

工业技术

计及电解槽自保温的风光制氢系统研究

张文韬¹, 周家辉¹, 徐钢^{1*}, 吴志聪¹, 云昆², 崔建卫²
(1. 华北电力大学能源动力与机械工程学院, 北京 102206;
2. 北方工程设计研究院有限公司, 河北 石家庄 050011)

摘要:提出了一种计及电解槽自保温的风光制氢系统, 使用储热罐回收利用电解制氢工作状态的余热, 当电解槽需要待机时进行放热保温。新系统降低了电解水制氢设备待机工况下的电耗, 减少了电解槽热损失, 该系统可为我国电解水制氢生产提供一定参考。

关键词:风光制氢; 碱性电解槽; 待机保温; 能量分析; 经济性分析

中图分类号: TK91

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2024)04-0204-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2024.04.038

Research on wind-solar energies-driven hydrogen production system considering self-insulation at electrolytic cell

ZHANG Wen-tao¹, ZHOU Jia-hui¹, XU Gang^{1*}, WU Zhi-cong¹, YUN Kun², CUI Jian-wei²

(1. College of Energy, Power and Mechanical Engineering, North China Electric Power University, Beijing 102206, China; 2. Norendar International Ltd., Shijiazhuang 050011, China)

Abstract: A wind-solar energies-driven hydrogen production system that takes into account the self insulation at electrolytic cell is proposed, which uses a heat storage tank to recover and utilize the spent heat from the working state of the electrolytic hydrogen production. Heat release and insulation are carried out when the electrolytic cell needs to be standby insulation. The new system reduces the power consumption when the electrolytic water hydrogen production equipment stands by, and reduces the heat loss of electrolytic cell. This system can provide some references for electrolytic water hydrogen production in China.

Key words: wind-solar energies-driven hydrogen production; alkaline electrolyzer; standby insulation; energy analysis; economic analysis

氢能作为一种清洁能源载体, 具有高能量密度、高能量转换效率、无污染等诸多优势, 有望在未来成为能源转型和可持续发展的重要选择之一^[1-2]。绿氢^[3] (green hydrogen) 是一种以可再生能源 (风能、太阳能等) 为驱动, 通过水电解反应产生的氢气。与传统的灰氢 (grey hydrogen) 和蓝氢 (blue hydrogen) 不同, 绿氢的生产过程中不产生或极少产生二氧化碳排放, 因此被认为是一种更环保和可持续发展的能源。

据国家能源局统计, 截至 2022 年底我国风光新能源发电装机容量 7.58 亿 kW, 发电量 1.19 万亿 kWh, 占比分别达到 29.56%、13.68%。利用风光等可再生能源发电制氢^[4], 被视为一种有潜力的可持续能源解决方案, 可以在未来的能源体系中发挥重

要作用。

电解水系统建模目前文献中大部分碱性电解槽模型侧重于描述电解槽的电化学原理^[5-8]。通常, 基于 Matlab/Simulink 建立电解槽系统数学模型, 包括极化曲线、电解槽输出功率、产氢速率、电流电压特性等模型, 然而很少有文献描述的模型考虑整个电解设备及其组件的性能。同时, 目前研究中很少对电解水制氢系统产生的余热进行充分利用, 导致了热能的浪费。

本文中综合考虑利用风光来进行碱性电解制氢, 通过结合风光出力分析及 Aspen Plus 软件, 建立了整个电解制氢系统模型。通过储热系统回收利用电解水制氢余热对自身进行保温, 降低了电解水制氢设备待机工况下的电耗, 提高了系统能量

收稿日期: 2023-06-16; 修回日期: 2024-02-04

基金项目: 国家自然科学基金重大项目 (52090064)

作者简介: 张文韬 (2000-), 男, 硕士生; 徐钢 (1978-), 男, 博士, 教授, 研究方向为先进发电技术及氢能综合利用, 通讯联系人, xg2008@ncepu.edu.cn。

转换效率。

1 风光制氢

1.1 风光制氢技术概述

风光制氢技术是一种利用风能与太阳能作为能源驱动电解水产生氢气的技术。并网式风光制氢技术系统配置如图1所示,主要由风力发电机组、光伏发电设备、碱性电解水装置、储氢装置等组成。

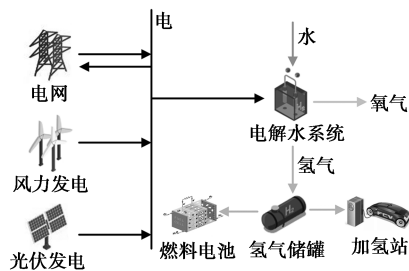


图1 并网式风光制氢技术系统配置示意图

1.2 风光出力分析

本文将碱性电解槽的状态分为正常工作状态、待机保温状态、停机状态以及启动状态。

①正常工作状态:电解液正常循环,电流密度稳定,电解槽中产生氢气和氧气,操作人员进行正常的生产操作。电解槽运行负荷范围取15%~100%。
②待机保温状态:电解槽处于待机保温状态时,系统通过电网购电,电流仍通入电解槽中,但是电流密度较低,仅需维持电解液正常流动。但此时需要较大的待机功耗去保持必要的槽温,以便快速再次启动。
③停机状态:当碱性电解槽停机时,电流不再通入电解槽,氢气和氧气的产生也随之停止。此时,需要对电解槽进行清理和维护,以确保设备的安全稳定运行。
④启动状态:在电解槽停机后,为了重新开始生产,需要进行启动操作。通常碱性电解槽稳定运行温度是70~90℃,从常温要达到正常稳定工作状态,需要时长约1h。

文献[9]中,作者根据新能源发电量和氢负荷的日前预测,提出了一种日前出力优化模型。该模型基于对电解槽的启停特性建立数学模型,综合考虑了新能源的随机性、间歇性和波动性特点,以及电解槽运行状态、功率约束、生产约束等。通过该模型,提出了一种基于碱性电解槽启停特性的新能源制氢系统的运行策略。基于文献[9],得到如下数据:风电与光伏装机容量均为60MW,年发电量分别为162407.94273MWh,弃电率为0.04324,售电率为0.2,风电成本为0.15319元/kWh,光伏发电成本为

0.20048元/kWh,电解槽总装机容量为35MW,选择7台5MW级碱性电解槽(1000m³/h碱性电解槽),电解槽平均合成负荷为83.6%。

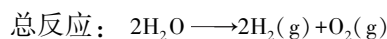
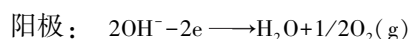
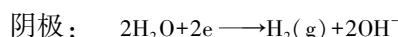
由于风电具有随机性、间歇性和波动性的特点,光伏具有波动性、间歇性、周期性的特点,得到该模型电解槽运行参数为:启停次数为208次,停机时长为1580h,待机时长为257h,工作时长为6715h。

2 电解水系统建模

2.1 Aspen模型

Aspen Plus^[10]是一种在化工和能源行业中广泛使用的模拟软件,主要用于设计、模拟和优化复杂的生产流程。

碱性电解化学反应式如下。



系统基本方法选择ELECNRTL,建立如图2模型。软件中主要组件的模型细节如下:泵出口压力为1.6MPa,效率为0.7;电解槽工作温度和压力分别为85℃和1.6MPa。

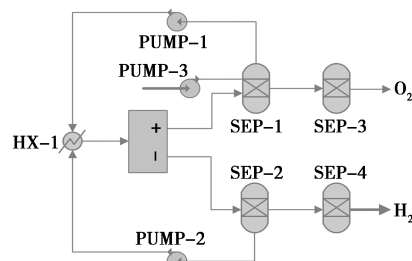


图2 电解水制氢模型流程

碱性电解槽内部布置阳极室和阴极室;阳极室和阴极室均通过管道与气液分离器连接。气液分离器包括氧气分离器(SEP-1)和氢气分离器(SEP-2);阳极室通过管道与氧气分离器连接;阴极室通过管道与氢气分离器连接。在电解槽中产生的H₂与O₂与电解液一同进入气液分离器中进行分离。其中电解液与气体分离后,通过循环泵(PUMP-1用于阳极电路,PUMP-2用于阴极电路)以及冷却器(HX-1),将冷却水与电解液进行换热以保持电解槽中的温度。

在气液分离器中分离的氧气与氢气分别进入氧气洗涤器(SEP-3)与氢气洗涤器(SEP-4),最大限度地去除碱液。最后,水通过补水泵(PUMP-3)从水箱送入氧气分离器(SEP-1),对系统进行补充。

在 Aspen Plus 中进行碱性电解制氢模拟的必要输入包括电解质浓度、入口水流量、工作温度、工作压力以及所需电负荷等。

发生电解反应所需要的最小电压称为可逆电压 (V_{rev}), 在标准条件 (0.1 MPa 和 25°C) 下为 1.23 V。由于过电位的存在, 电解槽电压 (V_{cell}) 总是高于理论电压。Ulleberg^[11] 所提出的描述电解槽电化学模型是目前使用最为广泛的模型之一, 参考该模型, 得到:

$$V_{cell} = V_{rev} + (r_1 + d_1 + r_2 \cdot T + d_2 \cdot p) i + s \cdot \log[(t_1 + t_2/T + t_3/T^2) i + 1] \quad (1)$$

式中, V_{rev} 为可逆电压; T 为温度; p 为压力; i 为电流密度; $r_1, r_2, d_1, d_2, s, t_1, t_2, t_3$ 为常数, 通过实验确定。

法拉第效率 η_F :

$$\eta_F = n_{H_2, prod} / n_{H_2, th} \quad (2)$$

式中, $n_{H_2, prod}$ 为生成氢气的摩尔数; $n_{H_2, th}$ 为相同时间内生成氢气的理论摩尔数。

同时, 法拉第效率 η_F 也可用经验方程来表示:

$$\eta_F = [i^2 / (f_{11} + f_{12} \cdot T + i^2)] \cdot (f_{21} + f_{22} \cdot T) \quad (3)$$

式中, T 为温度; i 为电流密度; $f_{11}, f_{12}, f_{21}, f_{22}$ 为常数, 通过实验确定。

从而得到生成氢气的摩尔数 $n_{H_2, prod}$ 为:

$$n_{H_2, prod} = \eta_F \cdot [I / (z \cdot F)] \cdot N \quad (4)$$

式中, z 为每个 H_2 分子转移的电子, 2; F 为法拉第常数, 96 485 C/mol; N 为电解室数量。

H_2O 转化率 α 为:

$$\alpha = [n(\text{变化}) / n(\text{总})] \times 100\% \quad (5)$$

式中, $n(\text{变化})$ 为参与反应水的摩尔数, 电解水反应数值上等于 $n_{H_2, prod}$; $n(\text{总})$ 为水的总摩尔数。

电解槽所需电功率 W_{stack} 为:

$$W_{stack} = V_{cell} \cdot N \cdot i \cdot A_{cell} \quad (6)$$

式中, V_{cell} 为电解槽电压; N 为电解室数量; i 为电流密度; A_{cell} 为有效电极面积。

表 1^[12]、表 2 分别为碱性电解槽的电化学模型考虑的系数及 Aspen 系统模型输入数据, 将以上数据带入 Aspen 模型中, 得到该系统电解槽在 100% 负荷下氢气产量为 715.76 kg/h, 将仿真结果与电化学经验方程 (1) ~ (6) 计算所得结果 717.21 kg/h 对比, 误差为 0.2%。显然, 计算结果与目标值较为接近, 这表明该仿真模型是准确和可靠的。

2.2 现存的问题

水电解生成氢气与氧气为分解反应, 即水分子先吸收热量, 吸收足够的能量之后, 化学键断裂, 形成氢气和氧气, 因此属于吸热反应。然而电解水实

表 1 碱性电解槽的电化学模型考虑的系数

参数	数值
$r_1 / (\Omega \cdot m^2)$	4.45153 × 10 ⁻⁵
$r_2 / (\Omega \cdot m^2 \cdot ^\circ C^{-1})$	6.88874 × 10 ⁻⁹
$d_1 / (\Omega \cdot m^2)$	-3.12996 × 10 ⁻⁶
$d_2 / (\Omega \cdot m^2 \cdot MPa^{-1})$	4.47137 × 10 ⁻⁸
s/V	0.33824
$t_1 / (m^2 \cdot A^{-1})$	-0.01539
$t_2 / (m^2 \cdot ^\circ C \cdot A^{-1})$	2.00181
$t_3 / (m^2 \cdot ^\circ C^2 \cdot A^{-1})$	15.24178
$f_{11} / (A^2 \cdot m^{-4})$	478645.74
$f_{12} / (A^2 \cdot m^{-4} \cdot ^\circ C^{-1})$	-2953.15
f_{21}	1.0396
$f_{22} / ^\circ C^{-1}$	-0.00104
电流密度, $i / (A \cdot m^{-2})$	2600
有效电极面积 A_{cell} / m^2	0.1

表 2 该 Aspen 系统模型输入数据

参数	数值
电解质浓度/%	35
入口水流量/(t·h ⁻¹)	140×7
电解槽工作温度 $T_{stack} / ^\circ C$	85
电解槽工作压力 P_{stack} / MPa	1.6
电解槽所需电功率 W_{stack} / MW	5

质是电流对水做功, 电解过程中电解液中的正负电子交换过程使电解液温度升高, 一部分的电能会转化成电解液的内能 (10% 左右), 从而导致温度升高。

在电解水制氢过程中, 电解槽温度是一个非常重要的工艺参数, 温度过高不仅会使电解出的气体所带走的电解液量增加, 同时也会加快设备的腐蚀, 降低设备寿命, 而温度过低则会影响到电解液的循环速度, 电流大小也不易增大, 导致产气量降低, 消耗电能增加。因此, 为使电解槽的温度保持在一定范围内 (70~90°C), 一般需要增加循环冷却水进行冷却, 通过控制冷却水的流量来维持电解槽中电解液的温度。这部分热量被冷却水带走而不能得到充分利用, 导致了热能的浪费。

同时, 排出氢气及氧气将会带走一少部分的热量, 而该部分热量一般都没有进行利用, 也造成了热量的损失。通过储热器可以将电解过程中产生的余热储存起来, 以备后续启停使用。这种方法可以在电解水系统需要时提供额外的热量。碱性电解槽在 50°C 的温度下启动仅需用时 10 min 以内便可达满负荷运行, 若在 5°C 的温度下启动则需要至少 1 h 以上才可达到满负荷运行, 因此对电解槽进行保温, 在热备用状态 (50°C 以上) 启动, 可以很好地利用电解过

程中产生的余热,降低电解水制氢设备待机工况下的电耗,从而提高系统能量转换效率。

3 方案分析

电解槽保温负荷取 8%^[9],待机时长取 4 h,待机 1.5 h 后电解槽温度低于 50℃ 后开始保温^[13]。本文中基于案例方案提出了新的优化方案。

案例方案:电解槽通过电网购电来保温待机。

优化方案:即电解槽自身保温方案,通过电网购买部分电以及利用储热罐等储热设备来保温待机,其中购电需要满足设备最低电耗 3%,储热罐满足保温热耗 5%。

3.1 购电保温

购电保温系统流程如图 2 所示,方案中电解槽待机保温工况下负荷全部来自电网购电,电解过程中产生的余热无法得到回收利用。设备 1 年待机工况下的总电耗为 448 MWh,年制氢量为 3 972.34 t。

3.2 电解槽自身保温

电解槽自身保温系统流程如图 3 所示,保温负荷需满足 3% 电负荷、5% 热负荷。电负荷由电网购电提供,与初始系统相比该系统增加了储热系统,包括斜温层储热罐、电解液换热器等。

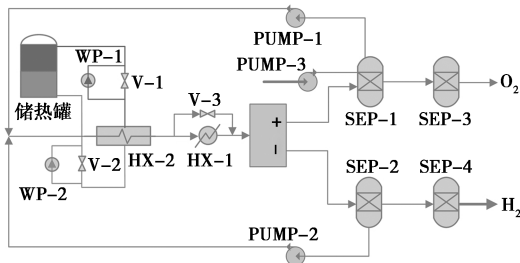


图 3 电解槽自身保温系统流程

储热罐^[14-15]是一种用于储存热能的设备。蓄热时,阀门 V-1 关闭,V-2 打开,开启水泵 WP-1,关闭 WP-2,热水从上部水管进入,冷水从下部水管排出,斜温层下移;放热时,阀门 V-1 打开,V-2 关闭,开启水泵 WP-2,关闭 WP-1,热水从上部水管排出,冷水从下部水管进入,斜温层上移。储热罐罐体的隔热效果较好,其 1 日内通过罐体壁损失的热量不足总蓄热量的 0.7%,且日内总损失也不超过 1%^[16]。储热罐参数见表 3。

在该系统,通过气液分离器中的 90℃ 电解液进入储热系统,在电解液换热器(HX-2)中将热量从电解液传递至储热介质水,储热介质升温至电解液工作温度 85℃,热量得以逐渐储存;电解液与储热系统进行热量交换,储热罐完成热量储存后,电解液

表 3 储热罐初始参数

参数	数值	参数	数值
储能容量/MWh	4.4	材质	钢
压力	常压	工质	水
高度 H/m	6.8	蓄热温差/℃	35
直径 D/m	4.5	寿命/年	20
总容积 V/m^3	108	建设成本/万元	54

流出电解液换热器。经冷却器(HX-1)冷却至 85℃ 后,循环流回碱性电解槽进行电解。当电解槽需要进行保温时,开启阀门 V-3,使冷却器停止工作;购电运行电解槽,仅需要电负荷将电解液循环抽送,依次经过气液分离器、电解液换热器和碱性电解槽。在电解液换热器中,储热罐的储热介质向电解液放热,使其温度维持在 50℃。当碱性电解槽再次启动时,可加快电解液升温至额定工作温度,提高了电解反应效率,实现了热量的利用,提高了整个电解制氢系统的电能转化利用效率。

设备待机工况下的总电耗为 168 MWh,较初始模型减少 62.5%。年氢气产量为 3 972.34 t。

4 结果分析

4.1 能量分析

采用系统能量效率来衡量整个系统的综合性能:

$$\eta = (n_{H_2,OUT} \cdot HHV_{H_2}) / W \quad (7)$$

式中, $n_{H_2,OUT}$ 为氢气产量; HHV_{H_2} 为 H_2 的高位热值,在标准条件下,氢气高位热值对应从液态水到气态氢的反应焓; W 为系统电力输入量。

案例方案与优化方案系统能流图如图 4、图 5 所示。案例方案与优化方案系统制氢量相同,通过比较电力输入量,对 2 种方案进行对比。反应器中电解反应产生的余热,在案例方案中通过冷却器随冷却水全部耗散,待机保温状态下负荷全部由系统电负荷提供。在优化方案中,除了由系统提供部分电负荷外,还充分利用了部分余热,接收 280 MW 的低温热量,使得待机保温状态电耗减少 62.5%,电解槽损失减少 1.38%。

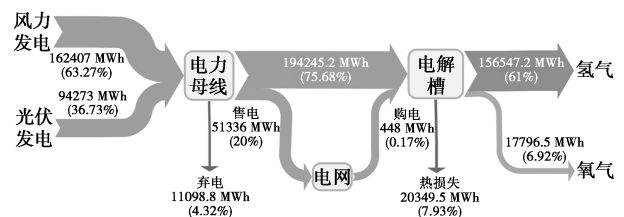


图 4 购电保温系统能流

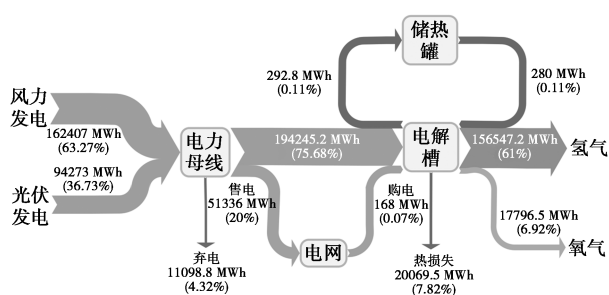


图 5 电解槽自保温系统能流

4.2 经济性分析

4.2.1 平准化制氢成本模型及成本分析

平准化成本分析法^[17]是一种评估不同投资项目之间经济效益的方法,广泛应用于能源领域中。平准化制氢成本模型(levelized cost of hydrogen)公式如下:

$$LCOH = [C_T - V_R / (1 + i)^{TY} + \sum_{n=1}^{TY} (A_n + P_n) / (1 + i)^n] / [\sum_{n=1}^{TY} Y_n / (1 + i)^n] \quad (8)$$

式中, C_T 为系统初始投资,包括建设和设备成本; V_R 为固定资产残值; A_n 为设施的运营和维护成本; P_n 为借款利息; Y_n 为第 n 年氢气的生产量; TY 为系统运营时间,本文中取 20 a; i 为折现率,本文中取 5%。

结合文献[18-19],本文中系统成本分析参数如下:①风电场单位建设成本 6 000 元/kW,光伏电站单位建设成本 4 000 元/kW;②1 台 1 000 m³/h 碱性电解槽成本 800 万元,安装费用及工程费用 200 万元;③1 kg 氢气水耗为 10 kg,工业用水价格取 5 元/t;④设备折旧期与安装及工程折旧期 20 a,采用直线折旧,每年折旧 5%;⑤人工及维护成本每年 280 万元;⑥储热罐成本包括 0.5 万元/m³的单位建设成本及每年占建设成本 5%的维护成本。计算结果见表 4。通过对比,电解槽自保温方案氢气成本较低,经济性更优。

表 4 电解制氢系统成本分析 元/kg

项目	案例方案	优化方案
设备总投资	8.43	8.44
水耗成本	0.05	0.05
电耗成本	11.08	11.04
人工及维护成本	0.71	0.71
单位质量氢气成本	20.27	20.24

4.2.2 动态回收周期

动态投资回收期^[20](DPP)指将方案各年的净现金流按基准收益率(i)折算成现值后,再推算投资

回收期。

$$NPV = \sum (CI - CO)(1 + i)^{-t} \quad (9)$$

式中, NPV 为净现值; CI 为年收益; CO 为年支出; i 为折现率。 $NPV=0$ 时, t 即为动态投资回收期。电网购电价格取 0.5 元/kWh,计算得到新系统增加储热系统后动态回收周期为 4.24 a,净现值为 120 万元。

4.3 方案对比

综合能量分析与经济性分析,对案例方案与优化方案进行对比,结果见表 5。

表 5 2 种方案性能对比

参数	购电保温方案	所提自保温方案	差值
年制氢量/t	3972.34	3972.34	—
电耗/(kWh·kg ⁻¹)	49.01	48.94	-0.07
电网年购电量/MW	448	168	-62.5%
电解槽热损失/MWh	20349.5	20069.5	-1.38%
单位质量氢气成本/(元·kg ⁻¹)	20.27	20.24	-0.03

5 结论

(1)本文中提出一种计及电解槽自身保温的风光制氢系统,通过结合风光出力分析及 Aspen Plus 软件,建立了整个电解制氢系统模型。该新系统可以通过储热罐等设备回收利用部分电解过程中产生的余热,用于电解槽待机保温。系统利用风光发电生产绿氢,减少了二氧化碳排放量,实现绿色清洁可持续生产。

(2)通过能量分析可知,该计及电解槽自身保温的风光制氢系统每年的氢气产量为 3 972.34 t。相较于案例系统,新系统待机保温状态下电耗减少 62.5%,电解槽损失减少 1.38%。

(3)通过经济性分析可知,此新系统的动态回收周期为 4.24 a,净现值为 120 万元。

参考文献

- [1] 邵志刚,衣宝廉.氢能与燃料电池发展现状及展望[J].中国科学院院刊,2019,34(4):469-477.
- [2] 孟翔宇,陈铭韵,顾阿伦,等.“双碳”目标下中国氢能发展战略[J].天然气工业,2022,42(4):156-179.
- [3] 苗安康,袁越,吴涵,等.“双碳”目标下绿色氢能技术发展现状与趋势研究[J].分布式能源,2021,6(4):15-24.
- [4] 王涵,李世安,杨发财,等.氢气制取技术应用现状及发展趋势分析[J].现代化工,2021,41(2):23-27.
- [5] 万志.新能源制氢系统运行控制策略研究[D].大连:大连理工大学,2021.

(下转第 215 页)

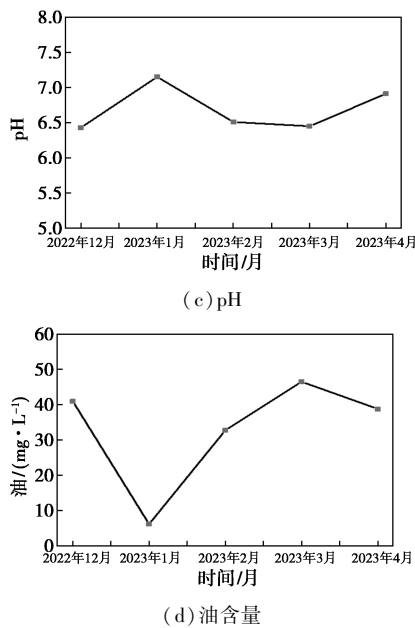


图 11 含盐污水指标排放情况

5 结论

炼厂第五周期投产以来,对清罐油进行回炼至常减压装置,掺炼期间一级电脱盐罐电流波动幅度大,为促进清灌油的回炼,对清罐油预处理、电脱盐罐运行情况进行了优化调整,结论如下。

(1) 掺炼清罐油期间,若发现电脱盐罐电流上涨,可采用停炼清罐油、提高破乳剂注入量、降低电脱盐罐界位、降低电脱盐罐混合压差、降低电脱盐变压器档位、排乳化层等方式来降低电脱盐罐电流,确保装置平稳运行。

(2) 经过优化调整,提前增加破乳剂的注入量,注入量控制在 10~15 g/t,并加强监测破乳剂泵的运行情况;每天检查一级电脱盐罐乳化层情况,发现乳化层及时排尽;清罐油净化过程中不加 PAC 和 PAM 等絮凝剂;控制脱前原油铁含量 ≤ 5 mg/kg。采用以上措施,常减压装置持续回炼清灌油 139 d,一级电脱盐罐电流未出现波动。

参考文献

- [1] 王昌涵.清罐污油多相分离处理技术研究[D].北京:中国石油大学,2019.
- [2] 李少萍,沈本贤,张琪,等.原油掺炼对混合原油、馏分油及渣油性质的影响[J].华东理工大学学报:自然科学版,2006,32(5):524-529,567.
- [3] 舒秀萍.原油蒸馏装置改造中电脱盐工艺技术的优化及新型缓蚀剂的应用[J].炼油技术与工程,2003,(12):12-14.
- [4] 陈明燕,刘政,聂崇斌,等.重质原油电脱盐影响因素分析及操作条件优化研究[J].石油与天然气化工,2011,40(6):578-580.
- [5] 王玉江,崔景亭.DRY-500 碟片式离心机的原油脱水试验[J].石油机械,1996,24(10):52-55,65.
- [6] 高红莉,赵风兰,王钰涵,等.聚合氯化铝工业废渣生产硅肥实验研究[J].矿产综合利用,2022,(5):15-19.
- [7] 曹秀芹,刘超磊,朱开金,等.碱度对聚合氯化铝调泥脱水和流变的影响[J].环境工程学报,2022,16(10):3410-3416.
- [8] 康传宏,周久娜,郭继香.超高分子量聚丙烯酰胺的合成方法综述[J].应用化工,2022,51(11):3310-3313.
- [9] 韩蕾,廖克俭,王洪国,等.油溶破乳剂在原油电脱盐脱水中的应用[J].当代化工,2014,43(3):348-349.
- [10] 陶俊,段明,方申文.铁离子对原油乳状液破乳脱水的影响[J].油田化学,2015,32(4):593-597.■
- [11] (上接第 208 页)
- [6] 陈锦洲,林飞,何洪文,等.质子交换膜燃料电池/电解槽系统建模及负荷追踪策略[J].电工技术学报,2020,35(S2):636-643.
- [7] 江悦,沈小军,吕洪,等.碱性电解槽运行特性数字孪生模型构建及仿真[J].电工技术学报,2022,37(11):2897-2908.
- [8] Shen Xiaojun, Zhang Xiaoyun, Lie Tek Tjing, et al. Mathematical modeling and simulation for external electrothermal characteristics of an alkaline water electrolyzer[J].International Journal of Energy Research,2018,42(12):3899-3914.
- [9] 袁铁江,万志,王进君,等.考虑电解槽启停特性的制氢系统日前出力计划[J].中国电力,2022,55(1):101-109.
- [10] 李开坤,王勤辉,张瑞月,等.基于 Aspen Plus 的热解煤气制氢工艺模拟及分析[J].热力发电,2021,50(7):15-22.
- [11] Brauns Jorn, Turek Thomas. Alkaline water electrolysis powered by renewable energy: A review[J].Processes,2020,8(2):248.
- [12] Sanchez Monica, Amores Ernesto, Rodriguez Lourdes, et al. Semi-empirical model and experimental validation for the performance evaluation of a 15 kW alkaline water electrolyzer[J].International Journal of Hydrogen Energy,2018,43(45):20332-20345.
- [13] Diéguez P M, Ursúa A, Sanchis P, et al. Thermal performance of a commercial alkaline water electrolyzer: Experimental study and mathematical modeling[J].International Journal of Hydrogen Energy,2008,33(24):7338-7354.
- [14] 曹丽华,刘喜峰,司和勇.结构参数对储热罐动态特性的影响[J].中国电机工程学报,2021,41(9):3216-3223.
- [15] 李咸善,苏传华,鲁明芳.考虑充热动态特性的储热罐容积配置方法[J].热力发电,2023,52(2):46-53.
- [16] Chen Xinyu, Kang Chongqing, O'Malley Mark, et al. Increasing the flexibility of combined heat and power for wind power integration in China: Modeling and implications[J].IEEE Transactions on Power Systems,2014,30(4):1848-1857.
- [17] 张理,叶斌,尹晨旭,等.风电制氢经济性与发展前景分析[J].东北电力技术,2020,41(7):5-9,37.
- [18] 王明华.新能源电解水制氢技术经济性分析[J].现代化工,2023,43(5):1-5.
- [19] 张轩,王凯,樊昕晔,等.电解水制氢成本分析[J].现代化工,2021,41(12):7-11.
- [20] 王玉亭,张钟,张洪钧,等.基于电解水制氢和生物质电厂的电与甲醇联产系统[J].科技和产业,2022,22(5):288-294.■