



Thermoeconomic Analysis of a Polygeneration System for Flare Gas Recovery with Crude Oil Preheating

Mostafa Mahboobi , Ghanbar Ali Sheikhzadeh * , Abolfazl Fattahi

Faculty of Mechanical Engineering, University of Kashan, Kashan, Iran.

Review History:

Received: Jul. 30, 2025
Revised: Sep. 12, 2025
Accepted: Sep. 24, 2025
Available Online: Sep. 27, 2025

Keywords:

Flare Gas Recovery
Polygeneration System
Thermoeconomic Analysis
Waste-to-energy
Crude Oil Preheating

ABSTRACT: Flare gas, a byproduct of oil extraction, is usually burned without useful application, despite having a high potential for energy recovery. This study has designed and analyzed a polygeneration system for utilizing flare gas to simultaneously produce power, fresh water, hydrogen, and heat. The proposed system includes a supercritical carbon dioxide power cycle, a thermoelectric generator, crude oil preheating, a reverse osmosis desalination unit, and hydrogen production in a proton exchange membrane electrolyzer. Modeling was performed using Engineering Equation Solver software and evaluated through energy, exergy, and exergoeconomic analyses. The novelty of the study lies in presenting an integrated system that optimizes multi-product generation from flare gas to meet industrial and domestic demands. The basic design results indicate an energy efficiency and exergy efficiency of 83.24% and 23.56%, a net output power of 12.23 MW, and a thermal load capacity of 13.39 MW. Hydrogen production is 60.93 kg/day, fresh water production is 106.7 kg/s, and the total exergy product cost rate, total exergy destruction cost rate, and total investment cost are 2,982.96, 347.58, and 645.84 \$/h, respectively, with a payback period of 1.72 years. Finally, the impact of key parameters on the system performance has been examined using sensitivity analysis.

1- Introduction

In recent years, with increasing environmental concerns and the intensification of the climate change crisis, reducing pollutants from industrial activities has become one of the main priorities of countries in the twenty-first century [1]. One of the major sources of greenhouse gas emissions is the phenomenon of flaring in refineries and oil and gas processing units, which is carried out under emergency conditions or for pressure control and process safety. On the other hand, burning these gases with high heating value leads to energy waste and economic loss in the oil and gas industry [1-3]. Iran, possessing the world's second-largest natural gas reserves, has a significant share in this issue [4]. In this regard, flare gas recovery is not only an effective solution for reducing pollution and improving energy efficiency but can also be highly beneficial economically [1, 2, 4].

Despite the studies conducted on flare gas recovery, research remains limited to designing systems that utilize this waste resource for the simultaneous production of multiple outputs such as power, freshwater, heat, and hydrogen. One of the innovations of this research is the design of a polygeneration system aimed at maximizing the utilization of flare gas energy, which includes components such as electricity generation, crude oil preheating, desalination, and green hydrogen production. In addition, the use of heated

freshwater as the feed for the proton exchange membrane electrolyzer, while enhancing technical performance and preventing membrane damage, improves the efficiency of the hydrogen production process. This system, designed considering the climatic conditions and available resources in southern regions of Iran, particularly Ahvaz, can be introduced as a practical and efficient option for flare gas energy recovery.

2- Methodology

A schematic of the proposed system used in this study is presented in Figure 1. The simulation approach in the present study is as follows: first, the system inputs and initial assumptions are defined, and the mass and energy balance equations for the components are formulated. Then, exergy and exergoeconomic analyses are performed, and the basic design results are obtained. Finally, the system's sensitivity to key parameters is examined to determine the effects of their changes on overall performance. The parameters presented below are used to evaluate the overall performance of the proposed system:

Net output electric power:

*Corresponding author's email: sheikhz@kashanu.ac.ir



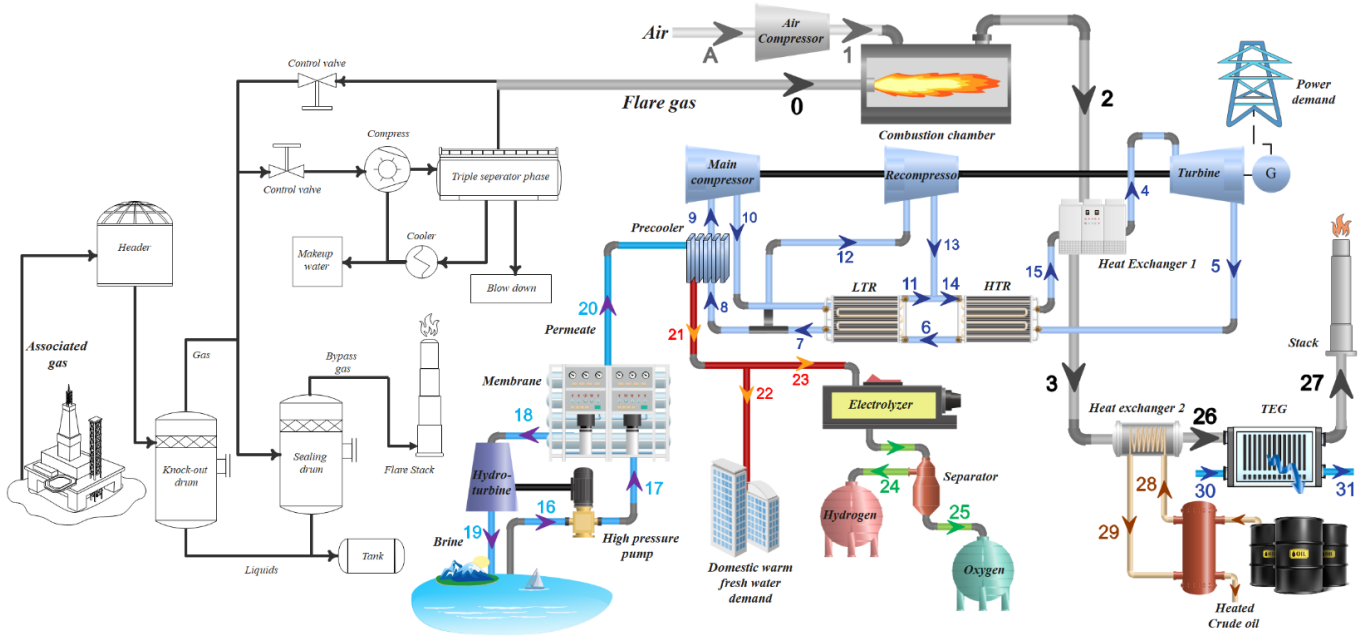


Fig. 1. Schematic of the proposed system

$$\dot{W}_{Net} = \dot{W}_{Net,sCO_2} + \dot{W}_{Net,RO} + \dot{W}_{TEG} - \dot{W}_{AirComp} - \dot{W}_{PEM} \quad (1)$$

In addition, the total electrical energy efficiency and the overall energy efficiency of the proposed system are calculated according to equations (2) and (3):

$$\eta_{Electrical} = \frac{\dot{W}_{Net}}{\dot{m}_0 LHV_{fg}} \quad (2)$$

$$\eta_{I,tot} = \frac{\dot{W}_{Net} + (\dot{m}h)_{20} + (\dot{m}h)_{24} + (\dot{m}h)_{25} + \dot{Q}_{Heating,water} + \dot{Q}_{Heating,oil}}{\dot{m}_0 LHV_{fg}} \quad (3)$$

Finally, the exergy efficiency for the overall system is calculated as follows:

$$\eta_{II,tot} = \frac{\dot{W}_{Net} + \dot{E}x_{20} + \dot{E}x_{24} + \dot{E}x_{25} + \dot{E}x_{Heating,water} + \dot{E}x_{Heating,oil}}{\dot{E}x_0 + \dot{E}x_A} \quad (4)$$

3- Results and discussion

Based on the input data for the proposed system, the baseline analysis results indicate that the system has an energy efficiency and exergy efficiency of 83.24% and 23.56%, respectively. The system produces a net output power of 12.23 MW and a heat load of 13.39 MW. Additionally, it produces fresh water at a flow rate of 106.7 kg/s and hydrogen at a rate of 60.93 kg/day. One of the major achievements of this system is the ability to utilize recovered heat for crude oil preheating, such that in the baseline case it can heat a

crude oil flow of 150.9 kg/s up to 80°C. From an economic perspective, the total exergy product cost rate is 2,982.96 \$/h, the total investment cost rate is 645.84 \$/h, the total exergy destruction cost rate is 347.58 \$/h, and the payback period is 1.172 years. Other output variables are presented in Table 1.

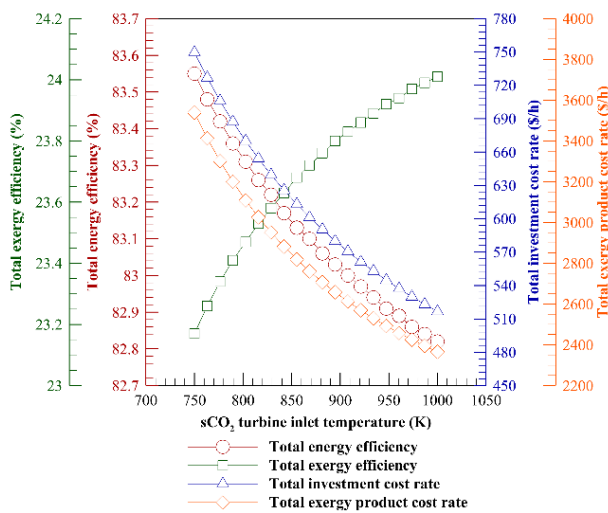
Sensitivity analysis is conducted as a study of the impact of independent variables on important dependent variables such as energy efficiency, exergy efficiency, investment cost rate, and exergy production cost rate.

With the increase of the turbine inlet temperature from 750 to 1000 K, the energy efficiency for the entire system, according to Figure 2, decreases by about 0.9%, while the exergy efficiency shows an increase of about 3.6%. The total investment cost rate and total exergy product cost rate also decreased by approximately 31% and 33%, respectively. Figure 3 illustrates the effect of seawater salinity variation on the overall system performance. According to this figure, with an increase in salinity up to 50 g/kg of water, the total energy efficiency decreases by 1.23%, and the exergy efficiency also declines by 2.09%. On the other hand, the total investment cost rate increases by 12.18%, and the total exergy product cost rate rises by 6.93%. The energy and exergy efficiencies of PEM¹ electrolyzer are illustrated as a function of current density in Figure 4. According to the results, with an increase in current density, the energy and exergy efficiencies of this unit decreased by 6.83%. The investment cost rate increases by 973%, and the exergy product cost rate rises by 576% in this unit. In Figure 5, the effect of the compressor pressure ratio on the mass flow rate of preheated crude oil is examined. With an increase in the pressure ratio, the flow rate of preheated crude oil initially rises to approximately 151

1. Proton Exchange Membrane (PEM)

Table 1. Modeling results for the main parameters in the base design case

Parameters	Value	Unit
Energy efficiency	83.24	%
Exergy efficiency	23.56	%
Net output power	12,232	kW
Total electrical efficiency	18.76	%
sCO ₂ ¹ cycle energy efficiency	40.90	%
TEG ² energy efficiency	4.04	%
Thermal load capacity	13,392	kW
Freshwater production rate	106.7	kg/s
H ₂ production flow rate	60.93	kg/day
Preheated crude oil flow rate	150.9	kg/s
Total exergy destruction	48,554	kW
Total exergy product cost rate	2,982.96	\$/h
Total exergy destruction cost rate	347.58	\$/h
Total investment cost rate	645.84	\$/h
Payback period	1.172	years

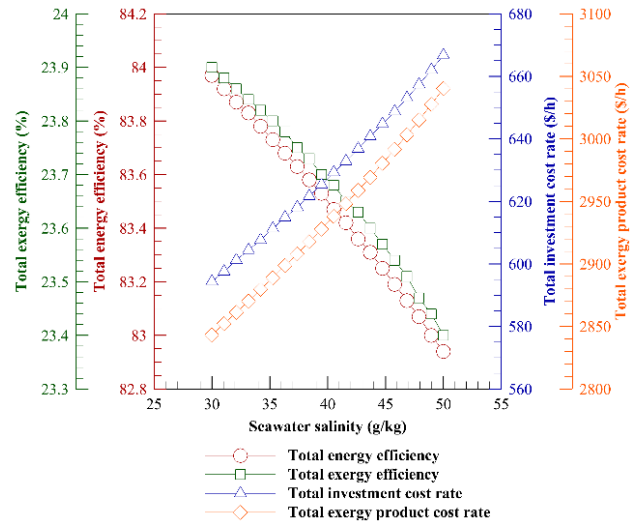
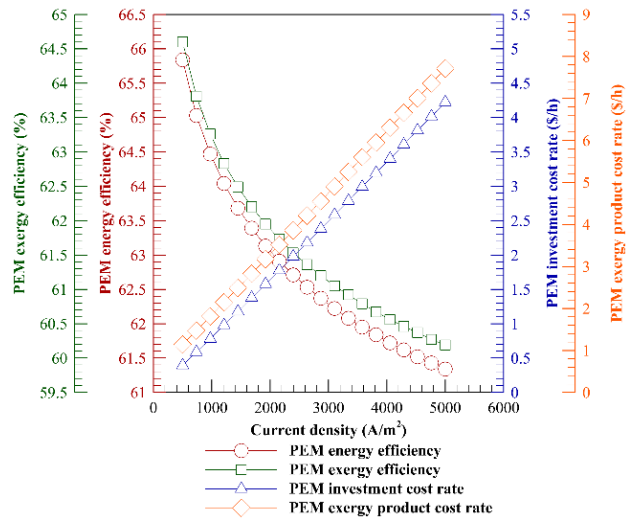
¹ Supercritical carbon dioxide (sCO₂)² Thermoelectric generator (TEG)**Fig. 2. Effect of variations in the sCO₂ turbine inlet temperature on the overall system main parameters**

kg/s at a pressure ratio of 3.29, and then follows a decreasing trend, eventually reaching 133.5 kg/s at a pressure ratio of 5.

4- Conclusions

Based on the obtained results and conducted analyses, the following points can be noted:

- In the base case, the total energy and exergy efficiencies of the system are 83.24% and 23.56%, respectively, with a net output power of 12.23 MW. Hydrogen production is

**Fig. 3. Effect of variations in seawater salinity on the overall system key parameters****Fig. 4. Effect of variations in current density on the overall system key parameters**

60.93 kg/day, and the fresh water flow rate is 106.7 kg/s. The system is capable of preheating 150.9 kg/s of crude oil to a temperature of 80°C. The highest investment cost is related to the reverse osmosis pump, and the greatest exergy destruction occurs in the combustion chamber. The payback period is calculated to be 1.172 years.

- Increasing the turbine inlet temperature of the supercritical carbon dioxide improves the energy and exergy efficiency of this unit, reduces costs, and enhances crude oil preheating, but slightly decreases the first-law efficiency of the entire system.
- The optimum compressor pressure ratio (3.29) maximizes efficiency and crude oil preheating; further increases reduce performance and increase costs.

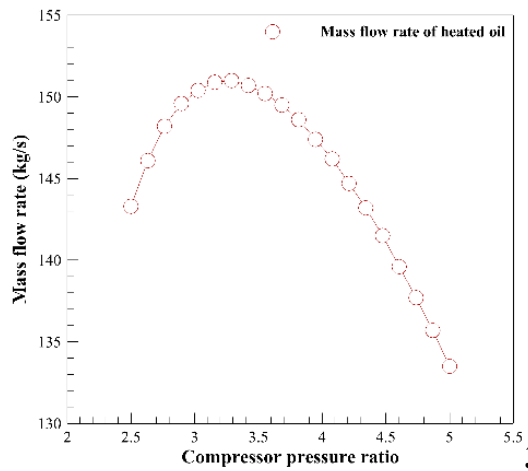


Fig. 5. Variations of the preheated crude oil flow rate with respect to compressor pressure ratio

- Increasing seawater salinity reduces the performance of the desalination unit and the overall system efficiency, while increasing costs.
- Increasing the current density in the proton exchange

membrane electrolyzer increases hydrogen production but reduces energy and exergy efficiencies, especially at high current densities.

- Increasing the figure of merit in the thermoelectric generator improves its efficiency but also increases investment and exergy production costs.

References

- [1] E. Yazdani, J. Asadi, Y.H. Dehaghani, P. Kazempoor, Flare gas recovery by liquid ring compressors-system design and simulation, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 84 (2020) 103627.
- [2] J. Asadi, E. Yazdani, Y. Hosseinzadeh Dehaghani, P. Kazempoor, Technical evaluation and optimization of a flare gas recovery system for improving energy efficiency and reducing emissions, *Energy Conversion and Management*, 236 (2021) 114076.
- [3] M.M. Parivazh, M. Mousavi, M. Naderi, A. Rostami, M. Dibaj, M. Akrami, The Feasibility Study, Exergy, and Exergoeconomic Analyses of a Novel Flare Gas Recovery System, *Sustainability*, 14(15) (2022) 9612.
- [4] M. Zolfaghari, V. Pirouzfard, H. Sakhaeinia, Technical characterization and economic evaluation of recovery of flare gas in various gas-processing plants, *Energy*, 124 (2017) 481-491.



تحلیل ترمودینامیکی - اقتصادی سامانه چندمنظوره بازیافت گاز فلر همراه با پیشگرمایش نفت خام

مصطفی محبوبی^۱، قنبرعلی شیخ زاده^{۱*}، ابوالفضل فتاحی

دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه کاشان، کاشان، ایران.

تاریخچه داوری:

دریافت: ۱۴۰۴/۰۵/۰۸

بازنگری: ۱۴۰۴/۰۶/۲۱

پذیرش: ۱۴۰۴/۰۷/۰۲

ارائه آنلاین: ۱۴۰۴/۰۷/۰۵

کلمات کلیدی:

بازیافت گاز فلر

سامانه چندمنظوره

تحلیل ترمودینامیکی - اقتصادی

تبدیل پسماند به انرژی

پیشگرمایش نفت خام

خلاصه: گاز فلر، محصول جانبی استخراج نفت، معمولاً بدون استفاده مفید سوزانده می‌شود درحالی که ظرفیت بالایی برای بازیافت انرژی دارد. در این پژوهش به طراحی و تحلیل یک سامانه چندمنظوره برای استفاده از گاز فلر در تولید همزمان توان، آب شیرین، هیدروژن و حرارت پرداخته شده است. سامانه پیشنهادی شامل چرخه توان کربن دی‌اکسید فوق‌بحرانی، مولد ترموالکتریک، پیشگرمایش نفت خام، واحد نمک‌زدایی اسمز معکوس و تولید هیدروژن در الکترولایزر غشای تبادل پروتون است. مدل‌سازی با نرم‌افزار حلگر معادلات مهندسی انجام و با تحلیل‌های انرژی، اگزرژی و اگزرژی-اقتصادی ارزیابی شده است. نوآوری پژوهش ارائه سامانه‌ای یکپارچه بوده که با استفاده از گاز فلر تولید چند محصول را بهینه کرده و نیازهای صنعتی و خانگی را تأمین می‌کند. نتایج طراحی پایه نشان می‌دهد بازده انرژی و اگزرژی به ترتیب ۸۳/۲۴٪ و ۲۳/۵۶٪، توان خالص خروجی ۱۲/۲۳ مگاوات و ظرفیت بار حرارتی ۱۳/۳۹ مگاوات است. تولید هیدروژن ۶۰/۹۳ کیلوگرم در روز، آب شیرین ۱۰۶/۷ کیلوگرم بر ثانیه، نرخ کل هزینه‌های تولید اگزرژی، تخریب اگزرژی و سرمایه‌گذاری به ترتیب ۲۹۸۲/۹۶، ۳۴۷/۵۸ و ۶۴۵/۸۴ دلار بر ساعت و دوره بازگشت سرمایه ۱/۱۷۲ سال محاسبه شده است. در نهایت، تأثیر متغیرهای کلیدی بر عملکرد سامانه به کمک تحلیل حساسیت بررسی شده است.

۱- مقدمه

ایران با دارا بودن دومین ذخایر بزرگ گاز طبیعی جهان، سهم قابل توجهی در این زمینه دارد؛ به‌طوری که تنها در پالایشگاه عسلویه، که بزرگ‌ترین پالایشگاه کشور در جنوب ایران است، مقدار زیادی گاز فلر تولید می‌شود که نیازمند راهکاری فوری برای بازیافت اقتصادی و کاهش آلودگی زیست‌محیطی است [۴]. در این راستا، بازیافت گاز فلر نه تنها راهکاری مؤثر برای کاهش آلودگی و افزایش بهره‌وری انرژی به شمار می‌رود، بلکه می‌تواند از نظر اقتصادی نیز بسیار سودمند باشد و در آینده نزدیک، به یکی از الزامات قانونی کشورهای تولیدکننده نفت تبدیل شود [۱، ۲، ۴]. روش‌های بازیافت گاز فلر را می‌توان به‌طور کلی به چند دسته‌ی اصلی تقسیم کرد که هر یک با توجه به فناوری مورد استفاده، هدف نهایی بازیافت و مقیاس اجرا طبقه‌بندی می‌شوند.

بخش عمده‌ای از پژوهش‌ها در زمینه بازیافت گاز فلر بر تولید توان الکتریکی متمرکز شده است. نژادفرد و خلیلی گرکانی [۵] بررسی کردند که استفاده از گاز فلر برای تولید توان الکتریکی از طریق چهار روش مختلف (توربین گازی، چرخه ترکیبی، موتور احتراق داخلی و پیل سوختی) می‌تواند

در سال‌های اخیر، با افزایش نگرانی‌های زیست‌محیطی و تشدید بحران تغییرات اقلیمی، کاهش آلاینده‌های ناشی از فعالیت‌های صنعتی به یکی از اولویت‌های اصلی کشورها در قرن بیست‌ویکم تبدیل شده است [۱]. یکی از منابع مهم انتشار گازهای گلخانه‌ای، پدیده مشعل‌سوزی یا فلرینگ^۱ در پالایشگاه‌ها و واحدهای فرآورش نفت و گاز است که در شرایط اضطراری یا جهت کنترل فشار و ایمن‌سازی فرآیند صورت می‌گیرد. این فرآیند موجب انتشار سالانه صدها میلیون تن گازهای گلخانه‌ای نظیر کربن دی‌اکسید، متان و گازهای اسیدی از جمله هیدروژن سولفید، گوگرددی‌اکسید و اکسیدهای نیتروژن به جو زمین می‌شود که پیامدهایی چون گرم‌شدن کره زمین، باران‌های اسیدی، و آسیب‌های زیست‌محیطی و انسانی را در پی دارد. از سوی دیگر، سوزاندن این گازهای دارای ارزش حرارتی بالا، منجر به اتلاف انرژی و زیان اقتصادی در صنعت نفت و گاز می‌شود [۱-۳].

1. Gas flaring

* نویسنده عهده‌دار مکاتبات: sheikhz@kashanu.ac.ir



جنبه‌های اقتصادی و زیست‌محیطی تحلیل کردند و دریافتند که مایع‌سازی بیشترین تولید مایع و بازیافت کربن‌دی‌اکسید (۲۰۵ تن در روز) را دارد و سودآوری بالایی نسبت به فشرده‌سازی ارائه می‌دهد.

برخی مطالعات به بررسی سامانه‌های ترکیبی یا چندمنظوره پرداختند که هدف آنها بهینه‌سازی عملکرد انرژی، زیست‌محیطی و اقتصادی است. طهماسب‌زاده‌بایی و صیادی [۱۰] سامانه ترکیبی دوستدار محیط‌زیست آب - انرژی برای یک شهر با استفاده از گاز فلر میدان نفتی مجاور آن ارزیابی کردند که شامل پالایشگاه مایعات گاز طبیعی، نیروگاه توربین گازی، واحد بازیافت مولد بخار^۴ و واحد آب شیرین‌کن چند اثره^۵ بود و دوره بازگشت سرمایه ۱/۳ سال با سرمایه‌گذاری ۲۳۶/۹۴ میلیون دلار داشت. موسی‌زاده و همکاران [۱۱] سه طرح برای تولید هیدروژن از گاز فلر و آب تولیدی را بررسی کردند و نشان دادند که استفاده از طرح سوم یعنی استفاده از انرژی خورشیدی برای تولید هیدروژن در کنار جذب کربن منجر به کمترین میزان انتشار کربن‌دی‌اکسید، افزایش ۱۷٪ در تولید هیدروژن، و هزینه مناسب تولید (۲/۸۶ دلار بر کیلوگرم هیدروژن) می‌شود. فلاح‌احمدی و همکاران [۱۲] یک سامانه چندمنظوره شامل چرخه رانکین ارگانیک و واحد آب شیرین‌کن چند اثره با استفاده از حرارت گاز فلر ارائه کردند. بازده انرژی و انرژی سامانه به ترتیب ۳۱/۷۴٪ و ۲۶/۲۳٪ بوده و دوره بازگشت سرمایه آن ۱/۴۲ سال برآورد شده است. بهینه‌سازی چندهدفه بازده انرژی را تا ۳۹/۷۷٪ افزایش داد و هزینه‌ها را کاهش داد. سماری و همکاران [۱۳] نشان دادند که استفاده از چرخه رانکین ارگانیک راهکاری مؤثر برای بازیابی حرارت تلف‌شده گازهای فلر است. نتایج تحلیل حساسیت بیانگر آن بود که دمای تبخیر، بازدهی ترمودینامیکی و توان توربین را به‌طور قابل توجهی بهبود می‌دهد، در حالی که ترکیب چرخه رانکین ارگانیک با چیلر جذبی نیز پتانسیل بالایی برای تولید هم‌زمان برق و سرمایش با بازدهی کل تا ۵۹٪ دارد.

با وجود پژوهش‌های صورت‌گرفته در زمینه بازیافت گاز فلر، همچنان تحقیقات محدودی در زمینه طراحی سامانه‌هایی وجود دارد که از این منبع اتلافی برای تولید هم‌زمان چند محصول از جمله توان، آب شیرین، حرارت و هیدروژن استفاده کنند. یکی از نوآوری‌های این پژوهش، طراحی یک سامانه چندمنظوره با هدف بهره‌برداری حداکثری از انرژی گاز فلر است که بخش‌هایی نظیر تولید توان الکتریکی، پیش‌گرمایش نفت خام، نمک‌زدایی و تولید هیدروژن سبز را شامل می‌شود. در این سامانه، از حرارت بازیافتی به منظور پیش‌گرمایش نفت خام استفاده شده است تا پاسخ‌گوی نیاز صنایع

علاوه بر بازیافت انرژی، انتشار آلاینده‌ها را کاهش دهد. آن‌ها نشان دادند که موتور احتراق داخلی از نظر اقتصادی و زیست‌محیطی عملکرد بهتری دارد، در حالی که ترکیب پیل سوختی اکسید جامد و توربین گازی علی‌رغم بازده بالا، از نظر اقتصادی ضعیف‌تر عمل می‌کند. تولایی و همکاران [۶] یک توربین گاز با احتراق خارجی نوآورانه برای کاهش اثرات خوردگی گاز فلر پیشنهاد دادند. با انجام تحلیل‌های جامع انرژی، انرژی، زیست‌محیطی و اقتصادی، این سامانه بهینه‌سازی شده و بازده انرژی بالای ۳۳/۴٪ را همراه با کاهش اثرات زیست‌محیطی نشان داد که آن را به راه‌حلی امیدوارکننده برای بازیافت گاز فلر تبدیل می‌کند. یورا و همکاران [۷] در مطالعه‌ای سه فناوری بازیافت انرژی از گازهای فلر را مقایسه کردند. فناوری موتور گازسوز با فلر جزئی از نظر اقتصادی بهترین عملکرد را با نرخ بازده داخلی ۴۲/۲٪ دارد، اما کمترین کاهش انتشار کربن‌دی‌اکسید را به همراه دارد. در مقابل، فناوری موتور دیزلی با واحد بازیابی حرارت با بیشترین تولید توان، از نظر زیست‌محیطی مؤثرترین راه‌حل است.

چندین مطالعه بر بازیافت مستقیم گاز فلر با استفاده از فشرده‌سازی و تزریق به خطوط لوله تمرکز داشته‌اند. فشرده‌سازی و بازیافت گاز فلر به جای سوزاندن آن، روشی مؤثر برای جلوگیری از هدررفت انرژی است. این فرآیند معمولاً شامل استفاده از کمپرسورهای تک‌مرحله‌ای یا چندمرحله‌ای است که با وجود هزینه بالاتر، از سوزاندن گاز جلوگیری کرده و انرژی اضافی را بازیافت می‌کند. یزدانی و همکاران [۱] سه پیکربندی مختلف برای سامانه بازیافت گاز فلر با کمپرسور حلقه مایع^۱ و محلول آمین جهت کاهش گازهای اسیدی بررسی کردند. نتایج نشان داد مصرف آمین در برخی پیکربندی‌ها به طور قابل توجهی کاهش یافته، اگرچه به دلیل نیاز به سرمایش اضافی، توان افزایش یافته بود.

گروهی از مطالعات به ارزیابی مقایسه‌ای و انتخاب بین روش‌های مختلف بازیافت گاز فلر پرداختند. رحیم‌پور و همکاران [۸] سه روش بازیافت گاز فلر در پالایشگاه را مقایسه کردند: تبدیل گاز به مایع، تولید توان الکتریکی با توربین‌های گازی و فشرده‌سازی برای تزریق به خط لوله. شبیه‌سازی آن‌ها نشان داد که تبدیل گاز به مایع بیشترین بازده محصول را داشت (۴۸۰۵۶ بشکه در روز) اما فشرده‌سازی گاز از نظر هزینه برای پالایشگاه مقرون‌به‌صرفه‌تر بود. در پژوهشی دیگر حاجی‌زاده و همکاران [۹] مایع‌سازی گاز فلر^۲، تولید گاز مایع نفتی^۳ و فشرده‌سازی سه‌مرحله‌ای را با تمرکز بر

1. Liquid ring compressor
2. Liquefaction
3. LPG production

4. Heat Recovery Steam Generator (HRSG)
5. Multi-Effect Desalination (MED)

سامانه فشرده بر روی تجهیزات دریایی یا سکوها‌ی نفتی را فراهم می‌سازد. پس از این مرحله، گازهای حاصل از احتراق که هنوز دارای انرژی حرارتی قابل استفاده هستند، در نقطه ۳ وارد مبدل حرارتی ۲ می‌شوند، که در آن روغن صنعتی (نقطه ۲۸) به‌منظور افزایش دما، حرارت جذب کرده و تا دمای مطلوب گرم می‌شود (نقطه ۲۹). این روغن داغ به‌عنوان منبع حرارتی برای پیش‌گرمایش نفت خام مورد استفاده قرار می‌گیرد. پس از این فرآیند، گازهای حاصل از احتراق از یک مولد ترموالکتریک عبور می‌کنند تا باقی‌مانده انرژی حرارتی آن‌ها نیز به انرژی الکتریکی تبدیل شده و سپس گازها به دودکش (نقطه ۲۷) هدایت می‌شوند.

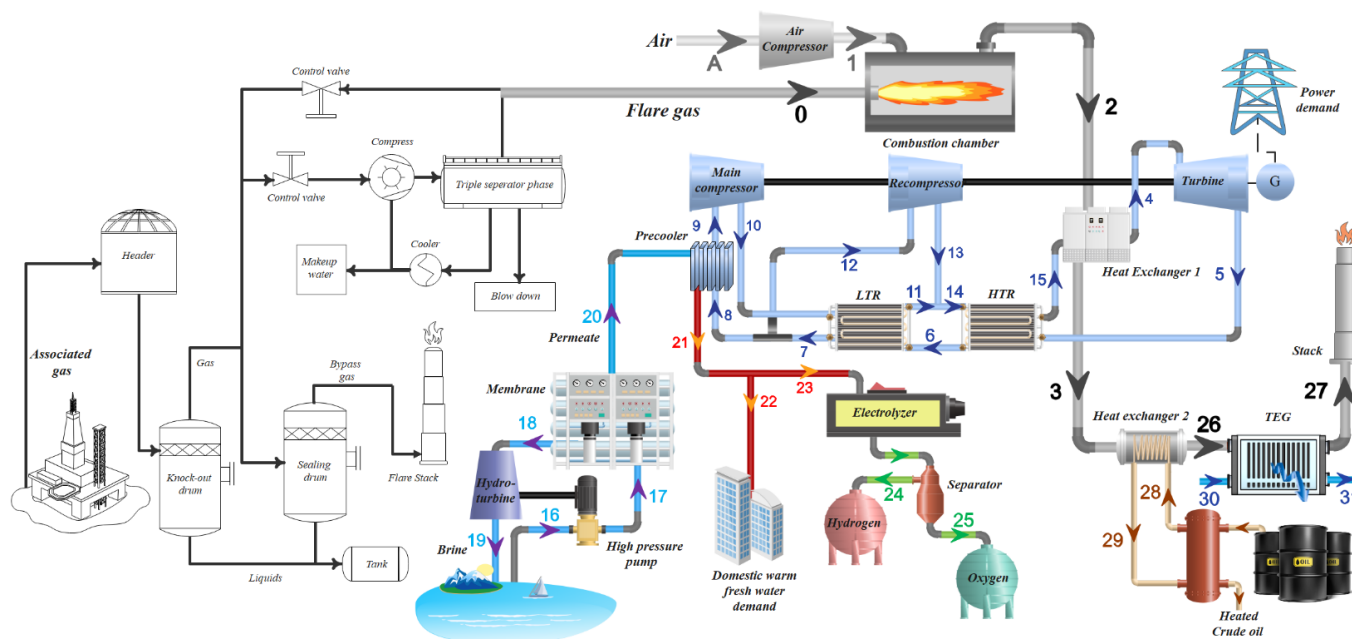
در بخش دیگر سامانه، یک واحد آب شیرین‌کن به روش اسمز معکوس به‌همراه یک هیدروتوربین به‌منظور بازیابی بخشی از انرژی پمپ فشار بالا تعبیه شده است. این بخش وظیفه تأمین آب مورد نیاز برای پیش‌خنک‌کن چرخه کربن‌دی‌اکسید فوق‌بحرانی (نقطه ۲۰) را بر عهده دارد. آب گرم خروجی از پیش‌خنک‌کن (نقطه ۲۱) نیز، برای مصارف خانگی به‌عنوان آب شیرین گرم (نقطه ۲۲) مورد استفاده قرار گرفته و بخش کوچکی از آن جهت تولید هیدروژن سبز در یک الکترولیزر (نقطه ۲۳) به‌کار گرفته می‌شود. از آن‌جا که آب شیرین در نقطه ۲۲ دارای دمای بالا است، برای همین می‌توان از حرارت آن به عنوان ایجاد حرارت در سامانه مذکور استفاده کرد. در انتها، پس از انجام واکنش‌های شیمیایی در الکترولیزر غشای تبادل پروتون، محصولات هیدروژن (نقطه ۲۴) و اکسیژن (نقطه ۲۵) در مخازن مربوطه ذخیره می‌شوند.

لازم به ذکر است که ظرفیت تولید آب شیرین بر اساس نیاز پیش‌خنک‌کن چرخه کربن‌دی‌اکسید فوق‌بحرانی و دمای مناسب برای الکترولیزر غشای تبادل پروتون تعیین شده است. به گونه‌ای که آب شیرین تولیدی در واحد اسمز معکوس باید بتواند هم مقدار کربن‌دی‌اکسید موجود در چرخه توان را تا دمای مشخص کاهش دهد (نقطه ۹) و هم در خروجی به دمای ۸۰ درجه سلسیوس برسد (نقطه ۲۱) تا مناسب ورود به الکترولیزر غشای تبادل پروتون باشد. همچنین دبی چرخه کربن‌دی‌اکسید فوق‌بحرانی با ثابت نگه داشتن توان خالص خروجی این چرخه تعیین می‌شود. ظرفیت تولید توان الکتریکی در مولد ترموالکتریک و ظرفیت پیش‌گرمایش نفت خام طوری انتخاب شده که بیشترین استفاده ممکن از حرارت گازهای حاصل از احتراق شود و دمای خروجی دودکش در 50°C ثابت باشد.

پایین‌دستی باشد. همچنین، استفاده از آب شیرین گرم شده به‌عنوان خوراک الکترولیزر غشای تبادل پروتون، ضمن ارتقای عملکرد فنی و جلوگیری از آسیب به غشاء، موجب افزایش کارایی فرآیند تولید هیدروژن می‌شود. علاوه بر این، آب شیرین تولیدی دارای دمای بالاست که پیش از استفاده خانگی، می‌توان از آن برای گرمایش نیز بهره‌برداری حرارتی کرد. این سامانه با توجه به شرایط اقلیمی و منابع در دسترس در مناطق جنوبی ایران، به‌ویژه اهواز، طراحی شده و می‌تواند به‌عنوان گزینه‌ای عملیاتی و کارآمد برای بازیافت انرژی از گاز فلر مطرح شود.

۲- توصیف سامانه

طرحواره‌ای از سامانه پیشنهادی مورد استفاده در این پژوهش در شکل ۱ ارائه شده است. در این سامانه، ابتدا گاز فلر از نقطه ۰ (صفر) وارد محفظه احتراق می‌شود. این گاز با هوای فشرده‌ای که توسط کمپرسور تا فشار مطلوب متراکم شده و از نقطه ۱ وارد محفظه احتراق می‌شود، ترکیب شده و فرآیند احتراق در داخل محفظه صورت می‌گیرد. محصولات حاصل از احتراق از نقطه ۲ خارج شده و دارای دمای بالا و انرژی حرارتی قابل‌توجهی هستند. در ادامه، بخشی از انرژی حرارتی موجود در این جریان از طریق مبدل حرارتی ۱ به سیال عامل چرخه کربن‌دی‌اکسید فوق‌بحرانی منتقل می‌شود تا توان الکتریکی لازم توسط ژنراتور متصل به توربین این سامانه تولید شود. روند تولید توان در چرخه برایتون کربن‌دی‌اکسید فوق‌بحرانی به این صورت است که ابتدا سیال عامل پس از دریافت حرارت در مبدل حرارتی ۱ وارد توربین شده (نقطه ۴) و با انبساط، توان مکانیکی و برق تولید می‌کند. سپس گاز خروجی از توربین به ترتیب در مبدل حرارتی دما بالا (نقطه ۵) و دما پایین (نقطه ۶) سرد می‌شود و در ادامه جریان کاری به دو شاخه تقسیم می‌شود: شاخه اصلی (نقطه ۸) وارد پیش‌خنک‌کن و سپس کمپرسور اصلی (نقطه ۹) می‌شود، در حالی که شاخه فرعی (نقطه ۱۲) بدون خنک‌شدن کامل به کمپرسور تراکم مجدد هدایت می‌گردد. پس از تراکم در هر دو کمپرسور، جریان‌ها با هم ترکیب شده و وارد مبدل حرارتی دما بالا (نقطه ۱۴) می‌شوند تا از حرارت گاز خروجی توربین برای پیش‌گرمایش آن استفاده شود. در نهایت، سیال پیش‌گرم شده دوباره به مبدل حرارتی ۱ رفته (نقطه ۱۵) و چرخه تکرار می‌شود. انتخاب چرخه کربن‌دی‌اکسید فوق‌بحرانی علاوه بر مزایای ترمودینامیکی و فشرده‌سازی، برای سامانه‌های چندمنظوره و غیرمتمرکز مناسب است و امکان یکپارچه‌سازی با زیرسامانه‌های تولید هیدروژن و آب شیرین را فراهم می‌کند. این ویژگی همچنین امکان نصب



شکل ۱. طرحواره سامانه پیشنهادی

Fig. 1. Schematic of the proposed system

۳- فرضیات و مدل سازی سامانه

- جهت انجام تحلیل انرژی، انرژی و انرژی و انرژی - اقتصادی سامانه پیشنهادی، روابط حاکم برای اجزای مختلف سامانه در نظر گرفته شده است. فرضیات به کار رفته در مدل سازی به شرح زیر است [۶]:
- تمامی اجزای سامانه در شرایط حالت پایا مورد تحلیل قرار گرفته اند.
- شرایط مرجع برای تحلیل انرژی، دمای ۲۹۸/۱۵ K و فشار ۱۰۱/۳ kPa در نظر گرفته شده است.
- بازده ایزنتروپیک برای فرآیندهای تراکم کمپرسورها برابر با ۸۵٪ و برای انبساط توربین کربن دی اکسید ۹۰٪ فرض شده است.
- میزان افت فشار در محفظه احتراق برابر با ۵٪ و در سایر اجزا ناچیز فرض شده است.
- ۲٪ از ارزش حرارتی پایین سوخت به عنوان تلفات حرارتی در محفظه احتراق در نظر گرفته شده است.
- آب خوراک ورودی به الکترولایزر غشایی تبادل پروتون دارای دمای ۸۰ درجه سلسیوس و فشار محیط است. همچنین این آب در واحد اسمز معکوس تصفیه شده و بدون یون های مزاحم است.
- ترکیب مولی هوای ورودی شامل ۲۰/۶٪ اکسیژن، ۷۷/۵٪ نیتروژن،

1. Lower Heating Value (LHV)

۰/۰۳٪ کربن دی اکسید و ۱/۸۷٪ بخار آب است.

- گاز ترش ورودی به سامانه از یکی از چاه های میدان نفتی واقع در جنوب ایران (منطقه اهواز) استخراج شده و خصوصیات ترمودینامیکی آن مطابق با داده های ارائه شده در مرجع [۶] است.
- رویکرد حل مسئله در پژوهش حاضر به این صورت است که ابتدا ورودی ها و فرضیات اولیه سامانه مشخص می شوند و روابط بقای جرم و انرژی برای اجزا نوشته می شود. سپس تحلیل انرژی و انرژی - اقتصادی انجام شده و نتایج طراحی پایه شامل بازده انرژی و انرژی، توان تولیدی خالص، میزان تولید هیدروژن و آب شیرین، میزان تخریب انرژی اجزا و خروجی های مربوط به هزینه های سامانه به دست می آید. در نهایت، حساسیت سامانه نسبت به متغیرهای کلیدی بررسی می شود تا اثر تغییرات آن ها بر عملکرد کلی مشخص شود. شایان ذکر است که بخشی از اطلاعات کلیدی ورودی سامانه پیشنهادی در جدول ۱ ارائه شده اند.

۳-۱- تحلیل انرژی

تحلیل انرژی، اولین گام در بررسی عملکرد ترمودینامیکی سامانه های انرژی به شمار می رود. برای انجام این تحلیل، از معادلات بقای جرم و انرژی برای هر یک از اجزای سامانه استفاده شده است. معادله بقای انرژی به

جدول ۱. اطلاعات مهم ورودی برای مدل‌سازی اجزای سامانه مورد مطالعه

Table 1. Key input data for modeling the components of the studied system

بخش	نام متغیر	مقادیر	واحد	مرجع
	نسبت فشار کمپرسور هوا	۲	-	-
	دمای گاز خروجی محفظه احتراق	۱۵۰۰	K	-
	توان خالص خروجی	۱۷۰۰۰	kW	-
چرخه توان	دمای کمینه	۳۰۵/۱۵	K	[۱۵]
کربن‌دی‌اکسید	دمای بیشینه	۸۲۳/۱۵	K	[۱۵]
فوق‌بحرانی	فشار ورودی کمپرسور اصلی	۷۴۰۰	kPa	[۱۵]
	نسبت فشار کمپرسورها	۳/۲	-	[۱۵]
	تعداد المان‌ها	۱۵	-	-
واحد آب	مساحت المان	۳۵/۴	m ²	[۱۶]
شیرین‌کن اسمز	تعداد محفظه تحت فشار ^۱	۹۰	-	-
معکوس	نسبت بازیابی ^۲	۰/۳	-	[۱۶]
	غلظت نمک آب دریا	۴۵	g/kg	[۱۶]
	چگالی جریان	۵۰۰۰	A/m ²	-
واحد الکترولایزر	ضخامت ممبران	۱۰۰	μm	[۱۷]
غشای تبادل	تعداد سلول	۵۰۰	-	-
پروتون	مساحت سلول	۲۷۰	cm ²	[۱۸]
واحد پیش‌گرمایش	دمای ورودی - خروجی روغن داغ ^۳	۴۰۳/۱۵ - ۴۷۳/۱۵	K	-
نفت خام	ظرفیت گرمایی ویژه نفت خام	0.5	kJ/kg-K	[۱۹]
	ضریب شایستگی ^۴ مولد ترموالکتریک	۰/۹	-	[۲۰]

¹ Pressure vessels, ² Recovery ratio, ³ Therminol 66, ⁴ Fig. of merit (ZT)

صورت کلی در مرجع [۱۴] بیان شده است.

$$\dot{m}_{air}h_1 + \dot{m}_{fg}LHV_{fg} = \dot{m}_2h_2 + (1 - \eta_{cc})\dot{m}_{fg}LHV_{fg} \quad (2)$$

۳-۱-۱- محفظه احتراق

معادلات بقای جرم و انرژی در محفظه احتراق به ترتیب با معادلات (۱)

$$\begin{aligned} & \bar{\lambda}(0.8021CH_4 + 0.1055C_2H_6 + 0.0486C_3H_8 \\ & + 0.0188C_4H_{10} + 0.0134C_5H_{12} + 0.00125C_6H_{14} \\ & + 0.0021N_2 + 0.0046CO_2 + 0.0026H_2S) \\ & + (0.206O_2 + 0.7747N_2 + 0.109H_2O + 0.0003CO_2) \rightarrow \\ & (1 + \bar{\lambda})(\gamma_{CO_2}CO_2 + \gamma_{N_2}N_2 + \gamma_{H_2O}H_2O + \gamma_{O_2}O_2 + \gamma_{SO_2}SO_2) \end{aligned} \quad (3)$$

و (۲) بیان می‌شود [۶]. هم‌چنین واکنش شیمیایی داخل محفظه احتراق به

صورت رابطه (۳) فرض شده است.

که در آن، $\bar{\lambda}$ ، نسبت مولی سوخت به هوا را بیان می‌کند.

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_{air} + \dot{m}_{fg} \quad (1)$$

۳-۱-۲- چرخه توان کربن دی اکسید فوق بحرانی

به منظور حفظ اختصار در پژوهش، از ارائه معادلات بقای جرم و انرژی برای همه اجزای این چرخه خودداری شده است. به همین دلیل تنها به تعدادی از متغیرهای کلیدی اشاره شده است [۱۵]:

$$w_{MC} = (1 - \gamma)(h_{10} - h_9) \quad (4)$$

$$w_{RC} = \gamma(h_{13} - h_{12}) \quad (5)$$

که در آن، γ نسبت جریان ورودی به کمپرسور تراکم مجدد است. این متغیر نشان می‌دهد که چه مقدار از جریان نقطه γ وارد کمپرسور تراکم مجدد می‌شود.

بازده انرژی در این چرخه مطابق با رابطه (۶) محاسبه می‌گردد.

$$\eta_{L,CO_2} = (w_{Tur} - w_{MC} - w_{RC}) / q_{HX1} \quad (6)$$

۳-۱-۳- الکترولیزر غشای تبادل پروتون

روابط (۷) و (۸) به ترتیب دبی مولی هیدروژن و اکسیژن تولیدی در الکترولیزر را نشان می‌دهد [۲۱].

$$\dot{n}_{H_2} = \frac{JA_{act}N_{cell}}{2F} \quad (7)$$

$$\dot{n}_{O_2} = \frac{JA_{act}N_{cell}}{4F} \quad (8)$$

که در آن، J چگالی جریان، A_{act} مساحت فعال، N_{cell} تعداد سلول و F ثابت فارادی است.

و در نهایت، توان مورد نیاز در این واحد مطابق با رابطه (۹) محاسبه می‌گردد.

$$\dot{W}_{PEM} = \frac{JVA_{act}}{1000} \quad (9)$$

که در آن، V پتانسیل الکتریکی سلول است.

۳-۱-۴- آب شیرین کن اسمز معکوس

به منظور تحلیل این واحد و محاسبه توان مورد نیاز پمپ فشار بالا از روابط ذیل استفاده می‌گردد [۱۶]:

$$\Delta P_{RO} = \left(\frac{M_d}{3600 \times TCF \times FF \times A_e \times n_e \times n_v \times k_w} \right) + \Delta \Pi \quad (10)$$

$$\dot{W}_{HPP} = \left(\frac{1000 \times M_f \times \Delta P_{RO}}{3600 \times \rho_f \times \eta_{pump}} \right) \quad (11)$$

$$\dot{W}_{HydroTur} = \dot{m}_{18}(h_{18} - h_{19}) \quad (12)$$

که در آن، ΔP_{RO} بیانگر اختلاف فشار در پمپ RO، M_d مقدار دبی آب شیرین تولیدی، TCF ضریب تصحیح دما، FF ضریب رسوب گذاری، A_e مساحت المان ممبران، n_e تعداد المان‌ها، n_v تعداد محفظه تحت فشار، k_w ضریب نفوذپذیری ممبران، $\Delta \Pi$ اختلاف فشار اسمزی کل، ρ_f چگالی آب دریا و η_{pump} بازده ایزنتروپیک پمپ فشار بالاست. در نهایت، مصرف توان مخصوص به کمک رابطه (۱۳) محاسبه می‌گردد:

$$SPC = \frac{\dot{W}_{HPP} - \dot{W}_{HydroTur}}{M_d} \quad (13)$$

۳-۱-۵- مولد ترموالکتریک

بازده مولد ترموالکتریک به کمک رابطه (۱۴) محاسبه می‌شود [۲۲]:

$$\eta_{TEG} = \eta_{Carnot} \frac{\sqrt{1 + ZT_M} - 1}{\sqrt{1 + ZT_M} - \frac{T_{cold}}{T_{hot}}} \quad (14)$$

که در آن، ZT_M ضریب شایستگی بدون بعد، T_{cold} و T_{hot} به ترتیب دمای سمت سرد و گرم ترموالکتریک و η_{Carnot} بازده کارنو است.

توان تولیدی مولد ترموالکتریک نیز از رابطه (۱۵) محاسبه می‌شود [۲۲]:

$$\dot{W}_{TEG} = \eta_{TEG} \cdot \dot{Q}_{TEG} \quad (۱۵)$$

که در آن، $\dot{Q}_{TEG}$ نرخ انتقال حرارت بین سمت گرم و سرد ترموالکتریک است.

۳-۲- تحلیل اگزرژی

قانون دوم ترمودینامیک به بررسی کیفیت انرژی و محدودیت‌های موجود در تبدیل آن به کار مفید می‌پردازد و نقش مهمی در شناسایی فرآیندهای واقعی ایفا می‌کند و بر مبنای برقراری موازنه اگزرژی تعریف می‌شود [۱۴]:

$$\sum \dot{E}x_Q + \sum \dot{m}_{in} ex_{in} = \sum \dot{m}_{out} ex_{out} + \sum \dot{E}x_W + \sum \dot{E}x_D \quad (۱۶)$$

که در آن، $\dot{E}x_Q$ اگزرژی حرارتی، $\dot{E}x_W$ اگزرژی کار ورودی و خروجی، $\dot{E}x_D$ تخریب اگزرژی، ex_{in} اگزرژی ویژه جریان ورودی و ex_{out} اگزرژی ویژه جریان خروجی است. به دلیل ناچیز بودن سهم اگزرژی‌های جنبشی و پتانسیل در اغلب سامانه‌های مهندسی، معمولاً این دو مؤلفه در محاسبات کلی اگزرژی جریان لحاظ نمی‌شوند و تمرکز اصلی بر اجزای فیزیکی و شیمیایی قرار می‌گیرد. اگزرژی فیزیکی و شیمیایی جریان‌ها به کمک روابط مندرج در مرجع [۱۴] محاسبه می‌شوند. میزان تخریب اگزرژی نیز بر اساس تعریف اگزرژی سوخت و محصول در هر جزء مطابق با مرجع [۱۴] محاسبه می‌شود.

۳-۳- تحلیل اگزرژی - اقتصادی

تحلیل اگزرژی - اقتصادی هزینه‌های سرمایه‌گذاری، تعمیر و نگهداری و همچنین اتلاف ناشی از تخریب اگزرژی را برای هر جزء محاسبه می‌کند. این روش با استفاده از معادلات موازنه هزینه و روابط کمکی، هزینه واحد اگزرژی تولیدشده را تعیین کرده و به طراحی بهینه و مقرون به صرفه کمک می‌کند.

موازنه نرخ هزینه برای جریان نقاط مختلف سامانه به کمک معادله (۱۷) تعریف می‌شود [۱۴]:

$$\sum \dot{C}_{out,k} + \dot{C}_{w,k} = \sum \dot{C}_{in,k} + \dot{C}_{w,k} + \dot{Z}_k \quad (۱۷)$$

که در آن، $\dot{C}_k$ نرخ هزینه است.

نرخ هزینه سرمایه‌گذاری ($\dot{Z}_k$) برحسب هزینه خرید هر جزء (Z_k) مطابق با رابطه (۱۸) محاسبه می‌گردد:

$$\dot{Z}_k = Z_k \cdot CRF \cdot \varphi / N \quad (۱۸)$$

که در آن، φ ضریب نگهداری، N کارکرد سامانه و CRF ضریب بازپرداخت سرمایه است که طبق رابطه (۱۹) محاسبه می‌گردد.

$$CRF = \frac{i(1+i)^N}{[(1+i)^N - 1]} \quad (۱۹)$$

که در آن، i بیانگر نرخ سرمایه‌گذاری است. مقادیر فرض شده برای متغیرهای اقتصادی فوق نیز در جدول ۲ ارائه شده است. پس از محاسبه نرخ هزینه سرمایه‌گذاری کل، بایستی آن را به کمک نسبت $\frac{CI_P}{CI_{Ref}}$ به روزرسانی کرد:

$$\dot{Z}_{Pk} = \dot{Z}_k \times \frac{CI_P}{CI_{Ref}} \quad (۲۰)$$

هزینه ناشی از تخریب اگزرژی نیز مطابق با رابطه (۲۱) محاسبه می‌گردد:

$$\dot{C}_{D,k} = c_{f,k} \dot{E}x_{D,k} \quad (۲۱)$$

و در نهایت، به منظور ارزیابی سامانه از نقطه نظر اگزرژی - اقتصادی دو متغیر مهم ضریب اگزرژی - اقتصادی و نسبت تخریب اگزرژی برای هر جزء بر اساس روابط (۲۲) و (۲۳) محاسبه می‌شود:

$$f_k = \frac{\dot{Z}_{Pk}}{\dot{Z}_{Pk} + \dot{C}_{D,k} + \dot{C}_{L,k}} \quad (۲۲)$$

$$Y_{D,k} = \frac{\dot{E}x_{D,k}}{\dot{E}x_{D,tot}} \quad (۲۳)$$

جدول ۲. اطلاعات ورودی برای تحلیل اگزورژی - اقتصادی [۲۳-۲۵]

Table 2. Input information for the exergoeconomic analysis [23–25]

مقادیر	نام متغیر
۲۰	عمر سامانه، n (سال)
۷۴۴۶	کارکرد سامانه، N (تعداد ساعات در سال)
۱/۰۶	ضریب نگهداری، ϕ (-)
۱۲	نرخ سرمایه‌گذاری، i (%)
۸۳۴/۹	ضریب CI در سال ۲۰۲۴
۰/۲۲	درآمد مخصوص فروش برق (\$/kWh)
۳/۲	درآمد مخصوص فروش آب شیرین (\$/m ³)
۰/۰۷	درآمد مخصوص فروش حرارت (\$/kWh)
۱۳/۹۹	درآمد مخصوص فروش هیدروژن (\$/kg)

۴- ارزیابی کلی عملکرد سامانه

همچنین دوره بازگشت سرمایه، به عنوان متغیری مهم در تحلیل

اقتصادی سامانه به کمک رابطه زیر محاسبه می‌شود [۲۳]:

$$PP = \frac{\ln\left(\frac{CF}{CF - \sum Z_k \cdot i}\right)}{\ln(1+i)} \quad (24)$$

متغیرهای ارائه شده در ادامه، به منظور ارزیابی کلی عملکرد سامانه پیشنهادی مورد استفاده قرار می‌گیرند:

توان الکتریکی خالص خروجی:

$$\dot{W}_{Net} = \dot{W}_{Net,sCO_2} + \dot{W}_{Net,RO} + \dot{W}_{TEG} - \dot{W}_{AirComp} - \dot{W}_{PEM} \quad (26)$$

که در آن، CF جریان نقدی ورودی سالانه (درآمد حاصل از فروش

محصولات) بوده و از طریق رابطه زیر محاسبه می‌شود [۲۳]:

که در آن:

$$\dot{W}_{Net,sCO_2} = \dot{W}_{Tur} - \dot{W}_{MainComp} - \dot{W}_{ReComp} \quad (27)$$

$$CF = Y_{el} k_{el} + Y_{heat} k_{heat} + Y_{water} k_{water} + Y_{H_2} k_{H_2} \quad (25)$$

$$\dot{W}_{Net,RO} = \dot{W}_{HydroTur} - \dot{W}_{HPP} \quad (28)$$

که در آن، Y میزان تولید سالانه محصول موردنظر و k درآمد

مخصوص فروش محصول موردنظر است که مقادیر آن برای محصولات

مختلف سامانه در جدول ۲ آورده شده است.

که در آن، متغیر $\dot{W}_{AirComp}$ بیانگر توان الکتریکی موردنیاز برای کمپرسور هوای ورودی به محفظه احتراق است.

بازده انرژی برای چرخه کربن دی‌اکسید فوق‌بحرانی و الکترولیزر غشایی تبادل پروتون به ترتیب در روابط (۲۹) و (۳۰) بیان شده است:

همچنین توابع مورد استفاده به منظور محاسبه هزینه خرید هر جزء در

جدول ۳ به صورت کامل همراه با شاخص مرجع هر رابطه آورده شده است.

روابط مربوط به تخریب اگزورژی و معادلات موازنه هزینه و کمکی برای هر

یک از اجزا نیز در جدول ۴ ارائه شده است.

جدول ۳. توابع هزینه خرید اجزای مختلف سامانه

Table 3. Purchase cost functions of various system components

نام اجزا	تابع هزینه	شاخص CI_{Ref}	مرجع
محفظه احتراق	$Z_{CC} = 25.6 \times \dot{m}_{air,in} \times (\frac{1}{0.99 - PR_c}) \times (1 + \exp(0.018 \times T_{out} - 26.4))$	۵۴۰/۷	[۶]
کمپرسورها	$Z_{Comp} = 71.1 \times \dot{m}_{in} \times (\frac{1}{0.92 - \eta_{Comp}}) \times PR_c \times \ln(PR_c)$	۳۶۸/۱	[۲۶]
توربین sCO ₂	$Z_{Tur} = 479.34 \times \dot{m}_{in} \times (\frac{1}{0.93 - \eta_{Tur}}) \times \ln(PR_c) \times (1 + \exp(0.036 T_{in} - 54.4))$	۳۶۸/۱	[۲۶]
مبدل‌های حرارتی	$Z_k = 2681 \times A_k^{0.59}; U_{HTR} = 2000 W.m^{-2}.K^{-1}; U_{LTR,HX1} = 1600 W.m^{-2}.K^{-1}$	۳۱۸/۴	[۲۷]
پیش‌خنک کن sCO ₂	$Z_{PC} = 2143 \times A_{PC}^{0.514}; U_{PC} = 2000 W.m^{-2}.K^{-1}$	۵۶۷/۳	[۲۷]
پمپ فشار بالا RO	$Z_{HPP} = 52 \times (Q_{HPP} \times \Delta P_{HPP}); Q_{HPP} \leq 200 m^3 / h$ $Z_{HPP} = 81 \times (Q_{HPP} \times \Delta P_{HPP})^{0.96}; Q_{HPP} > 200 m^3 / h$	۳۸۱/۷	[۲۸]
ممبران RO و Swip	$Z_{RO} = C_k \times n_m \times n_{pv} \times C_{pv} \times n_{pv}; C_k = 1200, C_{pv} = 7000$ $Z_{Swip} = 996 \times (Q_f \times 24)^{0.8}$	۳۸۱/۷	[۲۸]
توربین آبی RO	$\log_{10}(Z_{HT}) = 2.2476 + 1.4965 \times \log_{10}(\dot{W}_{HT}) - 0.1618 \times (\log_{10}(\dot{W}_{HT}))^2$	۵۷۵/۴	[۲۹]
الکترولایزر PEM	$Z_{PEM} = 1000 \times \dot{W}_{PEM}$	۵۲۱/۹	[۲۱]
مولد ترموالکتریک	$Z_{TEG} = 1500 \times \dot{W}_{TEG}$	۴۶۸/۲	[۲۰]
مبدل حرارتی ۲	$Z_{HX2} = 130 \times (\frac{A_{HX2}}{0.093})^{0.78}$	۴۶۸/۲	[۲۰]

$$\dot{Q}_{Heating,water} = \dot{m}_{22}(h_{22} - h_{in}) \quad (۳۳)$$

$$\eta_{I,sCO_2} = \frac{\dot{W}_{Net,sCO_2}}{\dot{Q}_{HX1}} \quad (۲۹)$$

$$\dot{Q}_{Heating,oil} = \dot{m}_{oil} C_{p,oil} (T_{hot,oil} - T_{cold,oil}) \quad (۳۴)$$

$$\eta_{I,PEM} = \frac{N_{H_2} \times LHV_{H_2}}{\dot{W}_{PEM}} \quad (۳۰)$$

و h_{in} انتالپی مخصوص آب در دمای ۵۰ درجه سلسیوس و فشار اتمسفر است. همچنین، $\dot{m}_{oil}$ دبی جرمی نفت خام و $C_{p,oil}$ ظرفیت گرمایی ویژه آن است.

همچنین، بازده انرژی الکتریکی کل و بازده انرژی کل سامانه پیشنهادی مطابق با روابط (۳۱) و (۳۲) محاسبه می‌شود:

در نهایت، بازده انرژی (قانون دوم ترمودینامیک) برای کل سامانه به صورت ذیل محاسبه می‌گردد:

$$\eta_{Electrical} = \frac{\dot{W}_{Net}}{\dot{m}_0 LHV_{fg}} \quad (۳۱)$$

$$\eta_{II,tot} = \frac{\dot{W}_{Net} + \dot{E}x_{20} + \dot{E}x_{24} + \dot{E}x_{25} + \dot{E}x_{Heating,water} + \dot{E}x_{Heating,oil}}{\dot{E}x_0 + \dot{E}x_A} \quad (۳۵)$$

$$\eta_{I,tot} = \frac{\dot{W}_{Net} + (\dot{m}h)_{20} + (\dot{m}h)_{24} + (\dot{m}h)_{25} + \dot{Q}_{Heating,water} + \dot{Q}_{Heating,oil}}{\dot{m}_0 LHV_{fg}} \quad (۳۲)$$

که در آن:

که در آن:

جدول ۴. رابطه تخریب انرژی و معادلات موازنه هزینه و کمکی برای اجزای مختلف سامانه

Table 4. Exergy destruction relation and cost balance and auxiliary equations for various system components

نام اجزا	رابطه تخریب انرژی	معادله موازنه هزینه	معادله کمکی
کمپرسور هوا	$\dot{W}_{AC} - (\dot{E}x_1 - \dot{E}x_A)$	$\dot{C}_A + \dot{Z}_{AC} + \dot{C}_{W,AC} = \dot{C}_1$	$c_A = 0, c_{W,AC} = c_{W,Tur}$
محفظه احتراق	$(\dot{E}x_0 + \dot{E}x_1) - \dot{E}x_2$	$\dot{C}_0 + \dot{C}_1 + \dot{Z}_{CC} = \dot{C}_2 + \dot{C}_{L,CC}$	$c_{L,CC} = c_0$
کمپرسور اصلی sCO ₂	$\dot{W}_{MC} - (\dot{E}x_{10} - \dot{E}x_9)$	$\dot{C}_9 + \dot{Z}_{MC} + \dot{C}_{W,MC} = \dot{C}_{10}$	$c_{W,MC} = c_{W,Tur}$
کمپرسور تراکم مجدد sCO ₂	$\dot{W}_{RC} - (\dot{E}x_{13} - \dot{E}x_{12})$	$\dot{C}_{12} + \dot{Z}_{RC} + \dot{C}_{W,RC} = \dot{C}_{13}$	$c_{W,RC} = c_{W,Tur}$
توربین sCO ₂	$(\dot{E}x_4 - \dot{E}x_5) - \dot{W}_{Tur}$	$\dot{C}_4 + \dot{Z}_{Tur} = \dot{C}_5 + \dot{C}_{W,Tur}$	$c_4 = c_5$
مبدل حرارتی HTR	$(\dot{E}x_5 - \dot{E}x_6) - (\dot{E}x_{15} - \dot{E}x_{14})$	$\dot{C}_5 + \dot{C}_{14} + \dot{Z}_{HTR} = \dot{C}_6 + \dot{C}_{15}$	$c_5 = c_6, c_{14} = c_{11} + c_{13}$
مبدل حرارتی LTR	$(\dot{E}x_6 - \dot{E}x_7) - (\dot{E}x_{11} - \dot{E}x_{10})$	$\dot{C}_6 + \dot{C}_{10} + \dot{Z}_{LTR} = \dot{C}_7 + \dot{C}_{11}$	$c_6 = c_7$
پیش خنک کن sCO ₂	$(\dot{E}x_8 - \dot{E}x_9) - (\dot{E}x_{21} - \dot{E}x_{20})$	$\dot{C}_8 + \dot{C}_{20} + \dot{Z}_{PC} = \dot{C}_9 + \dot{C}_{21}$	$c_8 = c_9, c_8 = (1-x)c_7$
مبدل حرارتی ۱	$(\dot{E}x_2 - \dot{E}x_3) - (\dot{E}x_4 - \dot{E}x_{15})$	$\dot{C}_2 + \dot{C}_{15} + \dot{Z}_{HX1} = \dot{C}_3 + \dot{C}_4$	$c_2 = c_3$
پمپ فشار بالا RO	$\dot{W}_{HP} - (\dot{E}x_{17} - \dot{E}x_{16})$	$\dot{C}_{16} + \dot{C}_{W,HP} + \dot{Z}_{HP} + \dot{Z}_{Swip} = \dot{C}_{17}$	$c_{16} = 0, c_{W,HP} = c_{W,Tur}$
ممبران RO	$\dot{E}x_{17} - (\dot{E}x_{18} + \dot{E}x_{20})$	$\dot{C}_{17} + \dot{Z}_{RO} = \dot{C}_{18} + \dot{C}_{20}$	-
توربین آبی RO	$(\dot{E}x_{18} - \dot{E}x_{19}) - \dot{W}_{HT}$	$\dot{C}_{18} + \dot{Z}_{HT} = \dot{C}_{19} + \dot{C}_{W,HT}$	$c_{18} = c_{19}, c_{W,HP} = c_{W,HT}$
الکترولایزر PEM	$(\dot{E}x_{23} + \dot{W}_{PEM}) - (\dot{E}x_{24} + \dot{E}x_{25} + \dot{E}x_{water})$	$\dot{C}_{23} + \dot{C}_{W,PEM} + \dot{Z}_{PEM} = \dot{C}_{24} + \dot{C}_{25}$	$c_{24} = c_{25}, c_{W,PEM} = c_{W,Tur}$
مبدل حرارتی ۲	$(\dot{E}x_3 - \dot{E}x_{26}) - (\dot{E}x_{29} - \dot{E}x_{28})$	$\dot{C}_3 + \dot{C}_{28} + \dot{Z}_{HX2} = \dot{C}_{26} + \dot{C}_{29}$	$c_4 = c_5, c_{52} = 0$
مولد ترموالکتریک	$(\dot{E}x_{26} - \dot{E}x_{27}) - (\dot{E}x_{31} - \dot{E}x_{30} + \dot{W}_{TEG})$	$\dot{C}_{26} + \dot{C}_{30} + \dot{Z}_{TEG} = \dot{C}_{27} + \dot{C}_{31} + \dot{C}_{W,TEG}$	$c_{26} = c_{27}, c_{30} = 0, c_{W,TEG} = c_{31}$

انطباق قابل توجهی با یافته‌های مقالات مورد استناد دارد. شکل ۲ نیز نشان می‌دهد که نتایج مدل الکترولایزر غشای تبادل پروتون با داده‌های مرجع [۳۰] تطابق خوبی دارد. با افزایش جریان، ولتاژ و مصرف توان بالا می‌رود که تاییدکننده دقت مدل است.

$$\dot{E}x_{Heating,water} = \dot{E}x_{22} - \dot{E}x_{in} \quad (36)$$

$$\dot{E}x_{Heating,oil} = \dot{E}x_{Hot,oil} - \dot{E}x_{Cold,oil} \quad (37)$$

۵- نتایج و بحث

۵-۱- اعتبارسنجی

در این مطالعه از نرم‌افزار حلگر معادلات مهندسی^۱ برای مدل‌سازی سامانه پیشنهادی استفاده شده است. مدل ریاضی سامانه پیشنهادی با مقایسه‌ی خروجی‌های چرخه‌های مختلف با نتایج تحقیقات معتبر قبلی [۱۵، ۱۶، ۳۰] مورد مقایسه و ارزیابی قرار گرفته است. نتایج این مقایسه که در جدول‌های ۵ و ۶ آمده، نشان می‌دهد که داده‌های محاسباتی این پژوهش

1. Engineering Equation Solver (EES)

۵-۲- طراحی پایه

بر اساس اطلاعات ورودی برای سامانه پیشنهادی مطابق با جدول ۱، نتایج تحلیل پایه نشان می‌دهد که سامانه دارای بازده انرژی و انرژی به ترتیب ۸۳/۲۴٪ و ۲۳/۵۶٪ است. این سامانه توان خالص خروجی ۱۲/۲۳ مگاوات و بار حرارتی ۱۳/۳۹ مگاوات تولید می‌کند. همچنین، آب شیرین با دبی ۱۰۶/۷ کیلوگرم بر ثانیه و هیدروژن با دبی ۶۰/۹۳ کیلوگرم در روز تولید می‌نماید. یکی از دستاوردهای مهم این سامانه، امکان بهره‌برداری از حرارت بازیافتی برای پیش‌گرمایش نفت خام است، به‌طوری که در حالت

جدول ۵. مقایسه بین نتایج پژوهش حاضر و مرجع [۱۵] برای چرخه sCO_2

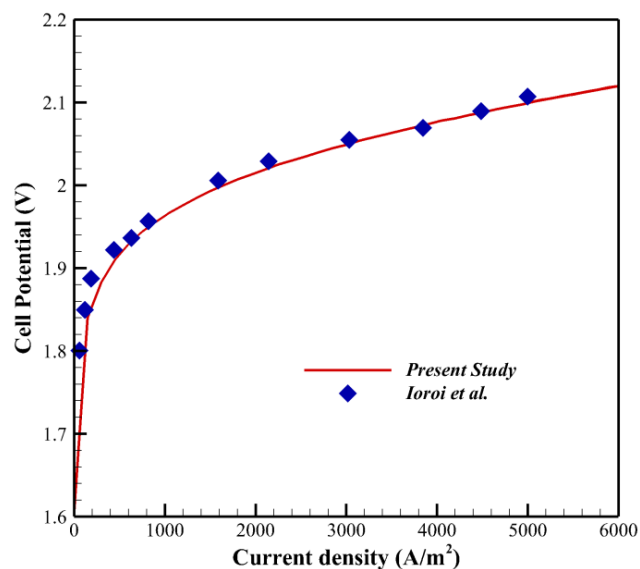
Table 5. Comparison between the results of the present study and Ref [15] for the sCO_2 cycle

نام متغیر		γ		$\eta_{th}(\%)$	
$T_{min} (^{\circ}C)$	$T_{max} (^{\circ}C)$	$P_{max} (MPa)$	PR_c	پژوهش حاضر	مرجع [۱۵]
۳۲	۵۵۰	۲۰	۲/۶۴	۰/۳۳۳۲	۰/۳۳۴
۳۲	۵۵۰	۳۰	۳/۸۶	۰/۳۵۴۹	۰/۳۵۵
۵۰	۵۵۰	۲۰	۲/۴۰	۰/۱۸۴۴	۰/۱۸۴
۵۰	۵۵۰	۳۰	۲/۸۰	۰/۲۵۴۱	۰/۲۵۴

جدول ۶. مقایسه بین نتایج پژوهش حاضر و مرجع [۱۶] برای چرخه RO

Table 6. Comparison between the results of the present study and Ref [16] for the RO cycle

نام متغیر	پژوهش حاضر	نفی [۱۶]	واحد	درصد خطا
$\dot{W}_{HPP}$	۱۱۲۰	۱۱۳۱	kW	۰/۹۷
M_F	۴۸۵/۹	۴۸۵/۹	m ³ /h	۰
SR	۰/۹۹۴۴	۰/۹۹۴۴	-	۰
X_b	۶۴۱۸۰	۶۴۱۸	ppm	۰
X_d	۲۵۲	۲۵۰	ppm	۰/۸
ΔP	۶۸۴۳	۶۸۵۰	kPa	۰/۱۰



شکل ۲. مقایسه بین نتایج پژوهش حاضر و مرجع [۳۰] برای چرخه PEM

Fig. 2. Comparison between the results of the present study and Ref [30] for the PEM cycle

جدول ۷. نتایج مدل‌سازی برای متغیرهای اصلی در حالت طراحی پایه

Table 7. Modeling results for the main parameters in the base design case

نام متغیر	مقادیر	واحد
بازده انرژی	۸۳/۲۴	%
بازده انرژی	۲۳/۵۶	%
توان خالص خروجی	۱۲۲۳۲	kW
بازده الکتریکی کل	۱۸/۷۶	%
بازده انرژی چرخه sCO_2	۴۰/۹۰	%
بازده انرژی مولد ترموالکتریک	۴/۰۴	%
ظرفیت بارحرارتی	۱۳۳۹۲	kW
دبی آب شیرین تولیدی	۱۰۶/۷	kg/s
دبی جرمی هیدروژن تولیدی	۶۰/۹۳	kg/day
دبی نفت خام پیش‌گرم شده	۱۵۰/۹	kg/s
تخریب انرژی کل	۴۸۵۵۴	kW
نرخ کل هزینه تولید انرژی	۲۹۸۲/۹۶	\$/h
نرخ کل هزینه تخریب انرژی	۳۴۷/۵۸	\$/h
نرخ کل هزینه سرمایه‌گذاری	۶۴۵/۸۴	\$/h
دوره بازگشت سرمایه	۱/۱۷۲	years

می‌ماند که به‌عنوان تلفات سامانه محسوب می‌شود. از توان خالص kW ۱۷۰۰۰ تولیدی چرخه کربن‌دی‌اکسید فوق‌بحرانی، مقادیر kW ۳۴۷۱ برای کمپرسور هوا، kW ۲۵۴۳ برای پمپ فشار بالای واحد آب شیرین‌کن، و kW ۱۳۸/۵ برای الکترولیزر غشای تبادل پروتون مصرف می‌شود. با درنظر گرفتن توان بازیافتی kW ۱۱۲۵ از هیدروتوربین واحد آب شیرین‌کن، توان خالص خروجی کل سامانه برابر با kW ۱۲۲۳۲ محاسبه می‌گردد. از kW ۲۴۵۶۱ حرارت دریافتی توسط آب شیرین در پیش‌خنک‌کن، kW ۲۳ صرف تأمین حرارت مورد نیاز الکترولیزر غشای تبادل پروتون می‌شود، kW ۱۳۳۹۰ از مقدار باقیمانده صرف افزایش دمای آب از ۵۰ به ۸۰ درجه سلسیوس برای مصارف خانگی شده و مابقی آن در آب شیرین مصرفی باقی می‌ماند.

نتایج تحلیل انرژی و انرژی - اقتصادی سامانه در حالت طراحی پایه در جدول ۸ به تفکیک برای هر جزء ارائه شده است. این نتایج نشان می‌دهد که بیشترین مقدار برای نرخ هزینه سرمایه‌گذاری مربوط پمپ فشار بالای آب شیرین‌کن بوده و توربین چرخه کربن‌دی‌اکسید فوق‌بحرانی در رده دوم قرار گرفته است. همچنین ممبران آب شیرین‌کن و کمپرسور اصلی چرخه

پایه می‌تواند دبی ۱۵۰/۹ کیلوگرم بر ثانیه نفت خام را تا دمای ۸۰ درجه سلسیوس گرم نماید. از نظر اقتصادی، نرخ کل هزینه تولید انرژی برابر با ۲۹۸۲/۹۶ دلار بر ساعت، نرخ کل هزینه سرمایه‌گذاری برابر با ۶۴۵/۸۴ دلار بر ساعت، نرخ کل هزینه تخریب انرژی برابر با ۳۴۷/۵۸ دلار بر ساعت و دوره بازگشت سرمایه برابر با ۱/۱۷۲ سال است. سایر متغیرهای خروجی در جدول ۷ ارائه شده است.

با بررسی توزیع جریان انرژی در سامانه مشاهده شد که گاز فلر با kW ۶۵۲۰۳ توان وارد محفظه احتراق می‌شود. در این جزء حدود kW ۱۳۰۴ به صورت تلفات حرارتی از دست می‌رود. از باقی انرژی، مقدار kW ۴۱۵۶۱ در مبدل حرارتی ۱ به چرخه توان کربن‌دی‌اکسید فوق‌بحرانی منتقل می‌گردد؛ که از این مقدار، kW ۱۷۰۰۰ صرف تولید توان خالص در این چرخه و kW ۲۴۵۶۱ صرف انتقال حرارت از طریق پیش‌خنک‌کن به آب شیرین می‌گردد. kW ۱۷۴۳۳ از توان باقیمانده در محصولات احتراق در مبدل حرارتی ۲ برای گرمایش روغن به کار گرفته می‌شود. همچنین، kW ۶۶۸۰ حرارت در مولد ترموالکتریک استفاده شده و منجر به تولید kW ۲۵۹/۳ توان الکتریکی می‌گردد. در نهایت، حدود kW ۱۶۹۶ در گازهای خروجی به دودکش باقی

جدول ۸. نتایج تحلیل انرژی و انرژی - اقتصادی برای اجزای مختلف سامانه

Table 8. Results of exergy and exergoeconomic analyses for various system components

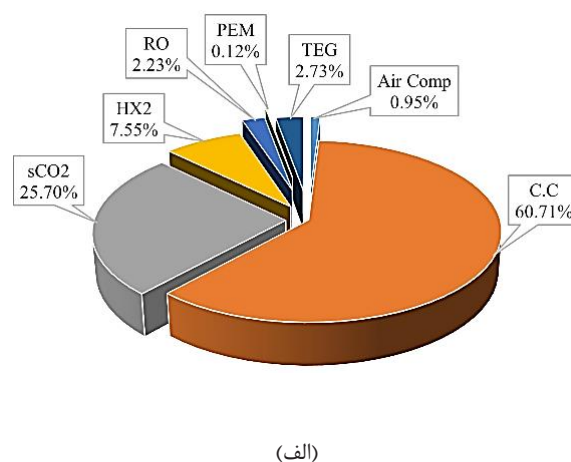
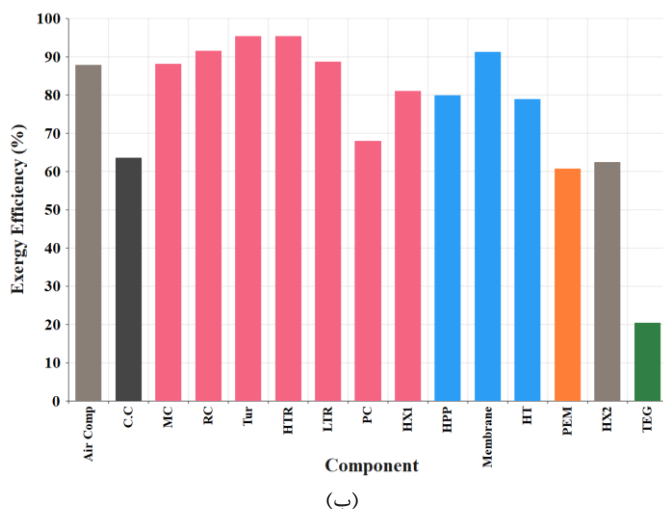
نام اجزا	$\dot{E}x_f$ (kW)	$\dot{E}x_p$ (kW)	$\dot{E}x_D$ (kW)	ν_D (%)	$\dot{Z}_k$ (\$/h)	$\dot{C}_D$ (\$/h)	f_k (%)
کمپرسور هوا	۳۴۷۱	۳۰۵۰	۴۲۰/۳	۰/۹۵	۲/۷۴	۹/۱۸	۲۲/۹۸
محفظه احتراق	۷۱۰۴۱	۴۵۱۱۱	۲۶۹۷۵	۶۰/۷۱	۲/۳۹	۱۲۲/۷۶	۱/۸۵
کمپرسور اصلی sCO ₂	۵۷۴۶	۵۰۶۵	۶۸۱/۲	۱/۵۳	۲۱/۹۶	۱۴/۸۸	۵۹/۶۲
کمپرسور تراکم مجدد sCO ₂	۶۲۳۳	۵۷۰۲	۵۳۰/۷	۱/۱۹	۹/۷۰	۱۱/۵۹	۴۵/۵۶
توربین sCO ₂	۳۰۳۹۳	۲۸۹۷۹	۱۴۱۴	۳/۱۸	۱۵۵/۶۶	۲۲/۲۱	۸۷/۵۱
مبدل حرارتی HTR	۱۵۲۰۷	۱۴۵۰۸	۶۹۹/۴	۱/۵۷	۴/۲۶	۱۰/۹۸	۲۷/۹۴
مبدل حرارتی LTR	۱۲۱۸۹	۱۰۸۱۳	۱۳۷۶	۳/۱۰	۷/۳۹	۲۱/۶۱	۲۵/۴۸
پیش خنک کن sCO ₂	۲۹۶۹	۲۰۱۶	۹۵۲/۶	۲/۱۴	۱/۵۶	۱۴/۹۶	۹/۴۳
مبدل حرارتی ۱	۳۰۴۳۷	۲۴۶۷۱	۵۷۶۶	۱۲/۹۸	۱/۷۳	۴۱/۱۵	۴/۰۴
پمپ فشار بالا RO	۲۵۴۳	۲۰۳۲	۵۱۰/۵	۱/۱۵	۱۵۸	۱۱/۱۵	۹۳/۴۱
ممبران RO	۲۰۳۲	۱۸۵۳	۱۷۹/۳	۰/۴۰	۹۳/۷۸	۳۳/۱۳	۷۳/۹۰
توربین آبی RO	۱۴۲۶	۱۱۲۵	۳۰۰/۸	۰/۶۸	۵/۶۱	۴	۲۰/۱۷
الکترولایزر PEM	۱۴۰/۷	۸۵/۴۲	۵۵/۲۷	۰/۱۲	۴/۲۲	۱/۳۷	۷۵/۴۸
مبدل حرارتی ۲	۸۹۱۱	۵۵۵۸	۳۳۵۳	۷/۵۵	۷	۲۳/۹۳	۲۲/۶۳
مولد ترموالکتریک	۱۵۲۸	۳۱۲/۶	۱۲۱۵	۲/۷۳	۱۳/۲۲	۸/۶۷	۶۰/۳۹

فوق بحرانی با مقدار ۲۵/۷۰٪ در رده بعدی قرار گرفته است. کمترین سهم تخریب انرژی را نیز الکترولایزر غشای تبادل پروتون با مقداری در حدود ۰/۱۲٪ داراست. همچنین در شکل (ب)، بازده انرژی برای تمامی اجزا آورده شده است. همانطور که انتظار می‌رود، کمترین بازده انرژی متعلق به مولد ترموالکتریک با مقدار ۲۰/۴۶٪ است. در حالی که بیشترین آن برابر با ۹۵/۴٪ برای مبدل حرارتی دما بالا در چرخه کربن دی‌اکسید فوق بحرانی است.

۵-۳- تحلیل حساسیت

در این بخش، تحلیل حساسیت به صورت مطالعه تأثیر متغیرهای مستقل بر روی متغیرهای وابسته مهمی چون بازده انرژی، بازده انرژی، نرخ هزینه سرمایه‌گذاری و نرخ هزینه تولید انرژی مورد مطالعه قرار گرفته است. در شکل ۴ (الف) عملکرد چرخه کربن دی‌اکسید فوق بحرانی در دماهای مختلف مورد بررسی قرار می‌گیرد. بازده انرژی رشد ۲۶/۲۸٪ را نشان می‌دهد و بیانگر استفاده مؤثرتر از انرژی حرارتی ورودی است. بازده انرژی نیز از ۵۱/۵۶٪ به ۶۲/۹۲٪ افزایش یافته که نشان‌دهنده بهبود در

کربن دی‌اکسید فوق بحرانی به ترتیب با نرخ‌های ۹۳/۷۸ و ۲۱/۹۶ دلار بر ساعت در رتبه‌های بعدی قرار می‌گیرند. نرخ هزینه تخریب انرژی نیز متناسب با تخریب انرژی است، به گونه‌ای که بیشترین نرخ هزینه مربوط به محفظه احتراق با مقداری در حدود ۱۲۳ دلار بر ساعت است. و در نهایت ضریب انرژی - اقتصادی که متغیری کلیدی در این تحلیل است، نشان می‌دهد که بیشترین مقدار آن برابر با ۹۳/۴۱٪ برای پمپ فشار بالای آب شیرین‌کن و کمترین مقدار آن برابر با ۱/۸۵٪ برای محفظه احتراق است. این مقادیر بدین معناست که اجزایی مانند پمپ فشار بالای آب شیرین‌کن که مقدار بالایی دارند گزینه‌های مناسبی برای بهبود عملکرد و کاهش هزینه‌ها نیستند، زیرا سهم قابل توجهی از هزینه‌ها در این اجزا مربوط به هزینه‌های سرمایه‌گذاری است که غیرقابل تغییر هستند. درحالی که اجزایی مانند محفظه احتراق که ضریب پایینی دارند، پتانسیل بالایی برای کاهش هزینه‌ها از طریق کاهش تخریب انرژی هستند. به منظور نمایش بهتر سهم هر یک اجزا و چرخه‌ها در تخریب انرژی سامانه، نمودار (الف) در شکل ۳ ترسیم شده است. همانطور که مشاهده می‌شود، بیشترین سهم تخریب انرژی مربوط به محفظه احتراق بوده و چرخه توان کربن دی‌اکسید



شکل ۳. نمودار (الف) تخریب انرژی، (ب) بازده انرژی برای اجزای مختلف سامانه

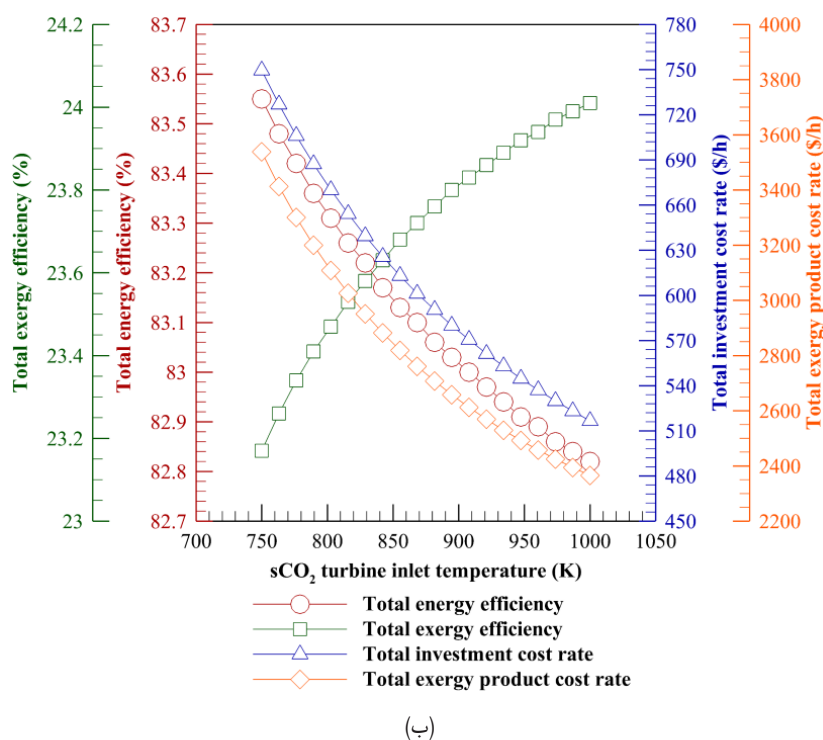
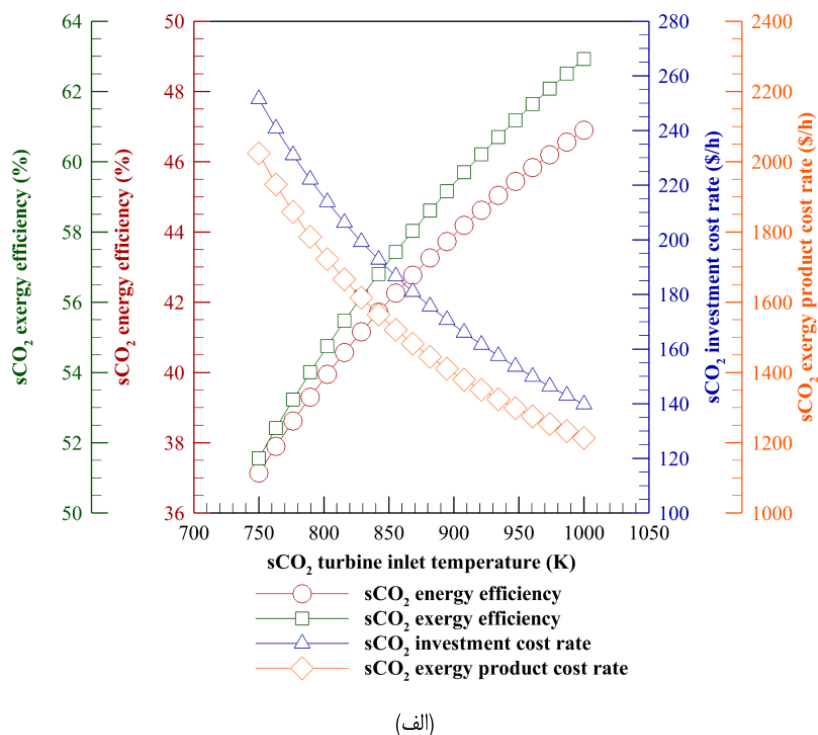
Fig. 3. (a) Exergy destruction, (b) Exergy efficiency for various system components

بودن توان خالص خروجی چرخه با توجه به فرضیات طراحی برمی گردد، به گونه‌ای که با افزایش نسبت فشار کمپرسور تا نقطه بهینه، کاهش دبی منجر به کاهش حرارت دریافتی در مبدل حرارتی ۱ شده و منجر به افزایش بازده می‌شود؛ اما با افزایش این نسبت، کاهش دمای نقطه ۱۵، منجر به افزایش نیاز به دریافت حرارت از گازهای احتراقی می‌شود و بازده را کاهش می‌دهد. نرخ هزینه سرمایه‌گذاری چرخه به طور پیوسته ۶۵٪ و هزینه تولید انرژی ۴۰/۳٪ رشد می‌کند. بررسی اثر این نسبت بر روی کل سامانه نشان می‌دهد که با افزایش این نسبت، نرخ کل هزینه سرمایه‌گذاری و تولید انرژی نیز به ترتیب ۲۰/۸٪ و ۲۵/۳٪ رشد می‌کند.

نتایج ارائه شده در شکل ۶ (الف) نشان می‌دهد که با افزایش غلظت نمک آب دریا از ۳۰ به ۵۰ گرم در هر کیلوگرم آب، توان مخصوص رشد ۷۱/۲٪ را خواهد داشت، به این معنی که با افزایش شوری آب، انرژی بیشتری برای تولید هر واحد آب شیرین مورد نیاز است. هزینه سرمایه‌گذاری این واحد نیز رشد ۲۰٪ را نشان می‌دهد، که حاکی از آن است که تجهیزات و زیرساخت‌های مورد نیاز برای شیرین‌سازی آب شور، با افزایش غلظت نمک، گران‌تر تمام می‌شود. از سوی دیگر، هزینه تولید انرژی از ۷۲۱/۶۴ به ۹۳۰/۱۲ دلار بر ساعت رسیده که افزایشی معادل ۲۸/۹٪ دارد. شکل ۶ (ب) اثر تغییر غلظت نمک آب دریا را بر عملکرد کلی سامانه نشان می‌دهد که بر اساس آن، با افزایش غلظت تا ۵۰ گرم در هر کیلوگرم آب، بازده انرژی کل افت ۱/۲۳٪ پیدا می‌کند، همچنین بازده انرژی نیز ۲/۰۹٪ کاهش می‌یابد.

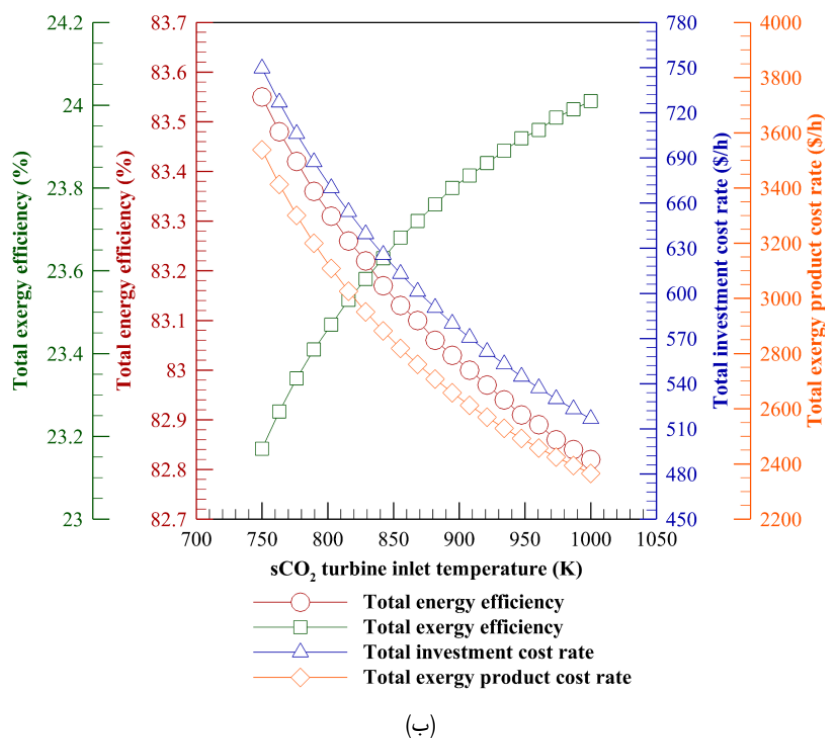
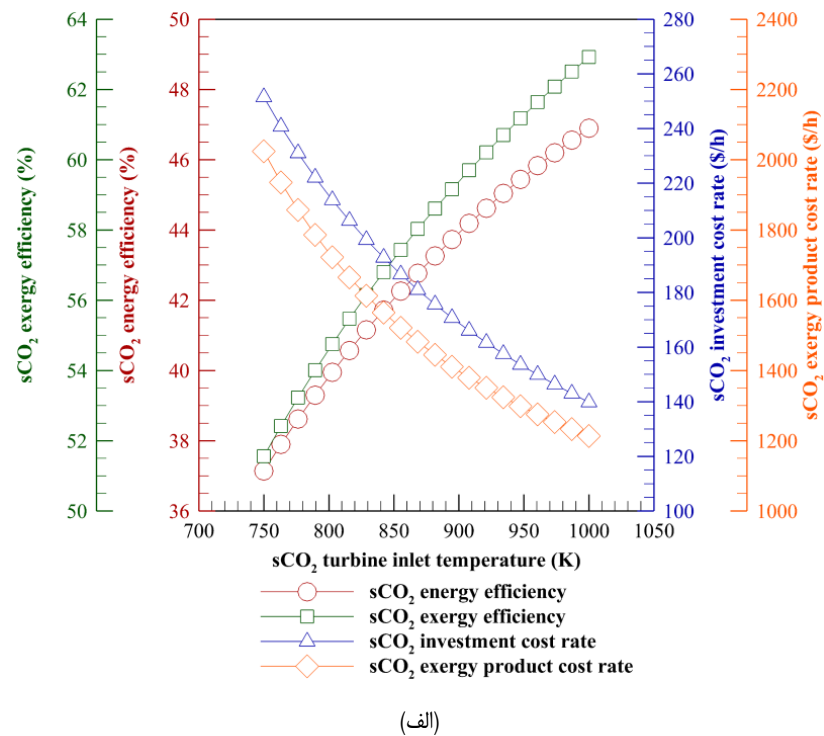
تبدیل انرژی قابل‌دسترس به کار مفید است. هزینه‌های سرمایه‌گذاری به‌طور پیوسته کاهش ۴۴/۴٪ داشته که حاکی از بهینه‌سازی اقتصادی سامانه در دماهای بالاتر است. از سوی دیگر، نرخ هزینه تولید نیز کاهش حدود ۴۰٪ داشته است. به‌طور کلی، افزایش دما منجر به بهبود عملکرد ترمودینامیکی و اقتصادی چرخه می‌شود، به‌طوری که در دمای ۱۰۰۰ کلین، چرخه به بالاترین بازده و کمترین هزینه‌ها دست می‌یابد. اما با افزایش دمای ورودی توربین از ۷۵۰ به ۱۰۰۰ کلین، بازده قانون اول برای کل سامانه مطابق با شکل ۴ (ب) حدود ۰/۹٪ کاهش می‌یابد، درحالی که بازده قانون دوم حدود ۳/۶٪ افزایش را نشان می‌دهد. علت کاهش اندک در بازده انرژی کل، کاهش دمای گازهای خروجی از مبدل حرارتی ۱ با افزایش دمای ورودی توربین است. در نتیجه کاهش میزان نفت پیش‌گرم شده و کاهش توان تولیدی مولد ترموالکتریک منجر به کاهش بازده انرژی کل شده است. نرخ کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری و تولید انرژی نیز به ترتیب حدود ۳/۱٪ و ۳۳٪ کاهش می‌یابند.

مطابق شکل ۵، با افزایش نسبت فشار کمپرسور از ۲/۵ به ۵، بازده انرژی برای چرخه کربن‌دی‌اکسید فوق‌بحرانی ابتدا از ۵۴/۷۲٪ تا ۵۵/۸۶٪ افزایش و سپس تا ۵۳/۳۸٪ کاهش می‌یابد. به طور مشابه، بازده انرژی چرخه ابتدا کمی رشد داشته و سپس تا ۳۸/۷۵٪ افت پیدا می‌کند. نقطه بیشینه برای هر دو بازده در نسبت فشار کمپرسور ۳/۲۹ رخ می‌دهد. علت این رفتار بازده انرژی و انرژی با افزایش نسبت فشار کمپرسورها، به ثابت



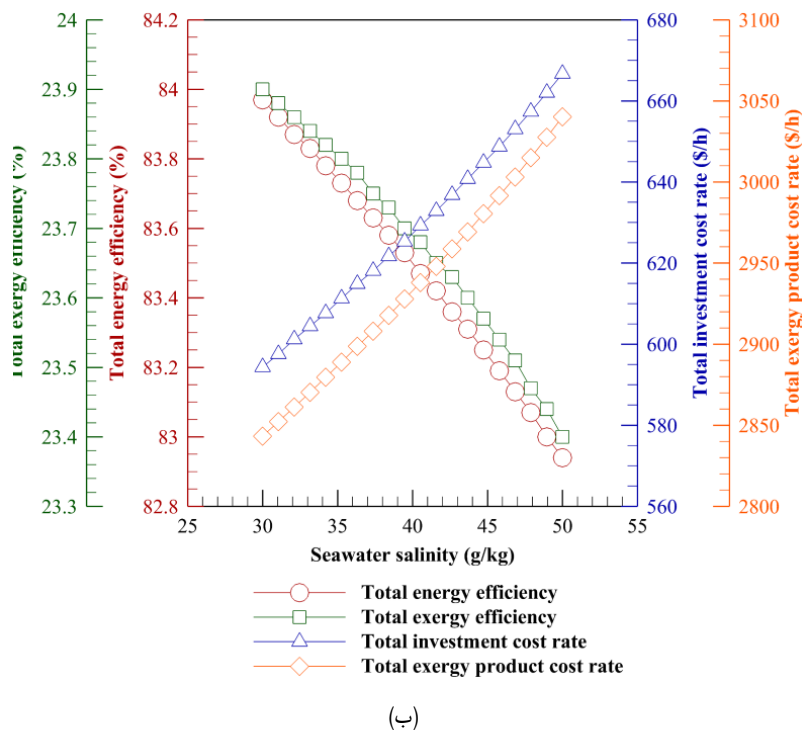
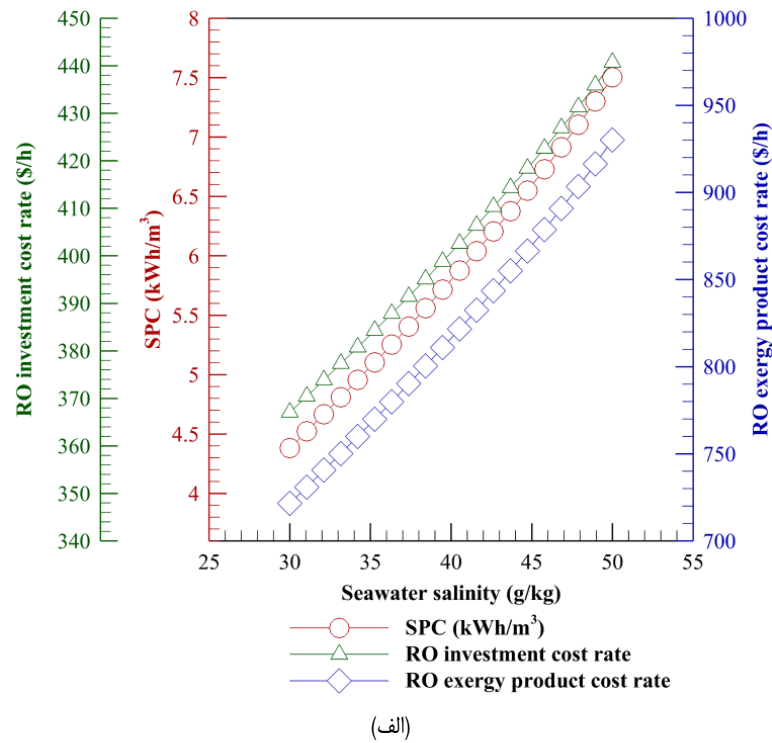
شکل ۴. نمودار تأثیر تغییرات دمای ورودی توربین sCO_2 بر متغیرهای اصلی (الف) sCO_2 ، (ب) کل سامانه

Fig. 4. Effect of variations in the sCO_2 turbine inlet temperature on the main parameters: (a) sCO_2 cycle, (b) The overall system



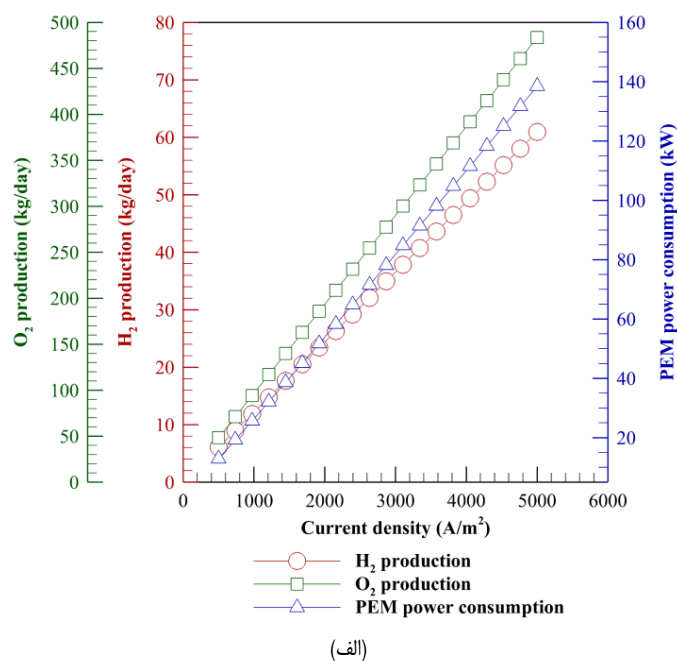
شکل ۵. نمودار تأثیر تغییرات نسبت فشار کمپرسورهای sCO_2 بر متغیرهای اصلی (الف) sCO_2 ، (ب) کل سامانه

Fig. 5. Effect of variations in the pressure ratio of the sCO_2 compressors on the main parameters: (a) sCO_2 cycle, (b) The overall system

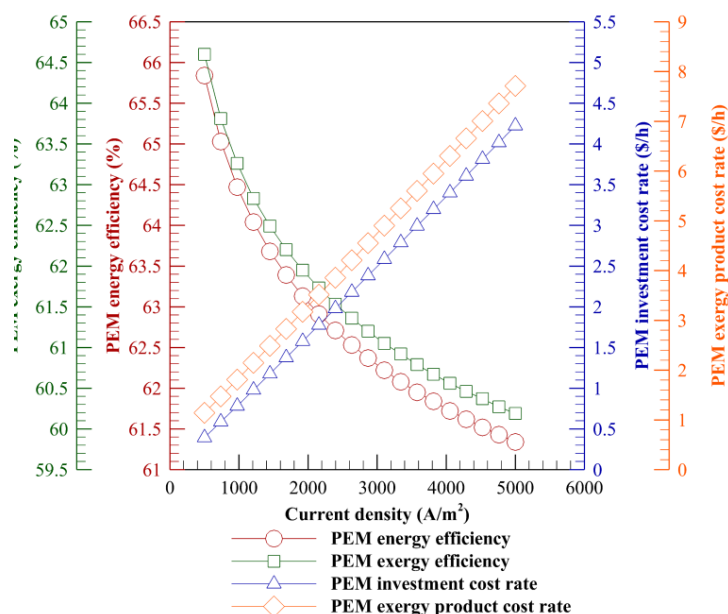


شکل ۶. نمودار تأثیر تغییرات غلظت نمک آب دریا بر متغیرهای اصلی (الف) RO، (ب) کل سامانه

Fig. 6. Effect of variations in seawater salinity on the key parameters: (a) RO cycle, (b) The overall system



(الف)



(ب)

شکل ۷. نمودار تأثیر تغییرات چگالی جریان بر متغیرهای اصلی (الف) PEM، (ب) کل سامانه

Fig. 7. Effect of variations in current density on the key parameters: (a) PEM cycle, (b) The overall system

سرمایه‌گذاری می‌شود.

تحلیل نتایج مربوط به شکل ۷ (الف) در الکترولایزر غشای تبادل پروتون نشان‌دهنده‌ی رابطه‌ی مستقیم و خطی بین افزایش چگالی جریان و افزایش دبی هیدروژن تولیدی، اکسیژن تولیدی و توان الکتریکی مصرفی است. با افزایش چگالی جریان از ۵۰۰ به ۵۰۰۰ آمپر بر متر مربع، دبی

علت کاهش بازده انرژی و انرژی کل، افزایش توان مورد نیاز این واحد با افزایش شوری آب دریاست. از سوی دیگر، نرخ کل هزینه سرمایه‌گذاری ۱۲/۱۸٪ افزایش داشته و نرخ کل هزینه تولید انرژی نیز ۶/۹۳٪ رشد کرده است. در مجموع، این نتایج حاکی از آن است که افزایش شوری آب دریا موجب کاهش بازده کل سامانه و افزایش هزینه‌های عملیاتی و

بررسی شده است. با افزایش نسبت فشار، دبی نفت خام پیش گرم شده ابتدا تا مقدار حدودی ۱۵۱ کیلوگرم بر ثانیه در نسبت فشار ۳/۲۹ افزایش یافته و سپس روندی کاهشی به خود گرفته و در نهایت به ۱۳۳/۵ کیلوگرم بر ثانیه در نسبت فشار ۵ می‌رسد. این رفتار غیرخطی نشان می‌دهد که افزایش بیش از حد نسبت فشار، باعث کاهش دمای گاز خروجی از مبدل حرارتی ۱ شده و توان انتقال حرارت به نفت خام را محدود می‌سازد. بنابراین، وجود یک نسبت فشار بهینه برای بهینه‌سازی پیش‌گرمایش نفت خام ضروری به نظر می‌رسد.

به منظور ارزیابی بهتر کارایی و جایگاه پژوهش حاضر در میان مطالعات مرتبط، نتایج طراحی پایه این تحقیق با برخی منابع مشابه در جدول ۹ مقایسه شده است. متغیرهای کلیدی شامل بازده انرژی، بازده انرژی، توان خالص خروجی، ویژگی‌های گاز فلر، هزینه سرمایه‌گذاری، ظرفیت آب شیرین تولیدی و دوره بازگشت سرمایه با توجه به اطلاعات موجود در مقالات بررسی شده‌اند. بر اساس جدول ۹، بازده انرژی سامانه حاضر از تمامی پژوهش‌های مشابه بیشتر است، در حالی که بازده انرژی آن به نسبت از سایر مطالعات پایین‌تر است. نرخ جریان و ارزش حرارتی گاز فلر بسته به شرایط هر پژوهش متفاوت است و اختلاف نتایج را توجیه می‌کند. هزینه سرمایه‌گذاری بالغ بر ۳۴/۱۷ میلیون دلار است که نسبت به پژوهش حیدری و همکاران [۳۱] بیشتر، اما نسبت به اسلیتی و همکاران [۳۲] به مراتب کمتر است. در مطالعه فلاح‌احمدی و همکاران [۱۲] علاوه بر تولید توان، آب شیرین نیز تولید می‌شود که ظرفیت آن در حدود یک سوم پژوهش حاضر است. همچنین پژوهش حاضر دوره بازگشت سرمایه کمتری را نشان می‌دهد.

۶- نتیجه‌گیری

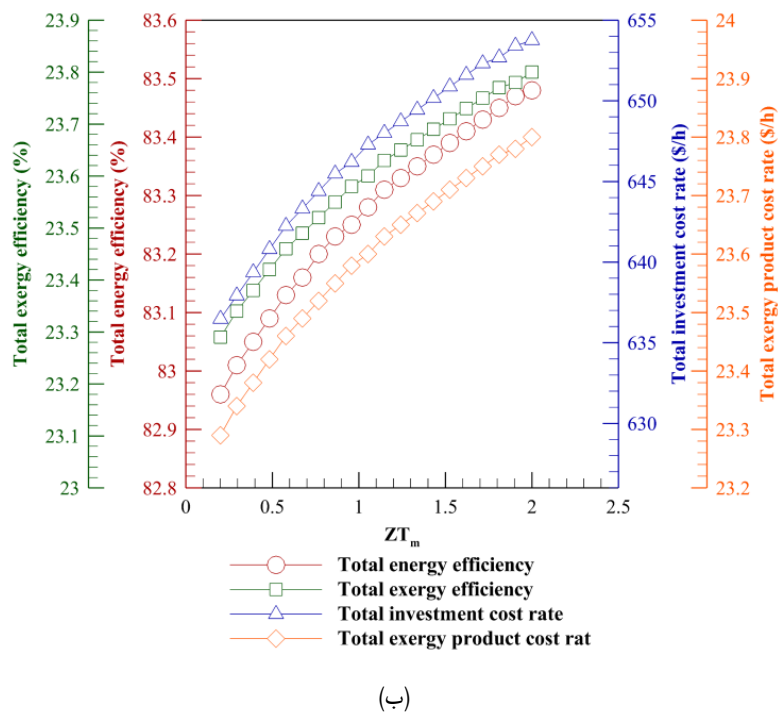
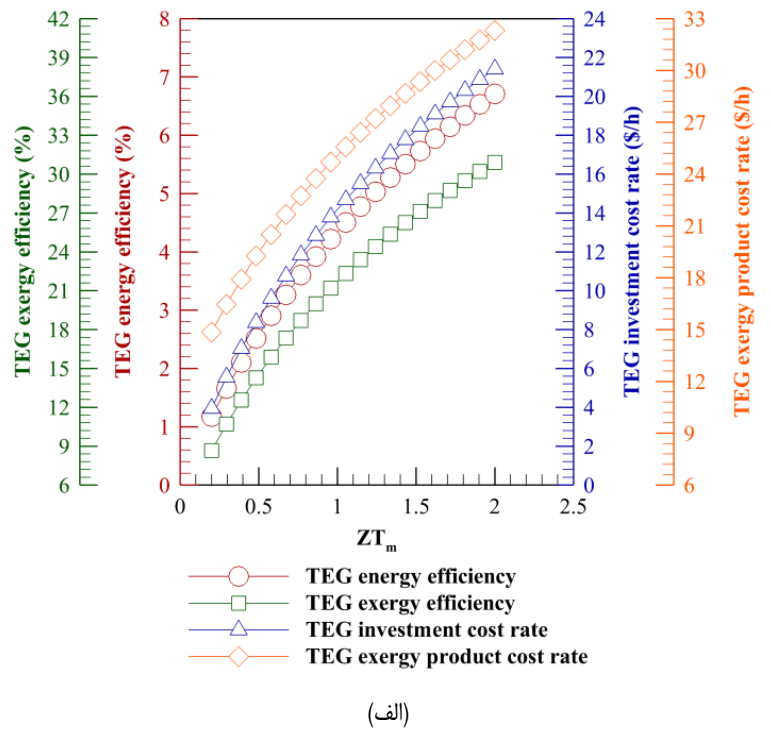
در این پژوهش، یک سامانه چندمنظوره برای تولید توان الکتریکی، آب شیرین و هیدروژن با استفاده از گازهای فلر و آب خلیج فارس در شهر اهواز طراحی و تحلیل گردید. همچنین از حرارت اتلافی حاصل از احتراق گاز فلر برای پیش‌گرمایش نفت خام استفاده شد. مدل‌سازی ترمودینامیکی و اقتصادی سامانه با استفاده از نرم‌افزار حلگر معادلات مهندسی انجام شد و تحلیل‌های انرژی، انرژی و انرژی و انرژی - اقتصادی برای ارزیابی عملکرد آن در شرایط پایه و شرایط مختلف عملکردی انجام پذیرفت. بر اساس نتایج حاصله و تحلیل‌های انجام شده، موارد ذیل قابل ذکر است:

- در حالت پایه، بازده انرژی و انرژی سامانه به ترتیب ۸۳/۲۴٪ و

هیدروژن تولیدی از ۶/۰۹ به ۶۰/۹۳ کیلوگرم در روز، دبی اکسیژن تولیدی از ۴۸/۳۵ به ۴۸۳/۴۹ کیلوگرم در روز و توان مصرفی الکتروولایزر از ۱۲/۹ به ۱۳۸/۵ کیلووات افزایش می‌یابد. این نتایج نشان می‌دهد که با افزایش چگالی جریان، تولید هیدروژن و اکسیژن به صورت خطی افزایش می‌یابد، اما توان مصرفی با نرخ بیشتری رشد کرده که بیانگر کاهش بازده انرژی سامانه در چگالی‌های جریان بالا است. به منظور درک بهتر این موضوع، بازده انرژی و انرژی در این واحد برحسب چگالی جریان در شکل ۷ (ب) ترسیم شده است. بر اساس نتایج این شکل، با افزایش چگالی جریان، بازده انرژی و انرژی در این واحد ۶/۸۳٪ کاهش می‌یابد. هزینه سرمایه‌گذاری رشد ۹۷۳٪ و هزینه تولید انرژی نیز رشد ۵۷۶٪ داشته است. این تحلیل نشان می‌دهد که کاربرد الکتروولایزر غشای تبادل پروتون در چگالی‌های بالای جریان اگرچه از نظر میزان تولید هیدروژن و اکسیژن مطلوب است، اما از نظر اقتصادی و بازده انرژی و انرژی چندان بهینه نیست.

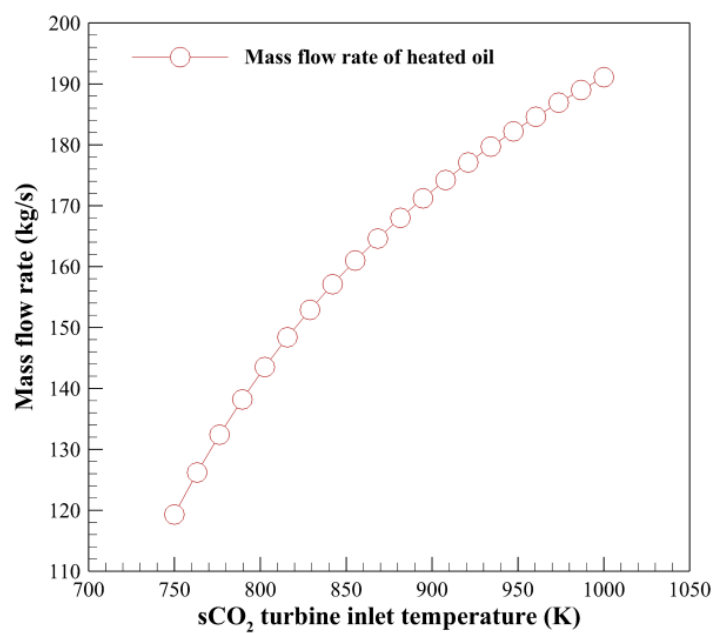
شکل ۸ (الف) نشان می‌دهد که با افزایش ضریب شایستگی از مقدار ۰/۲ تا ۲، عملکرد مولد ترموالکتریک از جنبه‌های مختلف بهبود چشمگیری می‌یابد. بازده انرژی از ۱/۱۷٪ به ۶/۷۱٪ و بازده انرژی نیز از ۸/۶۵٪ به ۳۰/۸۹٪ افزایش یافته است. در کنار این بهبود عملکرد، هزینه سرمایه‌گذاری این واحد از ۳/۹۵ به ۲۱/۴۱ دلار بر ساعت رسیده است. هزینه تولید انرژی واحد نیز افزایش یافته و افزایشی معادل ۱۱۷/۶٪ دارد. این روند نشان می‌دهد که افزایش ضریب شایستگی باعث بهبود محسوس بازده به دلیل افزایش توان خروجی مولد ترموالکتریک می‌شود، اما همزمان هزینه‌های اقتصادی افزایش می‌یابد. با این حال، در مقیاس کل سامانه، همان‌طور که در شکل ۸ (ب) نشان داده شده است، این افزایش‌ها بسیار محدود هستند. به گونه‌ای که بازده انرژی و انرژی کل تنها ۰/۶۳٪ و ۲/۲٪ رشد داشته‌اند و نرخ کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری و تولید انرژی نیز به ترتیب ۲/۷٪ و ۰/۶٪ افزایش یافتند. دلیل اصلی این تفاوت، سهم نسبتاً کوچک این واحد در کل هزینه‌ها و مصرف انرژی سامانه است.

در نهایت شکل ۹ (الف) نشان می‌دهد که با افزایش دمای ورودی به توربین کربن‌دی‌اکسید فوق‌بحرانی از ۷۵۰ تا ۱۰۰۰ کلین، دبی نفت خام پیش گرم شده به طور یکنواخت افزایش یافته و از ۱۱۹/۳ به ۱۹۱/۱ کیلوگرم بر ثانیه رسیده است. این روند افزایشی، بیانگر آن است که با بالاتر رفتن دمای گاز ورودی به توربین، میزان حرارت بازیافتی در مبدل حرارتی ۲ افزایش یافته و در نتیجه توانایی پیش‌گرمایش نفت خام بیشتر می‌شود. از سوی دیگر، در شکل ۹ (ب)، تأثیر نسبت فشار کمپرسورها بر همان متغیر

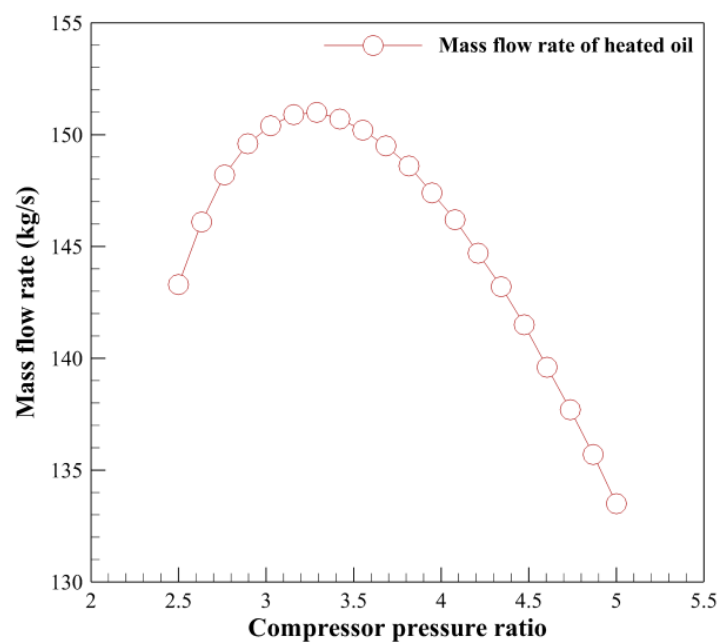


شکل ۸. نمودار تأثیر تغییرات ضریب شایستگی بر متغیرهای اصلی (الف) TEG، (ب) کل سامانه

Fig. 8. Effect of variations in the Fig. of merit on the key parameters: (a) TEG, (b) The overall system



(الف)



(ب)

شکل ۹. نمودار تغییرات دبی نفت خام پیش گرم شده برحسب (الف) دمای ورودی توربین sCO₂، (ب) نسبت فشار کمپرسورها

Fig. 9. Variations of the preheated crude oil flow rate with respect to (a) sCO₂ turbine inlet temperature, (b) Compressor pressure ratio

جدول ۹. مقایسه بین نتایج شبیه‌سازی در طراحی پایه پژوهش حاضر با مراجع دیگر

Table 9. Comparison between the simulation results of the present study's base design and other references

متغیر	پژوهش حاضر	حیدری و همکاران [۳۱]	فلاح‌احمدی و همکاران [۱۲]	اسلیتی و همکاران [۳۲]
بازده انرژی (%)	۸۳/۲۴	۵۱/۵	۳۱/۷۴	۵۸/۳۰
بازده انرژی (%)	۲۳/۵۶	۴۵/۴	۲۶/۲۳	۷۹/۳۲
توان خالص خروجی (kW)	۱۲۲۳۲	۳۳۲۵۰	۳۵۸۳۰	۵۰۰۰۰
نرخ جریان گاز فلر (kg/s)	۱/۳۵۸	۰/۳۲	۴۵۰	۰/۱۹
ارزش حرارتی گاز فلر (kJ/kg)	۴۸۰۱۴/۱	۳۱۵۵۵	-	۲۱۸۹۰
هزینه سرمایه‌گذاری (M\$)	۳۴/۱۷	۲۴/۳۰	-	۲۶۱/۲۰
ظرفیت آب شیرین تولیدی (m ³ /day)	۹۲۴۷	-	۳۲۴۷	-
دوره بازگشت سرمایه (years)	۱/۱۷۲	-	۱/۴۲	-
ساختار سامانه	چرخه توان sCO ₂ + پیش‌گرمایش نفت خام PEM + RO + TEG +	چرخه برایتون + چرخه رانکین بخار	چرخه رانکین ارگانیک + آب شیرین کن چند اثره	چرخه توان sCO ₂ احتراق اکسیژنی مستقیم

• افزایش ضریب شایستگی در مولد ترموالکتریک بازده این واحد را بهبود داده، اما هزینه‌های سرمایه‌گذاری و تولید انرژی را نیز افزایش می‌دهد. سامانه پیشنهادی با توجه به قابلیت استفاده از گازهای فلر و منابع آب شور، پتانسیل بالایی برای توسعه در مناطق نفت‌خیز و کم‌آب دارد. اگرچه استفاده از گازهای فلر به کاهش مصرف سوخت‌های فسیلی و آلاینده‌گی کمک می‌کند، اما برای ارتقاء زیست‌محیطی بیشتر، بررسی و پیاده‌سازی روش‌هایی مانند گوگردزدایی و حذف کربن‌دی‌اکسید در مراحل بعدی پیشنهاد می‌شود.

تشکر و قدردانی

با کمال احترام، نویسندگان مراتب قدردانی خود را از شرکت ملی نفت ایران و مدیریت پژوهش و فناوری شرکت نفت فلات قاره ایران به‌عنوان یکی از زیرمجموعه‌های وزارت نفت جمهوری اسلامی ایران به‌دلیل حمایت‌های مالی و علمی این پژوهش (به شماره ۳۴۲۹۴۹-۱۴۰۲) ابراز می‌دارند. همچنین از همکاری و پشتیبانی‌های ارزشمند پژوهشکده انرژی و معاونت پژوهش و فناوری دانشگاه کاشان که نقش بسزایی در پیشبرد این مطالعه ایفا نمودند، صمیمانه سپاسگزاری می‌شود.

۵۶/۲۳٪ و توان خالص خروجی ۱۲/۲۳ مگاوات است. تولید روزانه هیدروژن ۶۰/۹۳ کیلوگرم و دبی آب شیرین ۱۰۶/۷ کیلوگرم بر ثانیه است. سامانه توانایی پیش‌گرمایش ۱۵۰/۹ کیلوگرم بر ثانیه نفت خام تا دمای ۸۰ درجه سلسیوس را دارد. بیشترین هزینه سرمایه‌گذاری به پمپ اسمز معکوس و بیشترین تخریب انرژی به محفظه احتراق مربوط است. دوره بازگشت سرمایه نیز برابر با ۱/۱۷۲ سال محاسبه شد.

- افزایش دمای ورودی توربین کربن‌دی‌اکسید فوق‌بحرانی باعث بهبود بازده انرژی و انرژی در این واحد، کاهش هزینه‌ها، و پیش‌گرمایش بیشتر نفت خام می‌شود، اما بازده قانون اول کل سامانه را کمی کاهش می‌دهد.
- نسبت فشار بهینه کمپرسورها (۳/۲۹) موجب بیشینه بازده و پیش‌گرمایش نفت خام می‌شود؛ افزایش بیشتر آن عملکرد را کاهش و هزینه‌ها را افزایش می‌دهد.
- افزایش شوری آب دریا باعث افت عملکرد آب شیرین‌کن و بازده کل سامانه و همچنین افزایش هزینه‌ها می‌شود.
- افزایش چگالی جریان در الکترولایزر غشای تبادل پروتون، تولید هیدروژن را افزایش داده، اما بازده انرژی و انرژی را به‌ویژه در چگالی‌های بالا کاهش می‌دهد.

۷- فهرست علائم

HX مبدل حرارتی
 Ref مرجع

علائم انگلیسی

A	مساحت، m^2
CRF	ضریب بازپرداخت سرمایه
c	هزینه مخصوص، $\$/kWh$
$\dot{C}$	نرخ هزینه، $\$/h$
CI	شاخص هزینه
$\dot{E}x$	نرخ انرژی، kW
f_i	ضریب انرژی - اقتصادی، %
F	ثابت فارادی، C/mol
h	انتالپی مخصوص، kJ/kg
J	چگالی جریان، A/m^2
k_s	ضریب نفوذپذیری نمک
k_w	ضریب نفوذپذیری آب
L_{mem}	ضخامت ممبران، μm
LHV_{fg}	ارزش حرارتی پایین گاز فلر، kJ/kg
$LMTD$	اختلاف دمای میانگین لگاریتمی، K
$\dot{m}$	نرخ دبی جرمی، kg/s
PP	دوره بازگشت سرمایه (سال)
PR_c	نسبت فشار کمپرسور
$\dot{Q}$	نرخ انتقال حرارت، kW
s	انرژی مخصوص، $kJ/kg.K$
TCF	ضریب تصحیح دما
U	ضریب انتقال حرارت کلی، $W/m^2.K$
V	پتانسیل الکتریکی سلول، V
$\dot{W}$	توان، kW
x	غلظت نمک، g/kg
y	نسبت جریان کمپرسور تراکم مجدد
$\dot{Z}$	نرخ هزینه سرمایه‌گذاری، $\$/h$

علائم یونانی

η_I	بازده انرژی، %
η_{II}	بازده انرژی، %
Π	فشار اسمزی، kPa
$\varepsilon_{HTR,LTR}$	کارایی مبدل حرارتی، %
$\bar{\lambda}$	نسبت مولی سوخت به هوا
ρ	چگالی، kg/m^3

زیرنویس

cc	محفظه احتراق
fg	گاز فلر

منابع

- [1] E. Yazdani, J. Asadi, Y.H. Dehaghani, P. Kazempoor, Flare gas recovery by liquid ring compressors-system design and simulation, Journal of Natural Gas Science and Engineering, 84 (2020) 103627.
- [2] J. Asadi, E. Yazdani, Y. Hosseinzadeh Dehaghani, P. Kazempoor, Technical evaluation and optimization of a flare gas recovery system for improving energy efficiency and reducing emissions, Energy Conversion and Management, 236 (2021) 114076.
- [3] M.M. Parivazh, M. Mousavi, M. Naderi, A. Rostami, M. Dibaj, M. Akrami, The Feasibility Study, Exergy, and Exergoeconomic Analyses of a Novel Flare Gas Recovery System, Sustainability, 14(15) (2022) 9612.
- [4] M. Zolfaghari, V. Pirouzfard, H. Sakhaeinia, Technical characterization and economic evaluation of recovery of flare gas in various gas-processing plants, Energy, 124 (2017) 481-491.
- [5] M. Nezhadfar, A. Khalili-Garakani, Power generation as a useful option for flare gas recovery: Enviro-economic evaluation of different scenarios, Energy, 204 (2020) 117940.
- [6] M. Tavallaei, M. Farzaneh-Gord, A.J. Moghadam, 4E analysis and thermodynamic optimization of flaring associated gas recovery using external firing recuperative gas turbine, Energy Conversion and Management, 266 (2022) 115836.
- [7] P. Iora, P. Bombarda, S.L. Gómez Aláez, C. Invernizzi, T. Rajabloo, P. Silva, Flare gas reduction through electricity production, Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects, 38(21) (2016) 3116-3124.
- [8] M.R. Rahimpour, Z. Jamshidnejad, S.M. Jokar, G. Karimi, A. Ghorbani, A.H. Mohammadi, A comparative study of three different methods for flare gas recovery of Asalooe Gas Refinery, Journal of Natural Gas Science

- and Management, 195 (2019) 313-327.
- [18] Q. Shen, M. Hou, X. Yan, D. Liang, Z. Zang, L. Hao, Z. Shao, Z. Hou, P. Ming, B. Yi, The voltage characteristics of proton exchange membrane fuel cell (PEMFC) under steady and transient states, *Journal of Power Sources*, 179(1) (2008) 292-296.
- [19] J.H. Gary, G.E. Handwerk, M.J. Kaiser, *Petroleum Refining: Technology and Economics*, Fifth Edition, CRC Press, 2007.
- [20] Z.K. Mehrabadi, F.A. Boyaghchi, Exergoeconomic and exergoenvironmental analyses and optimization of a new low-CO₂ emission energy system based on gasification-solid oxide fuel cell to produce power and freshwater using various fuels, *Sustainable Production and Consumption*, 26 (2021) 782-804.
- [21] M. Hassanzadeh, H. Ghaebi, M. Fili, Development and Analysis of a Novel Multi-Generation System Fueled by Biogas with Smart Heat Recovery, *Amirkabir Journal of Mechanical Engineering*, 54(7) (2022) 1673-1700.
- [22] B.M. Ziapour, M. Saadat, V. Palideh, S. Afzal, Power generation enhancement in a salinity-gradient solar pond power plant using thermoelectric generator, *Energy Conversion and Management*, 136 (2017) 283-293.
- [23] E. Bellos, S. Pavlovic, V. Stefanovic, C. Tzivanidis, B.B. Nakomcic-Smaradgakis, Parametric analysis and yearly performance of a trigeneration system driven by solar-dish collectors, *International Journal of Energy Research*, 43(4) (2019) 1534-1546.
- [24] m. abdolalipouradl, M. Namkhah, Exergoeconomic analysis and multi-objective optimization for single, double and triple flash cycles for utilization of booshli's Geothermal well, *Amirkabir Journal of Mechanical Engineering*, 56(7) (2024) 955-982.
- [25] J. Nondy, T.K. Gogoi, Tri-objective optimization of two recuperative gas turbine-based CCHP systems and 4E analyses at optimal conditions, *Applied Energy*, 323 (2022) 119582.
- [26] R. Khaffaf pour, M. Yari, A. Darabadi Zare, Cost Analysis of a Zero-Carbon Hydrogen, Power, and Heat and Engineering, 4 (2012) 17-28.
- [9] A. Hajizadeh, M. Mohamadi-Baghmolaei, R. Azin, S. Osfour, I. Heydari, Technical and economic evaluation of flare gas recovery in a giant gas refinery, *Chemical Engineering Research and Design*, 131 (2018) 506-519.
- [10] M. Tahmasebzadehbaie, H. Sayyaadi, Regional management of flare gas recovery based on water-energy-environment nexus considering the reliability of the downstream installations, *Energy Conversion and Management*, 239 (2021) 114189.
- [11] M. Moosazadeh, S. Ajori, V. Taghikhani, R.G. Moghanloo, C. Yoo, Sustainable hydrogen production from flare gas and produced water: A United States case study, *Energy*, 306 (2024) 132435.
- [12] S.F. Ahmadi, A. Minaei, M. Ebadollahi, H. Ghaebi, M.H. Shahrivar, Energy management and reducing the environmental impacts of industrial flare gases using a new trigeneration energy system, *Process Safety and Environmental Protection*, 177 (2023) 1129-1141.
- [13] H. Semmari, A. Filali, S. Aberkane, R. Feidt, M. Feidt, Flare Gas Waste Heat Recovery: Assessment of Organic Rankine Cycle for Electricity Production and Possible Coupling with Absorption Chiller, *Energies*, 13(9) (2020) 2265.
- [14] A. Bejan, G. Tsatsaronis, M.J. Moran, *Thermal design and optimization*, John Wiley & Sons, 1995.
- [15] X. Wang, Y. Dai, Exergoeconomic analysis of utilizing the transcritical CO₂ cycle and the ORC for a recompression supercritical CO₂ cycle waste heat recovery: A comparative study, *Applied Energy*, 170 (2016) 193-207.
- [16] A.S. Nafey, M.A. Sharaf, Combined solar organic Rankine cycle with reverse osmosis desalination process: Energy, exergy, and cost evaluations, *Renewable Energy*, 35(11) (2010) 2571-2580.
- [17] X. Zhang, R. Zeng, T. Du, Y. He, H. Tian, K. Mu, X. Liu, H. Li, Conventional and energy level based exergoeconomic analysis of biomass and natural gas fired polygeneration system integrated with ground source heat pump and PEM electrolyzer, *Energy Conversion*

- thermoeconomic analyses of seawater reverse osmosis desalination plant with energy recovery, *Energy*, 64 (2014) 154-163.
- [30] T. Ioroi, K. Yasuda, Z. Siroma, N. Fujiwara, Y. Miyazaki, Thin film electrocatalyst layer for unitized regenerative polymer electrolyte fuel cells, *Journal of Power Sources*, 112(2) (2002) 583-587.
- [31] M. Heidari, A. Ataei, M.H. Rahdar, Development and analysis of two novel methods for power generation from flare gas, *Applied Thermal Engineering*, 104 (2016) 687-696.
- [32] A.K. Sleiti, W.A. Al-Ammari, K.M. Aboueata, Flare gas-to-power by direct intercooled oxy-combustion supercritical CO2 power cycles, *Fuel*, 308 (2022) 121808.
- System Using Advanced Nuclear and Sorption-Enhanced Methane Reforming, *Amirkabir Journal of Mechanical Engineering*, 57(2) (2025) 147-170.
- [27] C. Wu, S.-s. Wang, J. Li, Exergoeconomic analysis and optimization of a combined supercritical carbon dioxide recompression Brayton/organic flash cycle for nuclear power plants, *Energy Conversion and Management*, 171 (2018) 936-952.
- [28] A. Nemati, M. Sadeghi, M. Yari, Exergoeconomic analysis and multi-objective optimization of a marine engine waste heat driven RO desalination system integrated with an organic Rankine cycle using zeotropic working fluid, *Desalination*, 422 (2017) 113-123.
- [29] R.S. El-Emam, I. Dincer, Thermodynamic and

چگونه به این مقاله ارجاع دهیم

M. Mahboobi, Gh. A. Sheikhzadeh, A. Fattahi, *Thermoeconomic Analysis of a Polygeneration System for Flare Gas Recovery with Crude Oil Preheating*, *Amirkabir J. Mech Eng.*, 57(5) (2025) 633-662.

DOI: [10.22060/mej.2025.24492.7875](https://doi.org/10.22060/mej.2025.24492.7875)



