



Parametric Analysis and Optimization of a Trigeneration System Based on the Tubular Solid Oxide Fuel Cell

N. Aghazadeh, S. Khalilarya, S. Jafarmadar, A. Chitsaz*

Department of Mechanical Engineering, Urmia University, Urmia, Iran

ABSTRACT: In this article, a new power, cooling and heating trigeneration system consisting of solid oxide fuel cell - gas turbine, a heat recovery steam generator, generator-absorber-heat exchange absorption refrigeration cycle and a heat exchanger for heat recovery has been studied from a parametric and optimization perspective. In the present research, in order to control the wasted heat, HRSG is located upstream of GAX, and then, the wasted heat at the system output is used at HR. Due to the important role of the fuel cell in the introduced system, the electrochemical analysis is complete for the fuel cell. Then, the influences of current density, fuel utilization factor, compressor pressure ratio and air utilization factor on the performance of the system are investigated. The optimization of the system is performed in the method of the genetic algorithm to determine the optimal functional points. After optimization and exergoeconomic analysis, the the minimum sum of the unit costs of products, the exergy destruction cost rate and exergoeconomic factor for the overall system is equal to 277.2\$/GJ, 40.8\$/h and 27.8%, respectively. Therefore, increase in the components' capital costs can improve the exergoeconomic performance of the system.

Review History:

Received: 26/02/2018

Revised: 05/07/2018

Accepted: 17/07/2018

Available Online: 20/07/2018

Keywords:

Tubular solid oxide fuel cell
Trigeneration
Heat recovery steam generator
Exergoeconomic
Optimization

1. INTRODUCTION

Nowadays, the use of hybrid systems for trigeneration is considered one of the essential ways to reduce energy consumption and environmental pollution. In the trigeneration plant, supplementary power, heating, and cooling are recovered from the waste heat as the subsidiary product of power generation. In this regard, trigeneration systems based on Solid Oxide Fuel Cell (SOFC) have the highest efficiency, due to the high operating temperature and the combination of the gas turbine. The waste heat of these systems can be used to generate heating in the heat recovery steam generator and cooling in absorption refrigeration cycles. In recent years, many researchers have investigated trigeneration cycles and the use of solid oxide fuel cell as the prime mover of these systems [1-3].

According to previous studies and the essentials of using trigeneration systems in the power plant, a novel trigeneration system based on tubular SOFC is proposed and the wasted heat in the Heat Recovery Steam Generator (HRSG) and a Generator-Absorber-Heat Exchange (GAX) absorption refrigeration cycle and a heat exchanger for Heat Recovery (HR) is used. Our purpose in this paper is parametric study and exergoeconomic analysis and optimization of the proposed trigeneration system.

*Corresponding author's email: a.chitsaz @urmia.ac.ir

2. METHODOLOGY

The proposed trigeneration system is shown in Fig. 1. Fuel used in the systems contains 89% H_2 and 11% H_2O

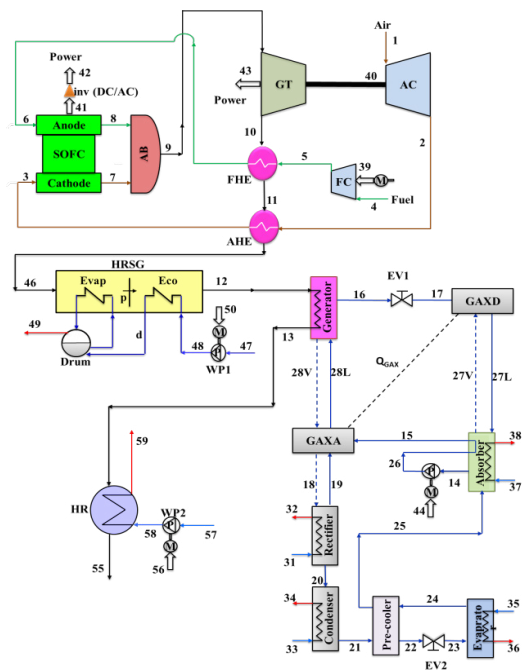
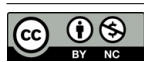


Fig. 1: Schematic diagram of the trigeneration system



and air contains 21 % oxygen gas and 79 % nitrogen gas. The main part of this system is the solid oxide fuel cell in which the electrochemical reaction $H_2+0.5O_2\rightarrow H_2O$ takes place. Following assumptions are considered for the system modeling [2, 4]:

- The system operates under steady state condition.
- Kinetic and potential energy changes are neglected.
- SOFC-gas turbine cycle components are adiabatic.
- Gases in the SOFC-gas turbine cycle are ideal gases.
- Anode and cathode outlet temperatures are the same.
- Pressure drops due to friction are neglected only in the GAX cycle.

The electrochemical equations for the fuel cell and exergy balance equations and the governing equations applied at each component of the proposed trigeneration system can be found in Ref.[5]. To calculate the exergy unit cost of each stream, the cost balance equation along with the required auxiliary equations are applied to each system component. For a system component receiving heat and producing power, the cost balance is written as [6]:

$$\sum_e(\dot{C}_{e,k})+\dot{C}_{w,k}=\dot{C}_{q,k}+\sum_i(\dot{C}_{i,k})+\dot{Z}_k \quad (1)$$

$$\dot{C}=c\dot{E} \quad (2)$$

The total irreversibility rate, the net electrical output power, exergy efficiency and Sum of the Unit Costs of the Products (SUCP) are used to assess the trigeneration system performance:

$$\dot{E}_{D,tot}=\sum_k\dot{E}_{D,k}+\dot{E}_{55} \quad (3)$$

$$\dot{W}_{net}=(\dot{W}_{SOFC})\eta_{mv}-\dot{W}_{AC}-\dot{W}_{FC}-\dot{W}_P-\dot{W}_{WP1}-\dot{W}_{WP2} \quad (4)$$

$$\psi=\frac{\dot{W}_{net}+(\dot{E}_{36}-\dot{E}_{35})+(\dot{E}_{49}-\dot{E}_{48})+(\dot{E}_{59}-\dot{E}_{58})}{\dot{n}_f\bar{e}_f} \quad (5)$$

$$SUCP=C_{36}+C_{42}+C_{43}+C_{49}+C_{59} \quad (6)$$

3. RESULTS

In this section, the parametric study of the trigeneration system, the effect of current density, fuel utilization factor, compressor pressure ratio and air utilization factor on the performance of the system are investigated. The variations in the exergy efficiency with the pressure ratio are shown in Fig. 2 for two values of air utilization factor. It is observed that the exergy efficiency decreases as pressure ratio increases. Also, higher exergy efficiency is obtained with a higher air utilization factor. The effect of current density and fuel utilization factor on the total irreversibility rate and SUCP is presented in Fig. 3. The total irreversibility rate is observed to increase and the SUCP decreases with increasing current density. In addition, the total irreversibility rate is lower and SUCP is higher for a higher fuel utilization factor.

According to the results of the optimization and exergoeconomic analysis, minimum SUCP, the exergy destruction cost rate and exergoeconomic factor for the overall system is equal to 277.2 \$/GJ, 40.8 \$/h and 27.8%, respectively. Therefore, the increase in the components'

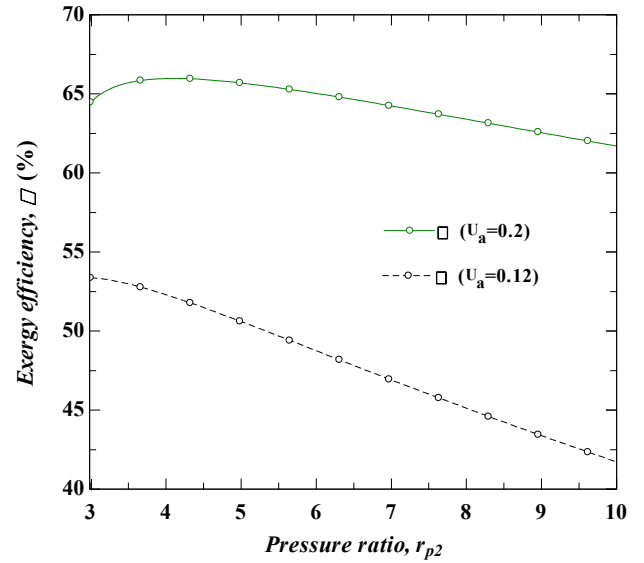


Fig. 2: Effect of pressure ratio and air utilization factor on exergy efficiency

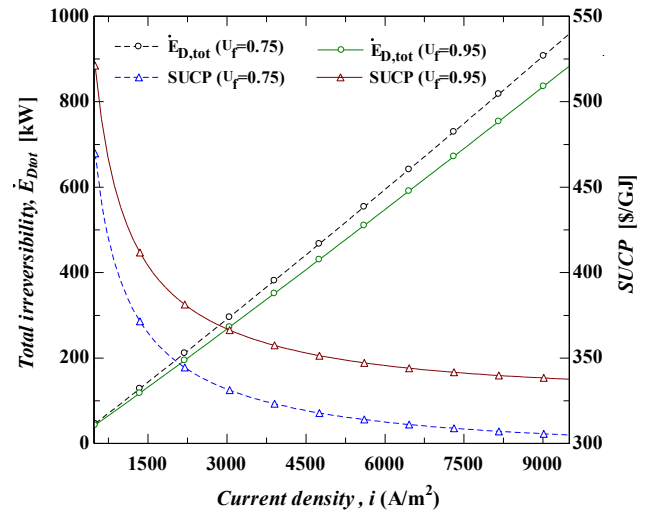


Fig. 3: Effect of current density and fuel utilization factor on the total irreversibility and SUCP

capital costs can improve the exergoeconomic performance of the system.

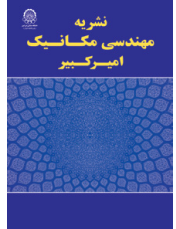
4. CONCLUSIONS

In this paper, a novel trigeneration system based on a solid oxide fuel cell and gas turbine with hydrogen fuel is proposed and analyzed parametrically. Then, it was optimized from the perspective of exergoeconomic and ultimately the exergoeconomic analysis was performed on the optimized system. The main conclusions that can be drawn from the principal findings of the present work are as follows:

- The afterburner and the fuel heat exchanger have the lowest exergoeconomic factors, based on the exergoeconomic analysis, suggesting that their exergy efficiencies should be increased.
- Minimum SUCP calculated the optimization from the exergoeconomic perspective to be 277.2 \$/GJ.

REFERENCES

- [1] A.V. Akkaya, B. Sahin, H.H. Erdem, An analysis of SOFC/ GT CHP system based on exergetic performance criteria, *International Journal of Hydrogen Energy*, 33(10) (2008) 2566-2577.
- [2] L. Khani, S.M.S. Mahmoudi, A. Chitsaz, M.A. Rosen, Energy and exergoeconomic evaluation of a new power/cooling cogeneration system based on a solid oxide fuel cell, *Energy*, 94 (2016) 64-77.
- [3] F. Ranjbar, A. Chitsaz, S. Mahmoudi, S. Khalilarya, M.A. Rosen, Energy and exergy assessments of a novel trigeneration system based on a solid oxide fuel cell, *Energy Conversion and Management*, 87 (2014) 318-327.
- [4] A.V. Akkaya, B. Sahin, H.H. Erdem, Exergetic performance coefficient analysis of a simple fuel cell system, *International Journal of Hydrogen Energy*, 32(17) (2007) 4600-4609.
- [5] N. Aghazadeh, S. Khalilarya, S. Jafarmadar, A. Chitsaz, Thermoeconomic analysis of a novel trigeneration system based on solid oxide fuel cell and gas turbine with hydrogen fuel, *Modares Mechanical Engineering*, 18(4) (2018) 883-894. (in Persian).
- [6] A. Bejan, G. Tsatsaronis, *Thermal design and optimization*, John Wiley & Sons, 1996.



تحلیل پارامتریک و بهینه‌سازی سیستم تولید سه‌گانه بر پایه پیل سوختی اکسید جامد لوله‌ای

نقی آقازاده، شهرام خلیل آریا، صمد جعفرمدار، عطا چیت‌ساز*

دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه ارومیه، ارومیه، ایران

تاریخچه داوری:

دریافت: ۱۳۹۶/۱۲/۰۷

بازنگری: ۱۳۹۷/۰۴/۱۴

پذیرش: ۱۳۹۷/۰۴/۲۶

ارائه آنلاین: ۱۳۹۷/۰۴/۲۹

کلمات کلیدی:

پیل سوختی اکسید جامد لوله‌ای

تولید سه‌گانه

مولد بخار بازیافت حرارت

آگزرژواکونومیک

بهینه‌سازی

خلاصه: در این تحقیق، مطالعه پارامتریک و بهینه‌سازی سیستم تولید سه‌گانه جدید پیل سوختی اکسید جامد، توربین گاز، مولد بخار بازیافت حرارت، چرخه تبرید جذبی گس و مبدل بازیافت حرارت جهت تولید توان، سرمایه‌ی و گرمایش موردبررسی قرار گرفته است. در این تحقیق به منظور مدیریت گرمای هدر رفت، مولد بخار بازیافت حرارت در بالادست چرخه تبرید قرار داده شده و در نهایت از حرارت موجود در خروجی سیستم در یک مبدل بازیافت حرارت استفاده می‌شود. با توجه به اهمیت نقش پیل سوختی در سیستم معرفی شده تحلیل الکتروشیمیایی کاملی در پیل انجام می‌شود. در ادامه، با مطالعه پارامتریک سیستم ترکیبی اشاره شده، تأثیرات چگالی جریان، ضریب مصرف سوخت، نسبت فشار کمپرسور و ضریب بهره‌برداری هوا بر روی پارامترهای عملکردی سیستم، بررسی شده است. پس از بررسی پارامتریک، بهینه‌سازی سیستم به روش الگوریتم ژنتیک به منظور تعیین نقاط بهینه عملکردی انجام گرفته است. با توجه به نتایج بهینه‌سازی و آگزرژواکونومیک سیستم بهینه، کمینه مجموع هزینه واحد آگزرژی محصولات، نرخ هزینه تخریب آگزرژی و ضریب آگزرژواکونومیک کل سیستم بهینه به ترتیب ۲۷۷/۲ دلار بر گیگا ژول، ۴۰/۸ دلار بر ساعت و ۲۷/۸ درصد حاصل شدند؛ بنابراین افزایش هزینه سرمایه‌گذاری اولیه اجزا می‌تواند عملکرد آگزرژواکونومیک سیستم را بهبود بخشد.

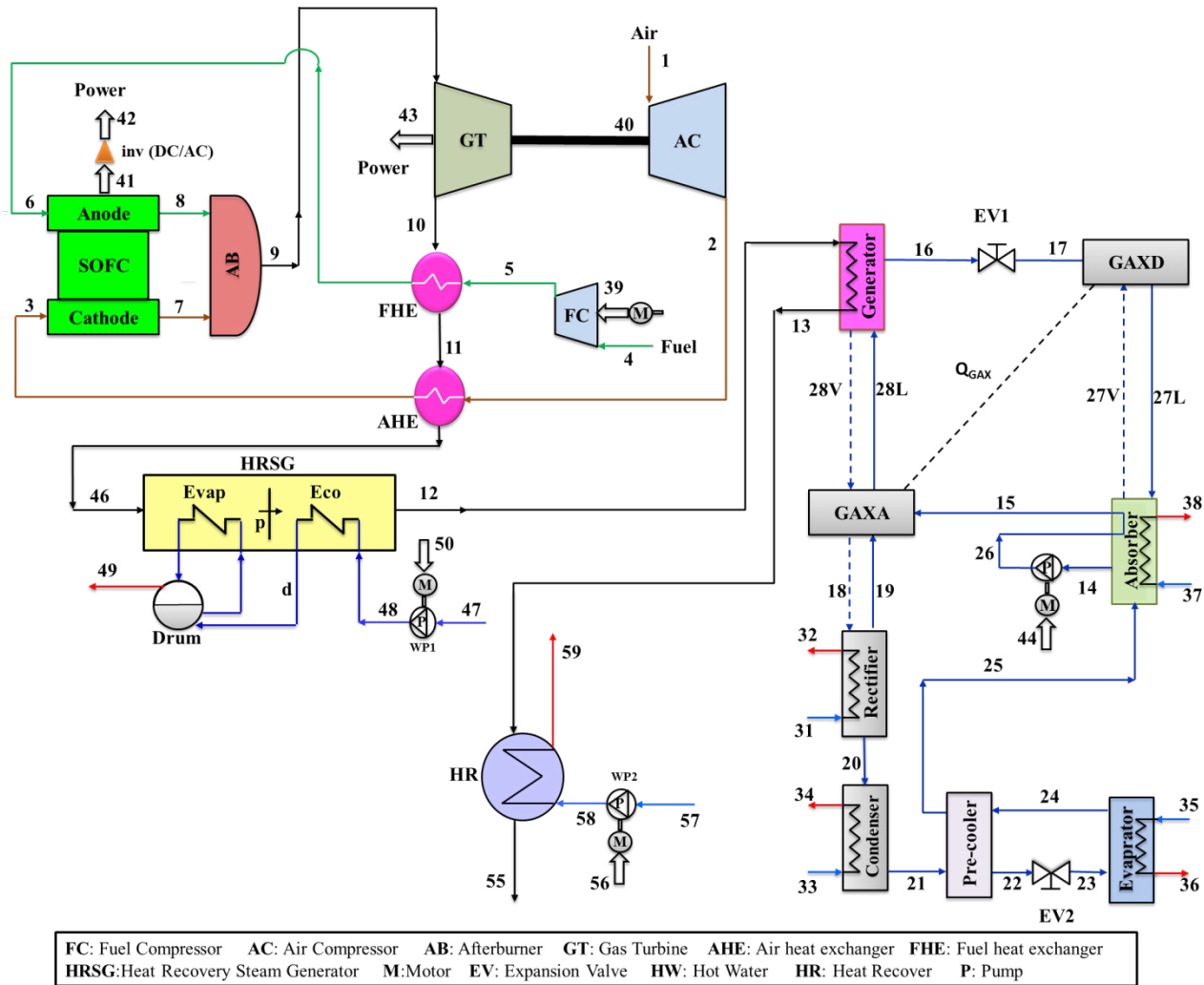
۱- مقدمه

آن‌ها مولد بخار بازیافت حرارت را برای استفاده از گرمای گازهای خروجی از توربین گازی در نظر گرفتند. همچنین تأثیر پارامترهای مؤثر بر عملکرد سیستم را بررسی کردند. پیرکندی و همکاران [۲] یک سیستم تولید هم‌زمان برق و آب گرم را پیشنهاد دادند. آن‌ها، از گازهای داغ خروجی از پیل سوختی، جهت پیش گرم کردن گازهای ورودی به پیل سوختی و تولید آب گرم استفاده نمودند. نتایج کار آن‌ها نشان داد که بازده سیستم تولید هم‌زمان تا ۷۳٪ افزایش می‌یابد. حاصلی و همکاران [۳] چرخه توربین گازی و پیل سوختی اکسید جامد را از لحاظ آگزرژی مورد تحلیل قرار دادند. همچنین به مطالعه اثر پارامترهای مختلف پیل سوختی بر عملکرد چرخه پرداختند. لی و همکاران [۴] سیکل تولید هم‌زمان توان و گرما بر پایه پیل سوختی اکسید جامد و مولد بخار بازیافت حرارت را مورد تحلیل و بررسی قرار دادند. در این تحقیق سیکل از دید آگزرژی و آگزرژی اقتصادی مورد بررسی قرار گرفته و هزینه مرتبط با جریان‌های مختلف

امروزه، استفاده از سیستم‌های ترکیبی جهت تولید سه‌گانه به‌عنوان یکی از راه‌حل‌های ضروری برای کاهش مصرف انرژی و آلودگی زیست‌محیطی مطرح شده است. در سیستم‌های تولید سه‌گانه، علاوه بر تولید الکتریسیته به‌عنوان محصول اصلی، حرارت اتلافی برای تولید گرمایش و سرمایه‌ی بازیافت می‌شود. در این میان سیستم‌های تولید سه‌گانه بر پایه فن‌آوری پیل سوختی به دلیل دمای عملکردی بالا و قابلیت ترکیب با توربین گازی بیشترین بازده را دارند. از حرارت اتلافی این سیستم‌ها می‌توان در مولد بخار بازیافت حرارت برای تولید بخار آب جهت گرمایش و چرخه‌های تبرید جذبی جهت سرمایه‌ی استفاده کرد. تاکنون محققان بسیاری سیستم‌های تولید هم‌زمان بر پایه پیل سوختی اکسید جامد را بررسی کرده‌اند. آکایا و همکاران [۱] سیستم تولید هم‌زمان بر پایه پیل سوختی اکسید جامد لوله‌ای با سوخت هیدروژن را مورد تحلیل ترمودینامیکی قرار دادند.

* نویسنده عهده‌دار مکاتبات: a.chitsaz@urmia.ac.ir





شکل ۱: طرح کلی چرخه ترکیبی تولید سه گانه

Fig. 1: Schematic diagram of the tri-generation system

خانی و همکاران [۷] سیکل تولید سه گانه شامل پیل سوختی اکسید جامد، توربین گازی و سیکل تبرید جذبی گس را از دید انرژی، انرژی و انرژی اقتصادی مورد تحلیل قرار دادند. بازده انرژی این سیکل تولید سه گانه ۶/۵ درصد بیشتر از سیکل ساده پیل سوختی اکسید جامد است.

در این مقاله یک سیستم ترکیبی جدید متشکل از پیل سوختی اکسید جامد لوله‌ای و توربین گاز با سوخت هیدروژن، مولد بخار بازیافت حرارت، چرخه تبرید جذبی گس^۲ و مبدل بازیافت حرارت برای تولید سه گانه توان، سرمایش، گرمایش معرفی می‌شود. برخلاف بیشتر تحقیقات انجام شده در گذشته و در ادبیات فن که مولد بخار

به دست آمده است. شائولین ما و همکاران [۵] یک سیستم تولید هم‌زمان برق، گرمایش و سرمایش را از لحاظ عملکرد ترمودینامیکی بررسی کردند. در این سیستم که فرایند تبدیل انرژی به وسیله پیل سوختی اکسید جامد و توربین گاز انجام می‌پذیرفت، از گرمای مازاد به عنوان منبع گرم چیلر جذبی استفاده کردند. بازده این سیستم تولید هم‌زمان ۸۰٪ به دست آمد که رقمی قابل توجه است. رنجبر و همکاران [۶] یک سیستم تولید سه گانه متشکل از پیل سوختی اکسید جامد، تبرید جذبی گس و مبادله‌کن گرمایی بازیافت حرارت را از نظر انرژی و انرژی اقتصادی مورد تحلیل قرار دادند. نتایج آن‌ها نشان می‌دهد که بازده انرژی چرخه تولید سه گانه حداقل ۳۳ درصد بیشتر از سیکل منفرد پیل سوختی است و بیشترین میزان تخریب انرژی متعلق به مبادله‌کن حرارتی هوا، پیل سوختی و محفظه احتراق است.

1 Heat Recovery Steam Generator (HRSG)
2 Generator-Absorber-heat exchanger (GAX)

وارد مبادله‌کن گرمای بازیافت^۱ شده تا انرژی لازم آن را برای تولید گرمایش آب گرم تأمین کند. درنهایت با دمای نسبتاً پایین به محیط تخلیه می‌شوند.

فرضیات مورد استفاده در تحلیل این سیستم عبارت‌اند از [۱۰-۷]:

- سیستم در شرایط حالت پایا کار می‌کند.
- از تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل صرف نظر می‌شود.
- هیچ‌یک از اجزای سیستم پیل سوختی با محیط تبادل گرمایی ندارد.
- دمای جریان‌های خروجی آند و کاتد باهم برابر است.
- همه گازها در سیستم پیل سوختی رفتار گاز ایده‌آل دارند.
- مبرد خروجی از کندانسور و اواپراتور به حالت اشباع است.
- از افت فشار ناشی از اصطکاک صرف نظر می‌شود.
- شماره عامل در چرخه گکس محلول آب-آمونیاک است.
- بخار خروجی مولد بخار بازیافت حرارت، آب به حالت اشباع است.
- شرایط هوا و سوخت ورودی به سیستم برابر شرایط محیط (فشار ۱ بار و دمای ۲۵ سلسیوس) در نظر گرفته می‌شود.

۳- مدل‌سازی سیستم

۳-۱- مدل‌سازی ترمودینامیکی

در این بخش به مدل‌سازی اجزای اصلی سیستم، یعنی؛ پیل سوختی اکسید جامد لوله‌ای، مولد بخار بازیافت حرارت پرداخته می‌شود. مدل‌سازی ترمودینامیکی اجزای چرخه گکس مطابق مراجع [۸ و ۱۱] است.

۳-۱-۱- مدل‌سازی الکتروشیمیایی پیل سوختی

پیل سوختی اکسید جامد لوله‌ای ساخت شرکت زیمنس وستینگهاوس با طول ۱۵۰ cm و قطر فعال ۲۲ cm برای سیستم در نظر گرفته شد. داده‌های ورودی فرض شده برای مدل‌سازی پیل سوختی در جدول ۱ ارائه شده است.

معادله واکنش الکتروشیمیایی کلی این پیل سوختی نیز به شکل رابطه (۱) نوشته می‌شود [۱۳].



بازیافت حرارت را پایین‌دست چرخه تبرید قرار داده بودند، در این تحقیق به منظور مدیریت گرمای مازاد، مولد بخار بازیافت حرارت در بالای دست چرخه تبرید گکس قرار داده شده است. با توجه به این که در پیل سوختی اکسید جامد واکنش الکتروشیمیایی به وقوع می‌پیوندد، محاسبات الکتروشیمیایی مجزا و کاملی برای محاسبه ولتاژ تولیدی آن صورت گرفته و برخلاف تحقیقات پیشین، در تمام شرایط کاری دمای پیل محاسبه می‌شود. به منظور مدل‌سازی این چرخه جهت مطالعه پارامتریک، موازنه انرژی و انرژی به همراه روابط اقتصادی در مورد هر جزء آن اعمال می‌شود. در ادامه تحلیل پارامتریک گسترده‌ای بر روی چرخه ترکیبی صورت می‌گیرد و تأثیر پارامترهای مختلف به صورت هم‌زمان بر روی عملکرد چرخه، بررسی می‌شود. درنهایت سیستم ترکیبی معرفی شده از دیدگاه انرژی و اکونومیک با استفاده از الگوریتم ژنتیک بهینه‌سازی می‌شود و با حل هم‌زمان دستگاه معادلات حاصل با استفاده از نرم‌افزار ای‌ای‌اس، پارامترهای انرژی و اکونومیک سیستم بهسازی شده، معین می‌شوند.

۲- توصیف چرخه ترکیبی و فرضیات لازم

چرخه تولید سه‌گانه پیشنهادی در شکل ۱ نشان داده شده است. سوخت ورودی به سیستم، با ترکیب ۸۹٪ هیدروژن و ۱۱٪ آب بوده و ترکیب هوای به کاررفته ۷۹٪ نیتروژن و ۲۱٪ اکسیژن در نظر گرفته شده است. برای افزایش دما و فشار، هوا و سوخت ورودی از کمپرسورها و مبادله‌کن‌های گرمایی مربوطه استفاده می‌شود. انجام واکنش شیمیایی بین هیدروژن و اکسیژن در پیل سوختی اکسید جامد منجر به تولید بخار آب و جریان الکتریکی مستقیم می‌گردد که توسط مبدل توان به جریان متناوب تبدیل می‌شود. در ادامه در پس‌سوز هیدروژن باقی‌مانده در جریان خروجی آند با اکسیژن اضافی خروجی کاتد می‌سوزد. جریان خروجی پس‌سوز که فشار و دمای بالایی دارد، وارد توربین گازی می‌شود. این جریان بعد از عبور از مبادله‌کن‌های گرمایی سوخت و هوا، برای تولید بخار آب وارد مولد بخار بازیافت حرارت می‌شود. سپس وارد ژنراتور چرخه گکس شده تا انرژی لازم این سیستم را برای تولید برودت تأمین کند. توصیف چرخه گکس توسط صابری مهر و همکاران با تمام جزئیات در مرجع [۸] ارائه شده است. این جریان بعد از عبور از ژنراتور چرخه گکس

جدول ۱: اطلاعات ورودی برای مدل سازی پیل سوختی اکسید جامد [۷، ۱۰ و ۱۲]

Table 1: Input data for SOFC modeling [7,10,12]

پارامتر	واحد	مقدار
سطح فعال پیل سوختی	مترمربع	۰/۰۸۴
ضخامت آند	میکرومتر	۱۰۰
ضخامت کاتد	میکرومتر	۲۲۰۰
ضخامت الکترولیت	میکرومتر	۴۰
ضخامت اتصال میانی	میکرومتر	۸۵
تعداد سلول	-	۱۷۹۸

(۴) محاسبه می شوند [۱۴]:

$$\dot{n}_{6,H_2} = \frac{\dot{Z}}{u_f} \quad ; \quad \dot{n}_{3,O_2} = \frac{\dot{Z}}{2u_a} \quad (4)$$

روابط (۵) تا (۸) نشان دهنده موازنه مولی بین جریان ورودی و خروجی پیل سوختی است [۷ و ۱۰]:

$$\dot{n}_{6,H_2O} = \frac{11}{89} \dot{n}_{6,H_2} \quad (5)$$

$$\dot{n}_{3,N_2} = \frac{79}{21} \dot{n}_{3,O_2} \quad (6)$$

$$\dot{n}_{8,H_2} = \dot{n}_{6,H_2} - \dot{Z} \quad (7)$$

$$\dot{n}_{7,O_2} = \dot{n}_{3,O_2} - \frac{\dot{Z}}{2} \quad (8)$$

$$\dot{n}_{7,N_2} = \dot{n}_{3,N_2}$$

با داشتن دبی مولی جریان های ورودی و خروجی، با نوشتن قانون اول ترمودینامیک برای استک پیل سوختی، دمای جریان خروجی پیل با استفاده از رابطه (۹) تعیین می شود:

$$\dot{w}_{SOFC} = \dot{n}_3 \bar{h}_3 + \dot{n}_6 \bar{h}_6 - \dot{n}_7 \bar{h}_7 - \dot{n}_8 \bar{h}_8 \quad (9)$$

۱-۳- مولد بخار بازیافت حرارت

گازهای خروجی از چرخه پیل سوختی برای تولید آب گرم و

توان مستقیم تولید شده توسط پیل سوختی اکسید جامد از رابطه

(۲) به دست می آید:

$$\dot{W}_{SOFC} = iA_{act} N_{cell} V_{cell} \quad (2)$$

که \dot{W}_{SOFC} ، i ، A_{act} و N_{cell} و V_{cell} به ترتیب توان تولیدی

پیل سوختی (کیلووات)، چگالی جریان (آمپر بر مترمربع)، سطح فعال پیل سوختی (مترمربع)، تعداد پیل سوختی در یک استک و ولتاژ واقعی پیل سوختی است. در شرایط ایده آل، ولتاژ پیل سوختی با استفاده از معادله نرنست محاسبه می شود؛ اما در شرایط واقعی ولتاژ خروجی کمتر از ولتاژ نرنست است که ناشی از افت ولتاژهای مقاومتی، غلظتی و فعال سازی است. ولتاژ واقعی پیل سوختی با کم کردن مجموع افت ولتاژها از مقدار ولتاژ نرنست به دست می آید. معادلات لازم برای محاسبات الکتروشیمیایی پیل سوختی در جدول ۲ ارائه شده است.

آهنگ مصرف هیدروژن در واکنش الکتروشیمیایی به طور مستقیم با چگالی جریان ارتباط دارد و توسط قانون فارادی، رابطه (۳) به دست می آید:

$$\dot{Z} = \frac{iA_{act} N_{cell}}{n_e F} \quad (3)$$

که در آن \dot{Z} ، n_e و F به ترتیب نشان دهنده میزان مصرف هیدروژن در واکنش، تعداد الکترون های شرکت کننده در واکنش و ثابت فارادی (۹۶۴۷۵ کولن بر مول) هستند. مقدار هیدروژن و اکسیژن ورودی به سیستم به ترتیب با استفاده از ضریب مصرف سوخت (u_f) و ضریب بهره برداری هوا (u_a) به ترتیب با استفاده از رابطه

جدول ۲: معادلات الکتروشیمیایی [۷، ۱۰ و ۲۱]

Table 2: Electrochemical equations [7, 10, 21]

معادله	پارامتر
$V_N = \frac{-\Delta \bar{g}_f^0}{n_e F} + \frac{\bar{R}T}{n_e F} \ln \left(\frac{P_{H_2} \sqrt{P_{O_2}}}{P_{H_2O}} \right)$ $\Delta \bar{g}_f^0 = \bar{g}_{H_2O}^0 - \bar{g}_{H_2}^0 - \frac{1}{2} \bar{g}_{O_2}^0, \bar{g}^0 = \bar{h}^0 - T_{cell} \bar{s}^0$	ولتاژ نرنست
$V_{ohm} = i (r_a + r_c + r_e + r_{int})$ $r_a = 2.98 \times 10^{-5} l_a \exp \left(\frac{-1392}{T_{cell}} \right)$ $r_c = 8.11 \times 10^{-5} l_c \exp \left(\frac{600}{T_{cell}} \right)$ $r_e = 2.94 \times 10^{-5} l_e \exp \left(\frac{10350}{T_{cell}} \right)$ $r_{int} = 1.2 \times 10^{-3} l_{int} \exp \left(\frac{4690}{T_{cell}} \right)$	افت ولتاژ مقاومتی
$V_{con} = \frac{\bar{R}T}{n_e F} \left\{ \ln \left(\frac{1-i / i_{L,H_2}}{1+i / i_{L,H_2O}} \right) + n \left(\frac{1}{1-i / i_{L,O_2}} \right) \right\}$ $i_{L,k} = \frac{n_e F D_{eff,k} P_k}{\bar{R} T_{cell} l_k}$	افت ولتاژ غلظتی
$V_{act} = \frac{2\bar{R}T}{n_e F} \left\{ \sinh^{-1} \left(\frac{i}{2i_0^a} \right) + \sinh^{-1} \left(\frac{i}{2i_0^c} \right) \right\}$ $i_0^a = 7 \times 10^9 \left(\frac{P_{H_2}}{P_0} \right) \left(\frac{P_{H_2O}}{P_0} \right) \exp \left(\frac{-110000}{\bar{R}T} \right)$ $i_0^c = 7 \times 10^9 \left(\frac{P_{O_2}}{P_0} \right)^{0.25} \exp \left(\frac{-155000}{\bar{R}T} \right)$	افت ولتاژ فعال سازی
$V_{cell} = V_N - (V_{ohm} + V_{act} + V_{con})$	ولتاژ واقعی

حرارت گازهای داغ در خروجی سیستم، به ترتیب از روابط (۱۰) و (۱۱) محاسبه می‌شوند.

$$\dot{m}_{gas} (h_{46} - h_p) = \dot{m}_{Steam} (h_{49} - h_d) \quad (10)$$

$$\dot{m}_{gas} (h_p - h_{12}) = \dot{m}_{Steam} (h_d - h_{48}) \quad (11)$$

۳-۲- تحلیل ترموآکونومیک

ترموآکونومیک معمولاً به روش‌هایی اطلاق می‌گردد که انرژی و اقتصاد را به‌منظور به دست آوردن طراحی و بهره‌برداری بهتر از یک سیستم حرارتی باهم ترکیب می‌کنند. زمانی که ترموآکونومیک بر اساس انرژی و هزینه باشد، آن را انرژی‌آکونومیک می‌نامند.

برای تحلیل انرژی‌آکونومیک روش‌های مختلفی مطرح شده است.

یا بخار اشباع وارد مولد بخار بازیافت حرارت می‌شوند. این سیستم از دو بخش صرفه‌جو^۱ و تبخیرکننده^۲ تشکیل شده است. در بررسی حاضر بخار آب اشباع در فشار ۷/۶۸ بار و درجه حرارت ۱۶۸/۸ درجه سلسیوس تولید می‌شود. شماتیک توزیع جریان در مولد بخار بازیافت حرارت در شکل ۲ نشان داده شده است.

نرخ جریان بخار تولیدی، به دما، نرخ جریان گاز و دمای نقطه پینچ وابسته است. نقطه پینچ که تفاوت دمای آب در ورودی بخش تبخیرکننده در سمت بخار و دمای خروجی گازهای داغ در سمت گاز است، یکی از مهم‌ترین پارامترها در طراحی و عملکرد مولد بخار بازیافت حرارت به شمار می‌رود. در این بررسی این پارامتر از ورودی‌های ثابت این بخش است. نرخ گرمی بخار آب تولیدی و درجه

- 1 Economizer
- 2 Evaporator

جریان که انرژی را با خود می‌برد، دارای هزینه‌ای مشخص است که مقدار آن بستگی مستقیم به مقدار انرژی آن جریان دارد. روابط موازنه هزینه و معادلات کمکی برای هر یک از اجزای سیستم در جدول ۳ ارائه شده و برای اجزای چرخه گکس مطابق مراجع [۷] و [۸] است. ترم \dot{Z}_k در رابطه (۱۲) میزان کل هزینه مرتبط با هزینه سرمایه‌گذاری اولیه و هزینه تعمیر و نگهداری برای جزء k ام (دلار بر ساعت) است که از رابطه (۱۴) محاسبه کرد [۷] و [۱۱]:

$$\dot{Z}_k = \frac{Z_k CRF \phi}{N} \times \frac{CEPCI_{2016}}{CEPCI_0} \quad (14)$$

در رابطه (۱۴) Z_k هزینه خریداری جزء k ام در سال برآورد هزینه، N تعداد ساعات‌های کاری سیستم در یک سال، ϕ ضریب نگهداری ۱/۱، شاخص هزینه نیروگاه شیمیایی^۲ شاخص هزینه است که در این مطالعه از مجله ماهیانه هزینه نیروگاه‌های مهندسی شیمی استخراج و مقدار آن ۵۴۱/۷ برای سال ۲۰۱۶ در نظر گرفته شده است [۱۷]. ضریب بازگشت سرمایه^۳ به نرخ بهره و طول عمر تجهیزات وابسته است و به صورت رابطه (۱۵) محاسبه می‌شود.

$$CRF = \frac{i_r(1+i_r)^n}{(1+i_r)^n - 1} \quad (15)$$

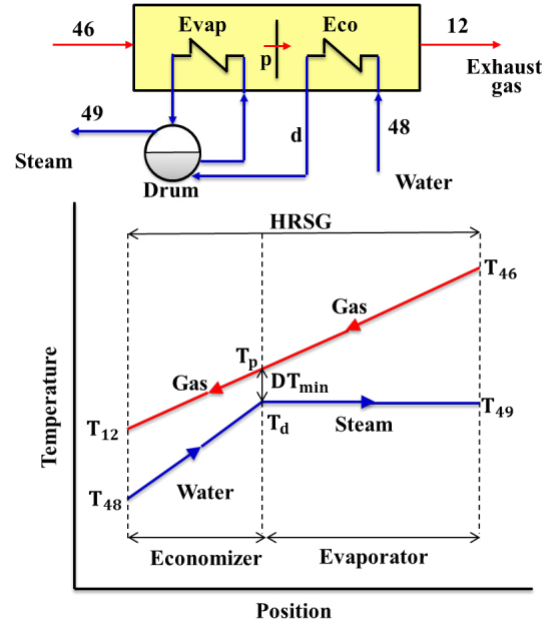
i_r نرخ بهره و n تعداد سال‌های کارکرد اجزای سیستم است. نحوه محاسبه Z_k هزینه خرید هر جزء، در جدول ۳ ارائه شده است.

۳-۳- ارزیابی عملکرد کلی چرخه

مقدار توان الکتریکی خالص خروجی و بازده انرژی چرخه به ترتیب با استفاده از رابطه (۱۶) و رابطه (۱۷) به دست می‌آیند:

$$\dot{W}_{net} = (\dot{W}_{SOFC})\eta_{inv} - \dot{W}_{AC} - \dot{W}_{FC} - \dot{W}_P - \dot{W}_{WP1} - \dot{W}_{WP2} \quad (16)$$

LHV و \dot{n}_f به ترتیب ارزش حرارتی پایین و دبی مولی سوخت ورودی به چرخه است. بازگشت‌ناپذیری کل سیستم، مجموع تخریب انرژی اجزاء و اتلاف انرژی ناشی از خروج جریان ۵۵ است که از رابطه (۱۸) به دست می‌آید:



شکل ۲: شماتیک جریان در مولد بخار بازیافت حرارت
Fig. 2 : Schematic diagram of HRSG flow

در این مطالعه از روش اسپکو^۱ استفاده شده است [۱۵]. این روش بر پایه انرژی، بازده انرژی و معادلات کمکی برای اجزای سیستم حرارتی بنا شده است. روش اسپکو شامل سه گام است: الف) شناسایی جریان‌های انرژی، ب) تعریف سوخت و محصول برای هر یک از اجزای سیستم و ج) تخصیص معادلات هزینه. معادله توازن هزینه برای هر جزء از سیستم مطابق روابط (۱۲) و (۱۳) است [۱۶]:

$$\sum_e (\dot{C}_{\text{fuel}}) + \dot{C}_{\text{in}} = \dot{C}_{\text{out}} + \sum_i (\dot{C}_{\text{ex}}) + \dot{Z} \quad (12)$$

$$\dot{C} = c\dot{E} \quad (13)$$

$\dot{C}_{e,k}$ و $\dot{C}_{i,k}$ به ترتیب هزینه نرخ انرژی جریان ورودی، هزینه نرخ انرژی جریان خروجی (دلار بر ساعت) و c هزینه انرژی هر جریان (دلار بر گیگا ژول) است. $\dot{C}_{w,k}$ و $\dot{C}_{q,k}$ نیز مربوط به هزینه ناشی از نرخ انرژی انتقال حرارت و نرخ تبادل کار (دلار بر ساعت) است. در رابطه (۱۲) مجموع ارزش جریان‌های خروجی با مجموع هزینه‌های ورودی به علاوه سرمایه‌گذاری و تعمیر و نگهداری و باقی هزینه‌ها معادل قرار داده شده است. در روش هزینه انرژی، هر

2 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)
3 Capital Recovery Factor (CRF)

1 Specific Exergy Costing (SPECOC)

جدول ۳: روابط موازنه هزینه و معادلات کمکی اجزای سیستم [۷، ۱۱، ۱۶، ۱۸-۲۰]

Table 3: Relations of cost balance and auxiliary equations for each component of system [7,11,16,18-20]

هزینه خرید	معادلات کمکی	موازنه هزینه	اجزاء
$Z_{FC} = \frac{71.1\dot{m}_4}{0.9-\eta_{FC}} r_p \ln(r_p)$	$c_4 = \frac{15\$}{GJ}, c_{39} = c_{42}$	$\dot{C}_4 + \dot{C}_{39} + \dot{Z}_{FC} + \dot{Z}_{M,FC} = \dot{C}_5$	کمپرسور سوخت
$Z_{AC} = \frac{71.1\dot{m}_1}{0.9-\eta_{AC}} r_p \ln(r_p)$	$c_{40} = c_{42}, c_1 = 0$	$\dot{C}_1 + \dot{C}_{40} + \dot{Z}_{AC} = \dot{C}_2$	کمپرسور هوا
$Z_{FHE} = 130 \left(\frac{A_{FHE}}{0.093} \right)^{0.78}$	$c_{10} = c_{11}$	$\dot{C}_5 + \dot{C}_{10} + \dot{Z}_{FHE} = \dot{C}_6 + \dot{C}_{11}$	مبادله کن گرمایی سوخت
$Z_{AHE} = 3 \times 130 \left(\frac{A_{AHE}}{0.093} \right)^{0.78}$	$c_{11} = c_{46}$	$\dot{C}_2 + \dot{C}_{11} + \dot{Z}_{AHE} = \dot{C}_3 + \dot{C}_{46}$	مبادله کن گرمایی هوا
$Z_{SOFC} = A_{act} N_{cell} (2.96T_{cell} - 1907)$	$c_7 = c_{41}, c_8 = c_{41}$	$\dot{C}_6 + \dot{C}_3 + \dot{Z}_{SOFC} = \dot{C}_7 + \dot{C}_8 + \dot{C}_{41}$	پیل سوختی
$Z_{Inv} = 10^5 \left(\frac{\dot{W}_{SOFC}}{500} \right)^{0.7}$	-	$\dot{C}_{41} + \dot{Z}_{Inv} = \dot{C}_{42}$	مبدل توان
$Z_{AB} = \frac{46.08\dot{m}_7}{0.995 - \frac{P_9}{P_7}} (1 + \exp(0.018T_9 - 26.4))$	-	$\dot{C}_7 + \dot{C}_8 + \dot{Z}_{AB} = \dot{C}_9$	پس سوز
$Z_{GT} = \frac{479.34\dot{m}_9}{0.92 - \eta_{GT}} \ln \left(\frac{P_9}{P_{10}} \right) (1 + \exp(0.036T_9 - 54.4))$	$c_9 = c_{10}$	$\dot{C}_9 + \dot{Z}_{GT} = \dot{C}_{10} + \dot{C}_{43}$	توربین گاز
$Z_{Des} = 17500 \left(\frac{A_{Des}}{100} \right)^{0.6}$	$c_{12} = c_{13}$ $\frac{\dot{C}_{18} - \dot{C}_{15}}{\dot{E}_{18} - \dot{E}_{15}} = \frac{\dot{C}_{16} - \dot{C}_{15}}{\dot{E}_{16} - \dot{E}_{15}}$	$\dot{C}_{12} + \dot{C}_{15} + \dot{C}_{19} + \dot{C}_{Q_{GAND}} + \dot{Z}_{Des} = \dot{C}_{13} + \dot{C}_{16} + \dot{C}_{18}$	ژنراتور گکس
$Z_{HRSG} = 21276\dot{m}_{vap} + 1184.4\dot{m}_{46}^{1.2} + 6570 \left(\left(\frac{\dot{Q}_{ec}}{\Delta T_{lm,ec}} \right)^{0.8} + \left(\frac{\dot{Q}_{ev}}{\Delta T_{lm,ev}} \right)^{0.8} \right)$	$c_{12} = c_{46}$	$\dot{C}_{46} + \dot{C}_{48} + \dot{Z}_{HRSG} = \dot{C}_{12} + \dot{C}_{49}$	مولد بخار یافت حرارت
$Z_{HR} = 130 \left(\frac{A_{HR}}{0.093} \right)^{0.78}$	$c_{55} = c_{13}$	$\dot{C}_{13} + \dot{C}_{58} + \dot{Z}_{HR} = \dot{C}_{55} + \dot{C}_{59}$	مبدل باز یافت حرارت
$Z_{WP1,2} = 1.41 f_n \left(422 (\dot{W}_{wp1,2})^{0.71} \right)$	$c_{47} = 0, c_{50} = c_{42}$	$\dot{C}_{47} + \dot{C}_{50} + \dot{Z}_{WP,1} + \dot{Z}_M = \dot{C}_{48}$	پمپ آب ۱
$f_n = 1 + \left(\frac{0.2}{1 - \eta_{wp1,2}} \right)$	$c_{57} = 0, c_{56} = c_{42}$	$\dot{C}_{57} + \dot{C}_{56} + \dot{Z}_{WP,2} + \dot{Z}_M = \dot{C}_{58}$	پمپ آب ۲

واحد انرژی سوخت ورودی $c_{F,k}$ ، هزینه واحد انرژی محصول خروجی $c_{P,k}$ ، نرخ هزینه تخریب انرژی $\dot{C}_{L,k} + \dot{C}_{D,k}$ ، ضریب انرژی واکونومیکی f_k و r_k اختلاف نسبی هزینه‌ها صورت می‌پذیرد (روابط (۲۰) تا (۲۳)) [۱۶]:

$$c_{F,k} = \frac{\dot{C}_{F,k}}{\dot{E}_{F,k}} \quad (20)$$

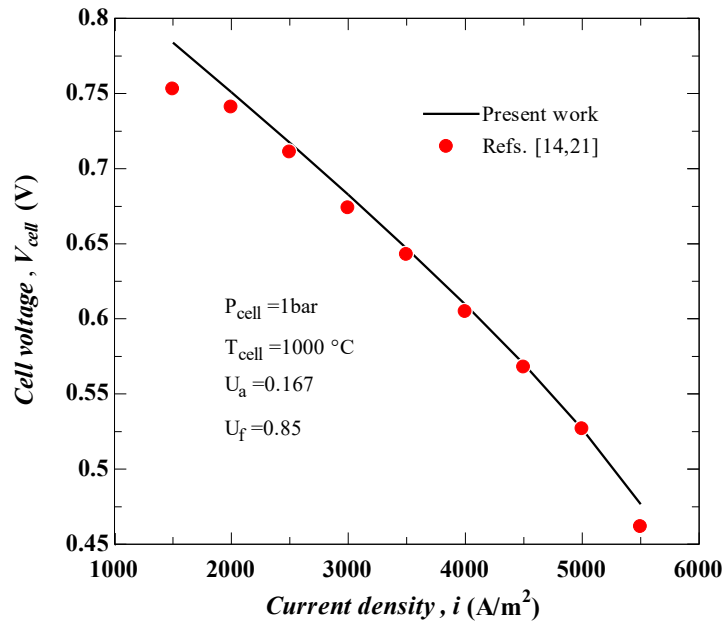
$$c_{P,k} = \frac{\dot{C}_{P,k}}{\dot{E}_{P,k}} \quad (21)$$

$$\dot{E}_{D,tot} = \sum_k \dot{E}_{D,k} + \dot{E}_{55} \quad (18)$$

بازده انرژی چرخه در رابطه (۱۹) به صورت نسبت انرژی مفید خروجی به انرژی شیمیایی سوخت ورودی تعریف می‌شود:

$$\psi = \frac{\dot{W}_{net} + (\dot{E}_{36} - \dot{E}_{35}) + (\dot{E}_{49} - \dot{E}_{48}) + (\dot{E}_{59} - \dot{E}_{58})}{\dot{n}_f \bar{e}_f} \quad (19)$$

ارزیابی انرژی واکونومیکی سیستم با استفاده از پارامترهای هزینه



شکل ۳: اعتبار سنجی مدل الکتروشیمیایی پیل سوختی با نتایج تجربی
Fig. 3: Validation of fuel cell electrochemical model with experimental data

سوختی را به خوبی پیش بینی می کند، به گونه ای که حداکثر خطا ۳/۲ درصد است. همچنین تغییرات ضریب عملکرد چرخه تبرید جذبی گکس با نتایج ارائه شده توسط مرجع [۹] مورد مقایسه قرار گرفت. همان طور که در شکل ۴ مشخص است، نتایج اختلاف ناچیزی باهم دارند. در نهایت سیستم پیل سوختی، توربین گازی و چرخه گکس معرفی شده در مرجع [۷] مدل سازی و مقادیر حاصل برای توان خالص خروجی، بازده انرژی و بازگشت ناپذیری کل در جدول ۴ ارائه شد. مطابق این جدول، مدل سازی سیستم پیل سوختی اکسید جامد، توربین گازی و چرخه گکس با حداکثر خطای ۳/۹ درصد نتایج مطلوبی ارائه می دهد.

۵- نتایج و بحث

فرضیات اولیه و پارامترهای ورودی مورد نیاز برای مدل سازی چرخه ترکیبی پیشنهادی جهت مطالعه پارامتریک در جداول ۱ و ۵ ذکر شده است. استفاده از سوخت هیدروژن در سیستم های تولید سه گانه بر پایه فن آوری پیل سوختی جدیدترین و کارآمدترین روش برای کنترل و کاهش آلاینده های ناکس می باشد. همچنین قابلیت اشتعال پذیری هیدروژن در مقایسه با سوخت های فسیلی بسیار بالاست. از مهم ترین عوامل جایگزینی سوخت های فسیلی با سوخت های جدید (مثل سوخت هیدروژن) افزایش قیمت سوخت های فسیلی و افزایش

$$\dot{C}_{L,k} + \dot{C}_{D,k} = c_{F,k} (\dot{E}_{L,k} + \dot{E}_{D,k}) \quad (22)$$

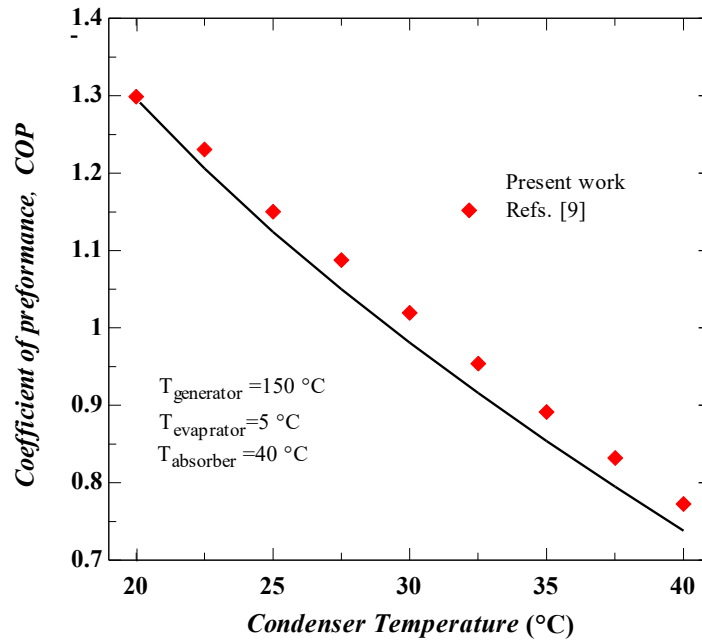
$$f_k = \frac{\dot{Z}_k}{\dot{Z}_k + \dot{C}_{L,k} + \dot{C}_{D,k}} ; r_k = \frac{c_{P,k} - c_{F,k}}{c_{F,k}} \quad (23)$$

در تحلیل انرژی و اکونومیکی، هزینه واحد انرژی در نظر گرفته می شود، در این چرخه ترکیبی مجموع هزینه واحد انرژی محصولات (دلار بر گیگا ژول)، شامل مجموع هزینه واحد انرژی توان الکتریکی تولیدی پیل سوختی، توان تولیدی توربین گازی، برودت خروجی اواپراتور گکس، بخار تولیدی مولد بخار با زیافت حرارت و آب گرم تولیدی مبادله کن گرمای با زیافت است که به صورت رابطه (۲۴) تعریف می شود:

$$SUCP = C_{36} + C_{42} + C_{43} + C_{49} + C_{59} \quad (24)$$

۴- اعتبار سنجی

برای ارزیابی میزان صحت مدل الکتروشیمیایی پیل سوختی، نمودار چگالی جریان- ولتاژ حاصل با نتایج آزمایش های تجربی مربوط به پیل سوختی اکسید جامد زیمنس وستینگهاوس [۱۴] و [۲۱] مقایسه می شود. با توجه به شکل ۳، برنامه نوشته شده رفتار پیل



شکل ۴: اعتبار سنجی چرخه تبرید جذبی گس

Fig. 4: Validation for GAX absorption refrigeration cycle

۱-۵- مطالعه پارامتریک

۱-۱-۵- تأثیر چگالی جریان و ضریب مصرف سوخت

در شکل ۵-الف اثر تغییرات چگالی جریان و ضریب مصرف سوخت بر روی ولتاژ پیل سوختی ارائه شده است. با افزایش چگالی جریان، دبی سوخت مصرفی و دمای پیل سوختی افزایش یافته که باعث افزایش افت ولتاژهای درون پیل سوختی، کاهش ولتاژ نرنست و در نهایت کاهش ولتاژ تولیدی پیل سوختی می‌شود. همچنین با افزایش ضریب مصرف سوخت، دبی سوخت ورودی به چرخه کاهش یافته که باعث کاهش فشار جزئی هیدروژن و افزایش فشار جزئی بخار آب در خروجی پیل سوختی می‌شود. در نتیجه ولتاژ نرنست و ولتاژ تولیدی پیل سوختی مطابق شکل ۵-الف کاهش می‌یابند. در

آلاینده‌های اتمسفر زمین می‌باشد. همچنین مسئله افزایش دمای جو اطراف زمین و تغییر ساختار آن، استفاده از سیکل‌های تولید توان پاک‌تر و آلاینده‌گی کمتر را ضروری می‌سازد. در این بین سوخت هیدروژن مهم‌ترین نقش را به عنوان سوخت پاک بازی می‌کند. در حال حاضر، هیدروژن به طور عمده از سوخت‌های فسیلی بدون کربن تولید می‌شود و بقیه عمدتاً از طریق الکترولیز آب، منابع انرژی تجدیدپذیر و هسته‌ای تولید می‌شود. هزینه واحد هیدروژن به عنوان سوخت مصرفی، فاکتور مهمی در تعیین هزینه‌های محصولات که شامل هزینه توان الکتریکی، سرمایه‌ش و گرمایش خروجی است. برای تحلیل ترموآکونومیک چرخه ترکیبی پیشنهادی، هزینه هیدروژن ۱۵ دلار برگیگاژول در نظر گرفته شد.

جدول ۴: اعتبارسنجی چرخه ترکیبی پیل سوختی اکسید جامد-توربین گازی- چرخه گس

Table 4: Validation for SOFC-GT-GAX system

پارامتر	نتایج کار حاضر	نتایج مرجع [۷]
ولتاژ عملکردی پیل سوختی (ولت)	۰/۳۹۱۲	۰/۳۹
توان خالص چرخه (کیلووات)	۵۱۲/۳	۵۱۲/۹
گرمای اواپراتور چرخه (کیلووات)	۳۸۱/۸	۳۸۱/۴
بازده اگزوزی (%)	۴۹/۰۱	۵۰/۹۹
بازگشت‌ناپذیری چرخه (کیلووات)	۵۲۴/۴	۵۲۳/۸

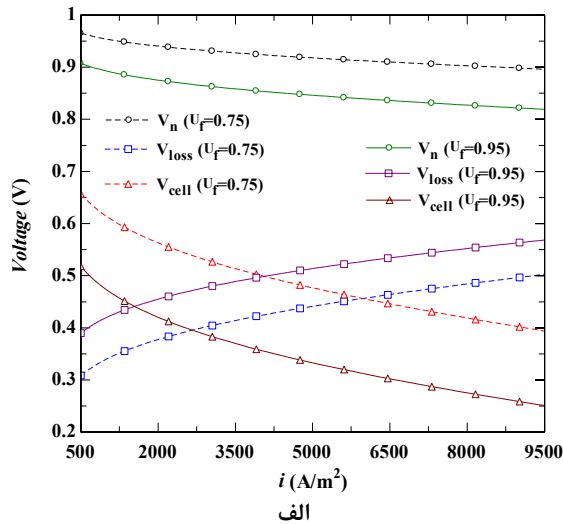
جدول ۵: داده‌های ورودی فرض شده برای مدل‌سازی سیستم [۷ و ۸]

Table 5: Input data for system modeling [7,8]

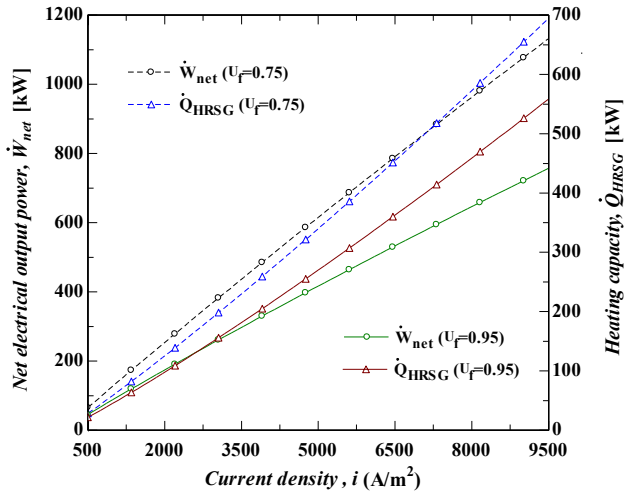
مقدار	واحد	پارامتر
۱۵۰	درجه سلسیوس	دمای ژنراتور
۳۰	درجه سلسیوس	دمای کند انسور
۰	درجه سلسیوس	دمایی اواپراتور
۰/۳	-	مقدار گاز زدایی
۸	بار	فشار بخار
۳۵	درجه سلسیوس	اختلاف دمای مینیمم (نقطه پینچ)
۷۰	درجه سلسیوس	دمای خروجی آب گرم
۸۵	درصد	راندمان ایزنتروپیک کمپرسورها و توربین گازی
۸۵	درصد	کار آبی مبادله‌کن‌های گرمایی
۳	درصد	افت فشار مبادله‌کن‌ها و پس‌سوز
۴	درصد	افت فشار مولد بخار بازیافت حرارت
۸۵	درصد	بازده پمپ‌ها
۷۴۴۶	در سال	ساعت کارکرد
۱۲	درصد	نرخ بهره
۲۰	سال	کارکرد اجزای سیستم

بازیافت حرارت و دبی مولی سوخت ورودی (نرخ آگرزژی ورودی به سیستم) می‌شود. با این وجود میزان افزایش آگرزژی خروجی سیستم کمتر از آگرزژی ورودی سیستم است؛ بنابراین بازده آگرزژی با افزایش چگالی جریان کاهش می‌یابد. همچنین افزایش ضریب مصرف سوخت، منجر به کاهش دبی مولی سوخت ورودی (n_p) می‌شود اما آهنگ کاهش آگرزژی خروجی سیستم (کارایی مفید چرخه) بر کاهش دبی مولی سوخت ورودی غلبه دارد، بنابراین بازده آگرزژی کاهش می‌یابد. در شکل ۵-ج تأثیر چگالی جریان و ضریب مصرف سوخت بر میزان تخریب آگرزژی و مجموع هزینه واحد آگرزژی محصولات ارائه شده است. با افزایش چگالی جریان، دبی سوخت و هوای ورودی به چرخه افزایش یافته و نابودی آگرزژی در کمپرسورها و توربین را بیشتر می‌کند. با کاهش ولتاژ نرنست و افزایش افت ولتاژهای پیل سوختی، برگشت‌ناپذیری این جزء نیز بیشتر می‌شود. همچنین به دلیل بالا رفتن دمای گازهای زائد خروجی پیل سوختی، تخریب

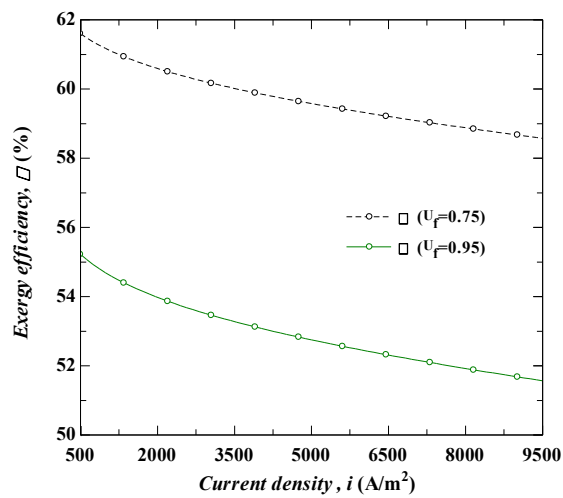
شکل ۵-ب اثر تغییرات چگالی جریان بر روی توان خالص خروجی و گرمای مولد بخار بازیافت حرارت ارائه شده است. با افزایش چگالی جریان، میزان مصرف سوخت و دما در خروجی پیل سوختی و به تبع آن دبی سوخت و هوای ورودی به چرخه، توان مصرفی کمپرسورها و توان تولیدی توربین گازی افزایش می‌یابند و نتیجه‌اش روند افزایشی توان خالص خروجی چرخه است. از طرف دیگر به دلیل افزایش دما و دبی جریان خروجی توربین، گرمای مولد بخار بازیافت حرارت، نیز افزایش می‌یابد. با افزایش ضریب مصرف سوخت، به دلیل کاهش دما و دبی جریان‌های خروجی پیل سوختی و توربین گازی، توان خالص خروجی و میزان گرمایی مولد بخار بازیافت حرارت کاهش می‌یابند. در شکل ۵-ج اثر تغییرات چگالی جریان و ضریب مصرف سوخت بر روی بازده آگرزژی چرخه ارائه شده است. افزایش چگالی جریان منجر به افزایش هم‌زمان توان خالص خروجی چرخه، گرمای مولد بخار بازیافت حرارت، سرمایش اواپراتور، گرمای مبادله‌کن گرمایی



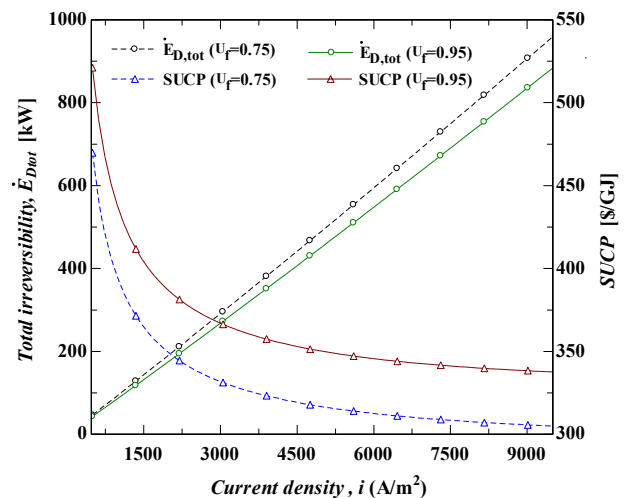
الف



ب



ج



د

شکل ۵: تأثیر چگالی جریان و ضریب مصرف سوخت بر روی الف)ولتاژ تولیدی، ب) توان خالص خروجی و کاهش گرمای مولد بخار بازیافت حرارت، ج) بازده اگزرژی، د) میزان بازگشت‌ناپذیری کل چرخه و مجموع هزینه واحد اگزرژی محصولات ($u_a=0.15$ و $r_p=6/5$)
Fig. 5 : Effect of current density and fuel utilization factor on A) voltage B)Net electrical out put power and Heating capacity C)Exergy efficiency and D)Total irreversibility and SUCP ($r_p=6.5, u_a=0.15$)

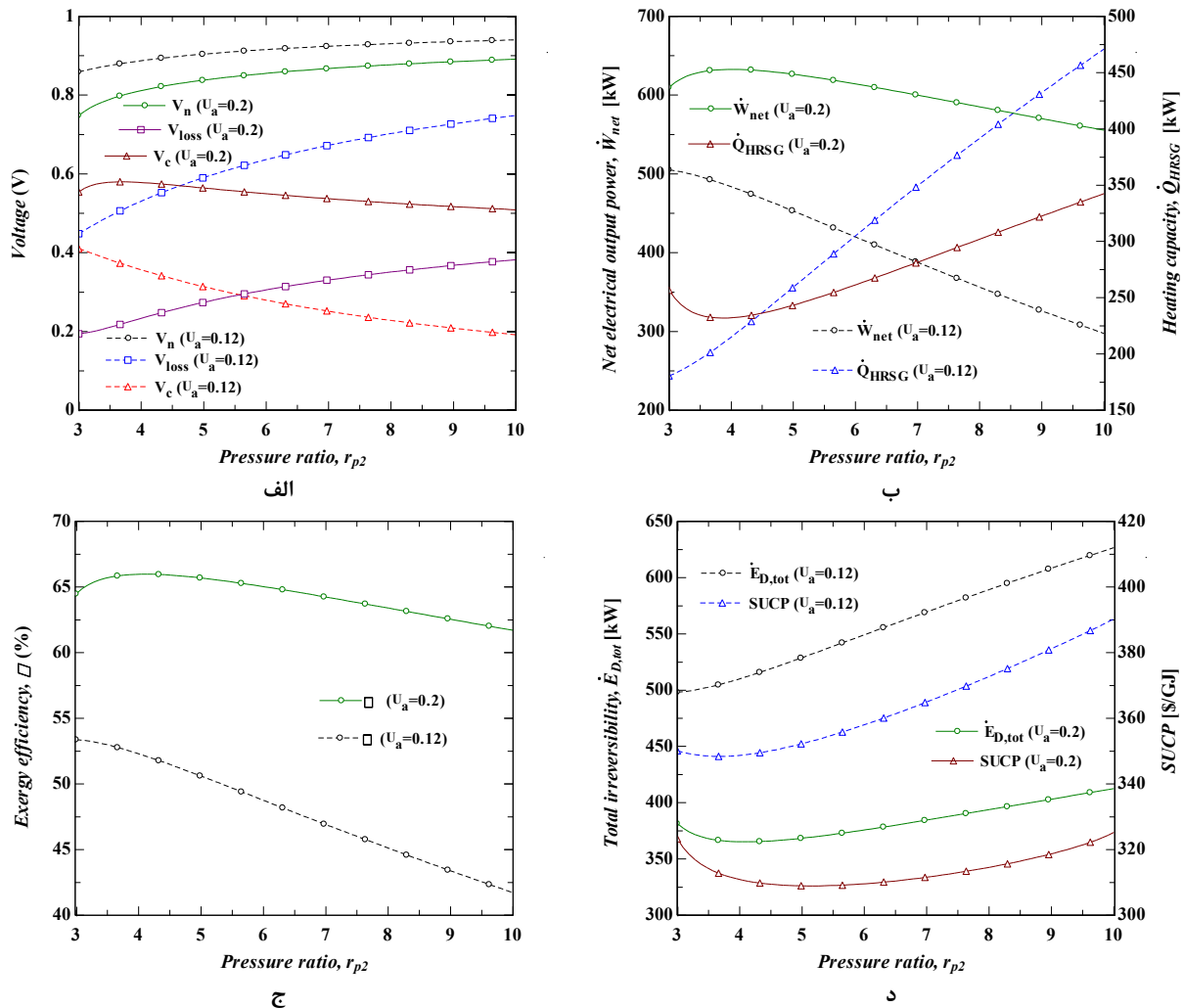
بازیاب‌های حرارتی مبادله‌کن گرمایی بازیافت حرارت و مولد بخار بازیافت حرارت، سرمایه‌ش قابل استحصال در او اپراتور، توان تولیدی پیل سوختی و توربین‌گازی افزایش می‌یابند؛ اما در چگالی جریان ثابت با افزایش ضریب مصرف سوخت به دلیل تأثیر بیشتر کاهش توان خالص خروجی چرخه و گرمایش مولد بخار بازیافت حرارت در برابر افزایش سرمایه‌ش او اپراتور و گرمایش مبادله‌کن گرمایی بازیافت حرارت، مجموع هزینه‌های محصولات واحد افزایش می‌یابد.

اگزرژی پس‌سوز و مبادله‌کن‌های گرمایی افزایش می‌یابد. در نهایت افزایش دبی چرخه گکس باعث افزایش برگشت‌ناپذیری اجزای آن می‌شود؛ بنابراین افزایش چگالی جریان باعث افزایش نابودی اگزرژی در همه اجزای چرخه ترکیبی شده و بازگشت‌ناپذیری کل چرخه افزایش می‌یابد. همچنین با افزایش ضریب مصرف سوخت، به دلیل کاهش مقدار دبی مولی همه جریان‌های سیستم، بازگشت‌ناپذیری کل چرخه کاهش می‌یابد. مطابق شکل ۵-د با افزایش چگالی جریان، مجموع هزینه‌های محصولات واحد^۱ کاهش می‌یابد. این به دلیل این واقعیت است که با افزایش چگالی جریان، میزان گرمایش

۱-۲-۵- تأثیر نسبت فشار و ضریب بهره‌برداری هوا

مطابق شکل ۶-الف افزایش نسبت فشار کمپرسور باعث کاهش

1 Sum of the Unit Costs of Products (SUCP)



شکل ۶: تأثیر نسبت فشار و ضریب بهره‌برداری هوا بر روی الف) ولتاژ تولیدی، ب) توان خالص خروجی و کاهش گرمای مولد بخار بازیافت حرارت، ج) بازده انرژی، د) میزان بازگشت‌ناپذیری کل چرخه و مجموع هزینه واحد انرژی محصولات ($i=5000$ و $u_f=0.85$)
Fig. 6: Effect of pressure ratio and air utilization factor on A) voltage B) Net electrical out put power and Heating capacity C) Exergy efficiency and D) Total irreversibility and SUCP ($i=5000, u_f=0.85$)

هوا و سوخت افزایش، توان تولیدی پیل سوختی (به دلیل کاهش ولتاژ تولیدی) کاهش و توان تولیدی توربین افزایش می‌یابد. با توجه به این که آهنگ افزایش توان مصرفی کمپرسورها بیشتر از میزان افزایش توان تولیدی توربین است، توان خالص خروجی کاهش می‌یابد. همچنین با افزایش نسبت فشار، دمای جریان‌های خروجی کمپرسورها افزایش و دمای خروجی توربین گاز کاهش می‌یابد؛ بنابراین، مقدار گرمای مبادله شده در مبدل‌های حرارتی هوا و سوخت کاهش و گرمای مولد بخار بازیافت حرارت مطابق شکل افزایش پیدا می‌کند. همان‌طور که در شکل ۶-ب نشان داده شده افزایش ضریب بهره‌برداری هوا باعث افزایش توان خالص خروجی و کاهش گرمای مولد بخار بازیافت حرارت می‌شود. با افزایش ضریب بهره‌برداری هوا،

ولتاژ تولیدی پیل سوختی می‌شود؛ زیرا با افزایش نسبت فشار، دمای عملکردی پیل سوختی کاهش می‌یابد. با کاهش دمای عملکردی پیل سوختی، افت ولتاژها و با نسبت کمتر ولتاژ نرنست افزایش یافته و باعث کاهش ولتاژ تولیدی پیل سوختی می‌شوند. همچنین افزایش ضریب بهره‌برداری هوا، باعث افزایش دمای پیل سوختی می‌شود. در نتیجه ولتاژ نرنست و افت ولتاژها کاهش می‌یابند، اما کاهش ولتاژ نرنست در مقایسه با افت ولتاژ بسیار ناچیز است در نتیجه با افزایش ضریب بهره‌برداری هوا ولتاژ پیل سوختی افزایش می‌یابد. در شکل ۶-ب تأثیر تغییر نسبت فشار کمپرسور بر توان خالص خروجی و گرمای مولد بخار بازیافت حرارت، برای دو مقدار ضریب بهره‌برداری هوا ارائه شده است. با افزایش نسبت فشار، توان مصرفی کمپرسورهای

جدول ۶: پارامترهای الگوریتم ژنتیک و محدوده تغییرات متغیرهای طراحی
Table 6: The genetic algorithm Parameter and optimization variables and limits of variations

پارامتر	مقدار
تعداد جمعیت	۶۴
تعداد تکرار	۳۲
ماکزیمم نرخ جهش	۰/۳۵
نرخ جهش اولیه	۰/۰۰۵
مینیمم نرخ جهش	۰/۰۰۰۵
احتمال ترکیب ژنی	۰/۸۵
چگالی جریان (آمپر بر مترمربع)	۹۵۰۰ تا ۵۰۰
ضریب مصرف سوخت	۰/۷۵ تا ۰/۹۵
ضریب بهره‌برداری هوا	۰/۱ تا ۰/۲
نسبت فشار کمپرسورها	۳ تا ۱۰
دمای ژنراتور (درجه سلسیوس)	۱۴۰ تا ۱۷۰
اختلاف دمای مینیمم (درجه سلسیوس)	۱۰ تا ۴۰

ضریب بهره‌برداری هوا، بازده اگزرژی چرخه افزایش می‌یابد. دلیل این امر این است که ضریب بهره‌برداری هوا تأثیر بیشتری بر توان خالص خروجی نسبت به گرمای مولد بخار بازیافت حرارت، گرمای مبادله‌کن گرمایی بازیافت حرارت و گرمای اواپراتور دارد. در شکل ۶-د تغییرات میزان تخریب اگزرژی و مجموع هزینه‌های محصولات با تغییرات نسبت فشار ضریب بهره‌برداری هوا ارائه شده است. مطابق شکل با افزایش نسبت فشار میزان تخریب اگزرژی اجزا بالا می‌رود، این ناشی از افزایش قابل توجه بازگشت‌ناپذیری‌ها در کمپرسورهای هوا و سوخت، توربین گازی، محفظه احتراق و ژنراتور چرخه گس است اگرچه تخریب اگزرژی مبدل‌های حرارتی هوا و سوخت به دلیل کم شدن اختلاف دمای جریان‌های ورودی و خروجی آن کاهش می‌یابد اما در کل بازگشت‌ناپذیری چرخه افزایش می‌یابد. همچنین با افزایش ضریب بهره‌برداری هوا، به دلیل کاهش دبی جرمی در سیستم برگشت‌ناپذیری کل کاهش می‌یابد. با تغییرات نسبت فشار، مجموع هزینه‌های محصولات افزایش می‌یابد، ولی با افزایش ضریب بهره‌برداری هوا کاهش می‌یابد.

۲-۵- بهینه‌سازی

روش‌های بهینه‌سازی مختلفی در نرم‌افزار ای‌ای‌اس وجود دارد که عبارت‌اند از روش جستجوی مستقیم، روش الگوریتم ژنتیک و روش متغیر متریک. برای این مقصود به دلیل اینکه الگوریتم ژنتیک یک روش پایدار و قابل‌دسترس است، از آن استفاده شده است. الگوریتم ژنتیک برعکس روش جستجوی مستقیم و روش متغیر متریک، وابسته به حدس اولیه متغیرهای مستقل نیست [۲۲]. بعضی از محققان معتقدند که الگوریتم ژنتیک نسبت به دیگر روش‌های بهینه‌سازی متداول و روش جستجوی مستقیم مؤثرتر است. در مطالعه حاضر، از روش الگوریتم ژنتیک برای تعیین مقادیر بهینه استفاده شده است. مقادیر پارامترهای مربوط به قیود بهینه‌سازی الگوریتم ژنتیک و محدوده تغییرات متغیرهای طراحی به تناسب کارکرد بهینه سیستم در جدول ۶ ارائه شده است.

سه پارامتر اول جدول توسط کاربر به سیستم داده می‌شود و پارامترهای دیگر به صورت پیش‌فرض توسط برنامه بهینه‌سازی پیشنهادی بر پایه الگوریتم ژنتیک پی-کا-یا^۱ در نرم‌افزار ای‌ای‌اس

توان تولیدی پیل سوختی افزایش، به دلیل کم شدن مقدار هوای ورودی، توان مصرفی کمپرسور هوا به طور قابل‌ملاحظه‌ای کاهش می‌یابد ولی تأثیری بر مقدار سوخت ورودی و در نتیجه توان مصرفی کمپرسور سوخت ندارد. ولی به دلیل کم شدن مقدار هوای ورودی و به تبع آن کم شدن مقدار جریان عبوری از توربین گازی با وجود افزایش دمای گازهای ورودی توربین، توان تولیدی توربین گازی کاهش پیدا می‌کند. در نهایت با توجه به توان‌های مصرفی و تولیدی اشاره شده با افزایش ضریب بهره‌برداری هوا، توان خالص خروجی چرخه افزایش می‌یابد. هرچند افزایش ضریب بهره‌برداری هوا، دمای گازهای ورودی به مولد بخار بازیافت حرارت را بالا می‌برد، کاهش دبی این جریان اثر بیشتری داشته، گرمای مبادله شده در مولد بخار بازیافت حرارت کاهش می‌یابد. در شکل ۶-ج تأثیر تغییر نسبت فشار کمپرسور و ضریب بهره‌برداری هوا بر بازده اگزرژی ارائه شده است. با افزایش نسبت فشار، چون تغییرات بازده اگزرژی بیشتر به توان خالص خروجی وابسته بوده، روند کاهشی دارد. همچنین با افزایش

جدول ۷: مقادیر متغیرهای بهینه‌سازی و تابع هدف

Table 7: Optimization variables and objective function

متغیر / تابع هدف	حالت مبنا	حالت بهینه از دیدگاه اگزرژی	حالت بهینه از دیدگاه اگزرژی واکونومیک
چگالی جریان (آمپر بر مترمربع)	۵۰۰۰	۵۰۰/۵	۹۰۵۰
ضریب مصرف سوخت	۰/۸۵	۰/۷۵۰۱	۰/۷۵۱۷
ضریب بهره‌برداری هوا	۰/۱۵	۰/۲	۰/۲
نسبت فشار کمپرسورها	۶/۵	۴	۶/۳۸۸
دمای ژنراتور (درجه سلسیوس)	۱۵۰	۱۴۰/۲۸	۱۴۰
اختلاف دمای مینیوم (درجه سلسیوس)	۳۵	۱۳/۱۳	۳۸/۷۲
بازده اگزرژی (درصد)	۵۶/۳	۷۰/۹۹	۶۵/۶۸
مجموع هزینه واحد اگزرژی محصولات (دلار بر گیگا ژول)	۳۳۱/۱	۵۱۶/۳	۲۷۷/۲

هزینه واحد اگزرژی توان تولیدی پیل سوختی، توان تولیدی توربین گازی، برودت خروجی اواپراتور، جریان بخار و آب گرم تولیدی به ترتیب ۲۲/۸۱، ۲۳/۱۲، ۱۲۱/۲۷، ۳۵/۷۳ و ۷۴/۲۳ دلار بر گیگا ژول به دست آمد.

جدول ۹ نتایج به دست آمده از تحلیل اگزژی واکونومیک برای شرایط بهینه اگزژی واکونومیک را نشان می‌دهد. اجزایی که بالاترین مقدار $\dot{C}_D + \dot{C}_L + \dot{Z}$ مهم‌ترین جزءها از دیدگاه اگزژی واکونومیک هستند. این مقدار برای پیل سوختی بیشترین است. همچنین مقدار ۴۶/۱ درصد برای ضریب اگزژی واکونومیک این جزء نشان می‌دهد که در این جزء هزینه تخریب اگزژی بر هزینه سرمایه‌گذاری (خرید و نگهداری) غالب است. همچنین این جزء و پس‌سوز مطابق شکل ۷ بالاترین مقدار تخریب اگزژی را در میان اجزای چرخه ترکیبی دارا هستند. مقدار $\dot{C}_D + \dot{C}_L + \dot{Z}$ رای پمپها بسیار پایین‌تر از سایر اجزاست. بنابراین پمپها هزینه بسیار پایینی به سیستم تحمیل می‌کنند و اهمیت بسیار کمتری از دیدگاه اگزژی واکونومیک دارند. تغییر پارامترهای اگزژی واکونومیک پمپها اثر ناچیزی بر پارامترهای اگزژی واکونومیک کل چرخه ترکیبی خواهد داشت. پس‌سوز و مبادله‌کن گرمای سوخت، کمترین ضریب اگزژی واکونومیک را دارند.

پیشنهاد داده شده‌اند و تغییر نمی‌کنند [۲۲-۲۴]. مقادیر بهینه متغیرهای طراحی در دو حالت بهینه بازده اگزژی و حالت بهینه هزینه محصولات در جدول ۷ ارائه شده است. این جدول نشان می‌دهد که بازده اگزژی در حالت بهینه از دیدگاه اگزژی، از مقدار ۵۶/۳ درصد به ۷۰/۹۹ درصد نسبت به حالت مبنا افزایش می‌یابد و مقدار مجموع هزینه واحد اگزژی محصولات در حالت بهینه اگزژی واکونومیک، ۱۶/۳٪ کمتر از حالت مبنا است. همچنین مجموع هزینه واحد اگزژی محصولات در حالت بهینه اگزژی واکونومیک ۲۷۷/۲ دلار بر گیگا ژول به دست آمد که ۴۶/۳ درصد پایین‌تر از حالت بهینه از دیدگاه اگزژی است. به‌رحال، در شرایط بهینه اگزژی واکونومیک چرخه مورد مطالعه از دیدگاه اگزژی عملکرد ضعیف‌تری دارد. این موضوع اهمیت تحلیل ترمواکونومیک و اگزژی واکونومیک را در خصوص سیستم مورد مطالعه، در حالت بهینه اگزژی واکونومیک نمایان تر می‌کند. فرضیات اولیه و پارامترهای ورودی مورد نیاز برای مدل‌سازی ترمواکونومیک و اگزژی واکونومیک چرخه ترکیبی پیشنهادی برای حالت بهینه از دیدگاه اگزژی واکونومیک در جداول ۵، ۶ و ۷ ارائه شده است. در جدول ۸ نتایج تحلیل ترمواکونومیک برای نقاط مهم ارائه شده است. مطابق این جدول

جدول ۸: خواص ترمودینامیکی و هزینه جریان در برخی نقاط سیستم برای حالت بهینه از دیدگاه اگزرواکنومیک

Table 8: Thermodynamic properties and cost of the streams for the optimal point from exergoeconomic view.

هزینه واحد اگزرژی (\$ / GJ)	اگزرژی (kW)	دبی جریان (kg / sec)	فشار (bar)	دما (°C)	جریان
۰	۵/۱	۲/۴۲	۱	۲۵	۱
۲۵/۳۴	۵۴۹/۷	۲/۴۲	۶/۳۹	۲۶۵/۶	۲
۱۵	۲۲۰/۱/۸	۰/۰۳۹۷	۱	۲۵	۴
۱۵/۳	۲۲۷۰	۰/۰۳۹۷	۶/۳۹	۲۶۴/۱	۵
۲۰/۳۲	۱۷۳۸/۶	۲/۳۰۳	۶/۰۷	۹۸۷/۹	۷
۲۰/۳۲	۸۶۱/۱	۰/۱۵۲	۶/۰۷	۹۸۷/۹	۸
۲۱/۸۱	۲۴۲۴/۳	۲/۴۵۵	۵/۸۹	۱۱۶۲/۹	۹
۲۱/۸۱	۱۱۲۷/۶	۲/۴۵۵	۱/۱۵	۷۷۳/۲	۱۰
۲۱/۸۱	۸۶/۲	۲/۴۵۵	۱/۰۴	۱۵۶/۷	۱۲
۲۱/۸۱	۵۹/۴	۲/۴۵۵	۱/۰۲	۱۲۷/۲	۱۳
۴۷/۱۸	۴۵۷/۶	۰/۱۲۸	۱۱/۶۱	۱۴۰	۱۶
۴۷/۴۹	۱۴۸۱/۲	۰/۰۷۴	۱۱/۶۱	۳۰	۲۱
۴۷/۵۱	۱۴۸۱/۳	۰/۰۷۴	۳/۹۸	-۱/۸۵	۲۳
۴۷/۵۱	۱۴۷۳/۳	۰/۰۷۴	۳/۹۸	۰	۲۴
۱۲۱/۲۷	۳/۳	۰/۹۴۴	۱	۳/۲	۳۶
۲۲/۸۱	۶۹۳/۱				۴۲
۲۳/۱۲	۱۲۳۲/۵				۴۳
۲۱/۸۱	۳۶۰	۲/۴۵۵	۱/۰۸	۳۷۵	۴۶
۳۵/۷۳	۱۷۶/۷	۰/۲۲۶	۷/۶۸	۱۶۸/۸	۴۹
۲۱/۸۱	۲۳/۵	۲/۴۵۵	۱	۶۶/۱	۵۵
۰	۰	۰/۸۶۹	۱	۲۵	۵۷
۵۲/۸۹	۰/۱	۰/۸۶۹	۲	۲۵/۰/۱	۵۸
۷۴/۲۳	۱۱/۳	۰/۸۶۹	۱/۹۶	۷۰	۵۹

آب گرم و پایین‌ترین آن مربوط به رکتیفایر است. با در نظر گرفتن جریان ۴ به‌عنوان سوخت و مجموع توان تولیدی پیل سوختی، توربین گازی، برودت تولیدی اواپراتور و بخار داغ تولیدی مولد بخار بازیافت حرارت و آب گرم تولیدی مبادله‌کن گرمایی بازیافت حرارت به‌عنوان محصول، نرخ هزینه خرید کل تجهیزات چرخه و نرخ هزینه تخریب اگزرژی کل سیستم به ترتیب ۱۵/۷۳ و ۴۰/۸ دلار بر ساعت محاسبه شده است. مقدار ضریب اگزرواکنومیک کل سیستم ۲۷/۸ درصد به دست می‌آید این بدین معنی است که در حدود ۷۲/۲ درصد

این بدان معناست که هزینه تخریب اگزرژی در مقایسه با هزینه‌های سرمایه‌گذاری در این اجزاء بسیار زیاد است؛ بنابراین استفاده از تجهیزات با بازده بالا (از طریق افزایش سطح انتقال حرارت) علیرغم افزایش هزینه سرمایه‌گذاری اولیه موجب کاهش هزینه تخریب اگزرژی این اجزاء خواهد شد. بیشترین ضریب اگزرواکنومیک مربوط به پمپ‌های آب است. توصیه می‌شود که هزینه سرمایه‌گذاری کمتری برای این اجزاء صورت پذیرد. اگرچه ممکن بازده اگزرژی این اجزاء کاهش یابد. بالاترین r مربوط به بازیافت حرارتی تولید

جدول ۹: نتایج تحلیل اگزروزواکونومیکی برای حالت بهینه ازدیدگاه اگزروزواکونومیک

اجزاء	C_F (\$/GJ)	C_p (\$/GJ)	$\dot{C}_D + \dot{C}_L$ (\$/h)	\dot{Z} (\$/h)	f (%)	r (%)
کمپرسور سوخت	۲۲/۸۱	۲۵/۰۷	۰/۵۲۷	۰/۰۱۹۴۶	۳/۶	۹/۹
کمپرسور هوا	۲۲/۸۱	۲۵/۵۸	۴/۲۰۲	۱/۱۸۴	۲۲/۰	۱۲/۲
مبادله‌کن گرمایی سوخت	۲۱/۸۱	۲۸/۱۶	۱/۸۴۶	۰/۰۲۳۲	۱/۲	۲۹/۱
مبادله‌کن گرمایی هوا	۲۱/۸۱	۲۴/۴	۴/۹۲۲	۰/۶۶۸۹	۱۲/۰	۱۱/۹
پیل سوختی	۱۴/۰۴	۱۷/۱۷	۸/۶۸۷	۷/۴۱۵	۴۶/۱	۲۲/۴
مبدل توان	۲۰/۳۲	۲۲/۸۱	۲/۶۶۹	۳/۵۲۸	۵۶/۹	۱۲/۲
پس‌سوز	۲۰/۳۲	۲۱/۸۱	۱۲/۸۳	۰/۱۲۴۱	۱/۰	۷/۳
توربین گاز	۲۱/۸۱	۲۳/۱۲	۵/۰۳۸	۰/۷۹۸۱	۱۳/۷	۶/۰
مجموعه ابربر و ژنراتور	۲۱/۸۱	۴۷/۴	۰/۸۹۸	۰/۲۵۲۵	۲۱/۹	۱۱۷/۴
رکتیفایر	۴۷/۴	۴۷/۴	۰/۱۹۲	۰/۱۶۱۹	۷/۸	۰/۰
کندانسور	۴۷/۴	۴۷/۴۹	۰/۴۶	۰/۰۷۵۲۴	۱۴/۰	۰/۲
مبدل حرارتی	۴۷/۴۹	۴۷/۵۱	۰/۰۵۸	۰/۰۲۵۰۹	۳۰/۲	۰/۰۰۰۴
اوپراتور	۴۷/۵۱	۱۲۱/۳	۰/۸۰۱	۰/۰۸۲۹۴	۹/۴	۱۵۵/۲
پمپ گکس	۲۲/۸۱	۷۸/۳۳	۰/۰۱۴۶	۰/۰۲۴۲۸	۶۲/۴	۲۴۱/۱
مولد بخار بازیافت حرارت	۲۱/۸۱	۳۵/۷۲	۷/۶۳۶	۱/۲۰۱	۱۳/۶	۶۳/۸
بازیاب حرارتی	۲۱/۸۱	۷۴/۳۹	۱/۹۳۵	۰/۱۸۹۵	۸/۹	۲۴۳/۵
پمپ آب ۱	۲۲/۸۱	۴۸/۷۴	۰/۰۰۲۳	۰/۰۱۲۴۷	۸۴/۴	۱۱۳/۷
پمپ آب ۲	۲۲/۸۱	۵۲/۸۹	۰/۰۰۱۲۶	۰/۰۰۸۱۴۸	۸۶/۶	۱۳۱/۹
کل سیستم	۱۵	۲۷۷/۲	۴۰/۸	۱۵/۷۳	۲۷/۸	۱۷/۱۱

از کل هزینه‌های سیستم، به تلفات و تخریب اگزروژی مربوط می‌شود؛ بنابراین افزایش هزینه سرمایه‌گذاری اولیه اجزا می‌تواند عملکرد اگزروزواکونومیکی سیستم را بهبود بخشد.

۶- نتیجه‌گیری

در این تحقیق، یک سیستم تولید سه‌گانه جدید بر پایه پیل سوختی اکسید جامد و توربین گاز با سوخت هیدروژن، به صورت پارامتریک بررسی شد. سپس از دیدگاه اگزروزواکونومیک بهینه‌سازی شده و در نهایت تحلیل ترمواکونومیک و اگزروزواکونومیک در خصوص سیستم بهینه‌سازی شده انجام شد و نتایج زیر حاصل گردید.

۱. با افزایش چگالی جریان، ولتاژ تولیدی پیل سوختی، بازده

اگزروژی و مجموع هزینه واحد اگزروژی محصولات کاهش و توان خالص خروجی و بازگشت‌ناپذیری کل چرخه افزایش می‌یابند.

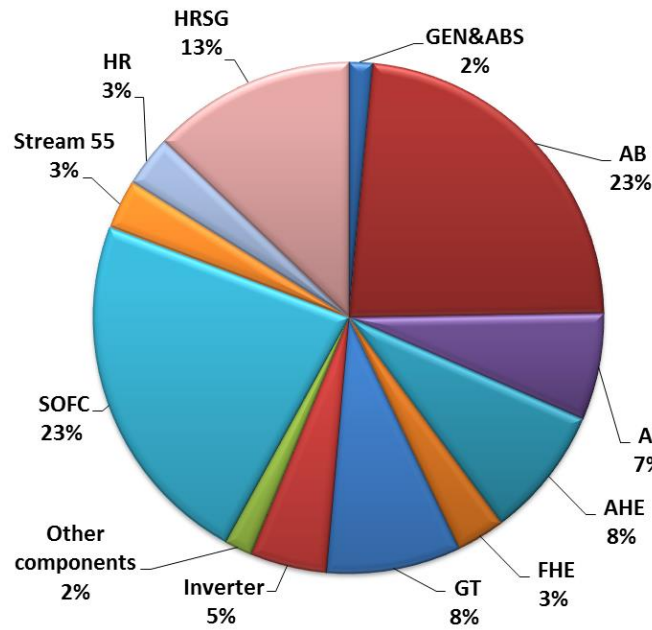
۲. با افزایش نسبت فشار کمپرسورها، ولتاژ تولیدی پیل سوختی،

بازده اگزروژی و توان خالص خروجی کاهش و مجموع هزینه واحد اگزروژی محصولات و بازگشت‌ناپذیری کل چرخه افزایش می‌یابند.

۳. ولتاژ تولیدی پیل سوختی، بازده اگزروژی، توان خالص خروجی و بازگشت‌ناپذیری کل چرخه با افزایش ضریب مصرف سوخت، کاهش یافته ولی مجموع هزینه واحد اگزروژی محصولات افزایش می‌یابد.

۴. با افزایش ضریب بهره‌برداری هوا، ولتاژ تولیدی پیل سوختی،

بازده اگزروژی و توان خالص خروجی افزایش و بازگشت‌ناپذیری کل



شکل ۷: نرخ تخریب اگزرژی در جزءهای مختلف چرخه ترکیبی برای حالت بهینه از دیدگاه اگزژیواکونومیک

اگزرژی شیمیایی استاندارد ماده (kJ/kmol)	\bar{e}^{ch}	چرخه و مجموع هزینه واحد اگزرژی محصولات کاهش می‌یابند.
اگزرژی شیمیایی سوخت (kJ/kmol)	\bar{e}_f	۵. در بهینه‌ترین حالت از دیدگاه اگزژیواکونومیک، مجموع هزینه واحد اگزرژی محصولات، ۲۷۷/۲ دلار برگیگاژول محاسبه شد.
ضریب اگزژیواکونومیک	f	۶. پس‌سوز و مبادله‌کن گرمای سوخت کمترین ضریب اگزژیواکونومیک را در بین اجزاء دارا هستند. بنابراین استفاده از دستگاه‌های کارآتر برای افزایش بازده اگزرژی این اجزاء پیشنهاد می‌شود.
ثابت فارادی (C/mol)	F	۷. با توجه به نتایج اگزژیواکونومیک برای شرایط بهینه اقتصادی، ضریب اگزژیواکونومیک، نرخ هزینه خرید کل تجهیزات چرخه و نرخ هزینه تخریب اگزرژی کل سیستم به ترتیب ۲۷/۸ درصد، ۱۵/۷۳ دلار بر ساعت و ۴۰/۸ دلار بر ساعت محاسبه شد.
چگالی جریان (A/m ²)	i	
چگالی جریان تبدیلی (A/m ²)	i_o	
چگالی جریان حدی (A/m ²)	i_L	
نرخ بهره	i_r	
ضخامت شار جریان (m)	l	
ارزش حرارتی پایین سوخت	LHV	
تعداد سال های کارکرد	n	
نسبت فشار	r_p	
ضریب مصرف سوخت	u_f	
ضریب بهره‌برداری هوا	u_a	
هزینه سرمایه گذاری (\$/h)	\dot{Z}	
	علائم یونانی	
بازده	η	هزینه اگزژیوتیکی هر جریان (\$/GJ)
ضریب نگهداری	φ	نرخ هزینه (\$/h)
بازده اگزرژی	ψ	ضریب بازگشت سرمایه
		ضریب نفوذ موثر گاز (m ² /s)
		نرخ انتقال اگزرژی (kW)
		نرخ تخریب اگزرژی (kW)

فهرست علائم

علائم انگلیسی

c	هزینه اگزژیوتیکی هر جریان (\$/GJ)
\dot{C}	نرخ هزینه (\$/h)
CRF	ضریب بازگشت سرمایه
$D_{eff,k}$	ضریب نفوذ موثر گاز (m ² /s)
\dot{E}	نرخ انتقال اگزرژی (kW)
\dot{E}_D	نرخ تخریب اگزرژی (kW)

- [5] S. Ma, J. Wang, Z. Yan, Y. Dai, B. Lu, Thermodynamic analysis of a new combined cooling, heat and power system driven by solid oxide fuel cell based on ammonia–water mixture, *Journal of Power Sources*, 196(20) (2011) 8463-8471.
- [6] F. Ranjbar, A. Chitsaz, S. Mahmoudi, S. Khalilarya, M.A. Rosen, Energy and exergy assessments of a novel trigeneration system based on a solid oxide fuel cell, *Energy Conversion and Management*, 87 (2014) 318-327.
- [7] L. Khani, S.M.S. Mahmoudi, A. Chitsaz, M.A. Rosen, Energy and exergoeconomic evaluation of a new power/cooling cogeneration system based on a solid oxide fuel cell, *Energy*, 94 (2016) 64-77.
- [8] A. Saberi Mehr, V. Zare, S. Mahmoudi, Standard GAX versus hybrid GAX absorption refrigeration cycle: from the view point of thermoeconomics, *Energy conversion and management*, 76 (2013) 68-82.
- [9] A. Ramesh Kumar, M. Udayakumar, Studies of compressor pressure ratio effect on GAXAC (generator–absorber–exchange absorption compression) cooler, *Applied Energy*, 85(12) (2008) 1163-1172.
- [10] A.V. Akkaya, B. Sahin, H.H. Erdem, Exergetic performance coefficient analysis of a simple fuel cell system, *International Journal of Hydrogen Energy*, 32(17) (2007) 4600-4609.
- [11] A. Chitsaz, A. Mehr, S. Mahmoudi, Exergoeconomic analysis of a trigeneration system driven by a solid oxide fuel cell, *Energy Conversion and Management*, 106 (2015) 921-931.
- [12] A.V. Akkaya, Electrochemical model for performance analysis of a tubular SOFC, *International Journal of Energy Research*, 31(1) (2007) 79-98.
- [13] E.G.t. services, *Fuel Cell Handbook* (Seventh Edition), Morgantown: U.S. Dept. of Energy, Office of Fossil Energy, National Energy Technology Laboratory, (2004).
- [14] J. Larminie, A. Dicks, M.S. McDonald, *Fuel cell systems explained*, J. Wiley Chichester, UK, 2003.
- [15] N. Aghazadeh, S. Khalilarya, S. Jafarmadar, A.

زیرنویس‌ها

آند	<i>a</i>
پس سوز	<i>AB</i>
کمپرسور هوا	<i>AC</i>
فعال سازی	<i>act</i>
مبادله‌کن گرمایی هوا	<i>AHE</i>
کاتد	<i>C</i>
پیل سوختی	<i>cell</i>
شیمیایی	<i>ch</i>
غلظتی	<i>con</i>
سوخت	<i>f</i>
کمپرسور سوخت	<i>FC</i>
مبادله‌کن گرمایی سوخت	<i>FHE</i>
ژنراتور	<i>Gen</i>
توربین گاز	<i>GT</i>
مبدل توان	<i>inv</i>
موتور	<i>M</i>
فیزیکی	<i>ph</i>
پمپ آب	<i>wp</i>

مراجع

- [1] A.V. Akkaya, B. Sahin, H.H. Erdem, An analysis of SOFC/GT CHP system based on exergetic performance criteria, *International Journal of Hydrogen Energy*, 33(10) (2008) 2566-2577.
- [2] J. Pirkandi, M. Ghassemi, M.H. Hamed, R. Mohammadi, Electrochemical and thermodynamic modeling of a CHP system using tubular solid oxide fuel cell (SOFC-CHP), *Journal of Cleaner Production*, 29 (2012) 151-162.
- [3] Y. Haseli, I. Dincer, G. Naterer, Thermodynamic analysis of a combined gas turbine power system with a solid oxide fuel cell through exergy, *Thermochemical Acta*, 480(1-2) (2008) 1-9.
- [4] Y.D. Lee, K.Y. Ahn, T. Morosuk, G. Tsatsaronis, Exergetic and exergoeconomic evaluation of a solid-oxide fuel-cell-based combined heat and power generation system, *Energy Conversion and Management*, 85 (2014) 154-164.

- [20] E. Akrami, A. Chitsaz, H. Nami, S. Mahmoudi, Energetic and exergoeconomic assessment of a multi-generation energy system based on indirect use of geothermal energy, *Energy*, 124 (2017) 625-639.
- [21] S. Singhal, Advances in solid oxide fuel cell technology, *Solid state ionics*, 135(1) (2000) 305-313.
- [22] S. Klein, Engineering equation solver user's manual. Middleton, WI: F-Chart Software, (2008).
- [23] P. Charbonneau, Release notes for PIKAIA 1.2. NCAR technical note 451+STR, National Center for Atmospheric Research, Boulder, Co, (2002).
- [24] V. Zare, S.S. Mahmoudi, M. Yari, M. Amidpour, Thermoeconomic analysis and optimization of an ammonia-water power/cooling cogeneration cycle, *Energy*, 47(1) (2012) 271-283.
- Chitsaz, Thermoeconomic analysis of a novel trigeneration system based on solid oxide fuel cell and gas turbine with hydrogen fuel, *Modares Mechanical Engineering*, 18(4) (2018) 883-894 (in Persian).
- [16] A. Bejan, G. Tsatsaronis, Thermal design and optimization, John Wiley & Sons, 1996.
- [17] CEPCI June 2017 (2017), CEPCI June 2017. Retrieved from <https://www.scribd.com/document/352561651/CEPCI-June-2017-Issue>
- [18] I. Dincer, M.A. Rosen, P. Ahmadi, Optimization of Energy Systems, John Wiley & Sons, 2017.
- [19] H. Athari, S. Soltani, M.A. Rosen, S.M.S. Mahmoudi, T. Morosuk, A comparative exergoeconomic evaluation of biomass post-firing and co-firing combined power plants, *Biofuels*, 8(1) (2017) 1-15.

