Amirkabir Journal of Mechanical Engineering

Amirkabir J. Mech. Eng., 54(1) (2022) 39-42
DOI: 10.22060/mej.2021.19189.6987

Energy, Exergy and Thermoeconomic Analysis of the Novel Combined Cycle of Solid Oxide Fuel Cell and Biogas Steam Reforming for Cogeneration Power and Hydrogen

E. Soleymani Afsooran, S. Ghavami Gargari , H. Ghaebi*, S. Basiri Anzabi

Department of Mechanical Engineering, Mohaghegh Ardabili University, Ardabil, Iran

ABSTRACT: In this paper, a new configuration of a solid oxide fuel cell/gas turbine combined cycle system with a biogas reforming cycle is presented for the purpose of coproduction production of power and hydrogen. The heat output from the base system of the solid oxide fuel cell/gas turbine is used to supply the energy required for the reforming reaction and to drive the biogas reforming cycle for hydrogen production. Comprehensive thermodynamic and thermoeconomic modeling has been performed using engineering equation solver software. Also, the parametric study has been analyzed for the effect of different parameters on the net output power, energy and exergy efficiency, exergy destruction rate, and the sum unit cost products of the whole system. The results show that the energy efficiency and exergy efficiency of the proposed combined system have increased the comparison of the solid oxide fuel cell/gas turbine system by 23.31% and 28.19%, respectively. The net output power and hydrogen production rate are obtained at 2726 kW and 0.07453 kg/s, respectively. From the exergy viewpoint, the afterburner causes a considerable amount of exergy destruction for the system by approximately 26% of the total exergy destruction rate. By increasing the inlet temperature fuel cell, the cell voltage reaches a maximum value at a temperature of 679 K and then decreases. As a result, energy and exergy efficiency are maximized and then reduced. Besides, the total exergy destruction rate and sum unit cost product of the cogeneration system is calculated equals to 1532 kW and 9400 $/GJ, respectively.

Review History:

Received: Nov. 13, 2020
Revised: Jul. 10, 2021
Accepted: Sep. 04, 2021
Available Online: Sep. 27, 2021

Keywords:

Cogeneration system
Oxide fuel cell
Steam reforming
Energy and exergy.

1- Introduction

Increasing energy consumption, due to the rapid development of commercial divisions and population increase, was amplified substantially in recent years [1]. Accordingly, to address the further required power, various plants were conspicuously developed [2]. However, these power plants utilize fossil fuel resources that produce greenhouse gas emissions like Carbone dioxide, resulting in Ozone layer diminution and global warming. Consequently, some restrictions, such as enacting the Kyoto and Montreal protocols, were taken into account to reduce air contamination [3]. In this regard, the development of renewable energy resources attracted attention globally. Thus, fuel cells and the hydrogen industry can address multiple problems that arise with conventional energy conversion systems.

Since solid oxide fuel cells operate in normal pressure conditions, high-pressure Solid Oxide Fuel Cells (SOFCs) can be utilized to produce high-temperature exhaust gases that can be further delivered to gas turbines for producing electricity. In combined Solid Oxide Fuel Cell/Gas Turbine (SOFC-GT) cycles, the exhaust gases of SOFC are directly inserted into the gas turbine in a high-pressure and high-temperature state. Campanari et al. [4] showed that the integration of a solid oxide fuel cell with a gas turbine has a relatively higher efficiency than the combined cycle of a steam turbine. However, they report an ultimate efficiency of more than 75% for both systems, while Whiston et al. [5] reported an electric efficiency of 9.52% for the same gas turbine combined cycle.

The utilization of biogas to generate hydrogen based on the reforming processes has become an attractive technology for small-scale locally distributed units. In the biogas and are the basic elements, where the dry reforming process can be the most appropriate option to generate hydrogen [6]. Among various processes, Steam Methane Reforming (SMR) is the most prevalent chemical process in converting methane into hydrogen with water to methane ratio of 1:1. A biogas steam reforming system is proposed by Cipiti et al. [6] in a temperature range of 700- 900 , where theoretical and empirical studies are performed. Based on their results, the increment of the temperature and steam-to-carbon molar ratio can improve the hydrogen generation rate.

2- Methodology

Comprehensive thermodynamic and thermoeconomic modeling has been performed using Engineering Equation Solver (EES) software. Also, a parametric study has been performed to demonstrate the effect of different parameters on the main performance metrics of the devised system.

*Corresponding author's email: hghaebi@uma.ac.ir

Copyrights for this article are retained by the author(s) with publishing rights granted to Amirkabir University Press. The content of this article is subject to the terms and conditions of the Creative Commons Attribution 4.0 International (CC-BY-NC 4.0) License. For more information, please visit https://www.creativecommons.org/licenses/by-nc/4.0/legalcode.

3- Results and Discussion

In this part, the obtained results of the energy, exergy, and exergoeconomic analyses for the devised Solid Oxide Fuel Cell/Gas Turbine/ Biogas Steam Reforming (SOFC-GT-BSR) are presented based on the design conditions, assumptions, and governing equations.

It consists of two major subsystems, each of which is validated separately with the related publication. Therefore, the obtained results of the SOFC unit are compared with the work of Sadat et al. [7] and Ma et al. [8]. It can be seen that there is a good agreement in the present work with the mentioned reference. Also, the data acquired by Ma et al. [8] were used to assure the validity of the obtained data for the SOFC simulation. The comparisons of voltage variation, as well as the power density between the present study and the one conducted by Ma et al., are depicted in Fig. 2. In these comparisons, the SOFC inlet pressure is considered to be equal to that of ambient pressure. It is evident that an acceptable agreement is witnessed.

Furthermore, the main results of the SOFC-GT-BSR system are presented which shows the energy efficiency of the hybrid SOFC-GT-BSR system is improved from 52/28% to 64/47% compared to the stand-alone SOFC-GT unit; thus, from the first-law viewpoint, the integrated system provides competent results. Moreover, the exergy efficiency of the proposed combined system can be enhanced from 50/43% to 64/65%, which indicates that the combination of systems provides higher exergetic efficiency rather than stand-alone systems. Besides, SOFC electrical power, net output electrical power, and hydrogen mass flow rate are obtained 2424 kW, 2726 kW, and 0/07453 kg/s, respectively. Furthermore, the total exergy destruction rate and Sum Unit Cost of the Product (SUCP) of the cogeneration system are calculated as 1532 kW and 9400 $/GJ, respectively. The highest exergy destruction rate among all components of the system belongs to the afterburner with a rate of 404/8 kW followed by gas turbine and SOFC stack with values of 302/6 kW and 158/7 kW, respectively. Also, the effect of major operating parameters such as current density, SOFC inlet temperature, carbon dioxide to methane molar ratio, steam to carbon molar ratio, and reformer temperature on the performance of the SOFC-GT-BSR integration is analyzed to provide a better understanding of the system's performance.

4- Conclusion

In the present work, a combined system based on a combination of solid oxide fuel cell (SOFC) with Biogas-Steam Reformer (BSR) driven by renewable energy resources (and) was investigated from the energy, exergy, and exergoeconomic perspective. The major goal of this system is to recover the wasted energy of SOFC-GT for hydrogen production within the BSR system with minimum environmental effects. A precise model of the reference concept was developed employing Engineering Equation Solver (EES). Based on the developed model, a detailed thermodynamic and economic analysis were performed. Also, the parametric study of the hybrid system has been performed to investigate the effect of different parameters on the target functions, which include SOFC voltage, net output power, energy, and exergy efficiency of SOFC and combined system, hydrogen mass flow rate, and the Sum Unit Cost of Products (SUCP) of the whole system and among the examined parameters, SOFC inlet temperature and compressor pressure ratio are the most important parameters that affect the performance of the SOFC and BSR units. In this regard, the significant results are listed as follows:

The energy efficiency of the hybrid SOFC and BSR system is improved by 23/31% from 52/28% to 64/47% compared to the stand-alone SOFC-GT unit.

The exergy efficiency of the combined SOFC and BSR system can be enhanced by 28/19% from 50/43% to 64/65%, which indicates that the combination of systems provides higher exergetic efficiency rather than stand-alone SOFC-GT system.

SOFC electrical power, net output power, and hydrogen mass flow rate are computed as 2424 kW, 2726 kW, 0/07453 kg/s, respectively.

Afterburner contributed to the highest exergy destruction rate among all components of the system with a rate of 404/8 kW followed by gas turbine and SOFC stack with values of 302/6 kW and 158/7 kW, respectively.

The highest rate of exergy destruction cost belongs to the gas turbine by 310558 $/year.

The net output power system increases to approximately 4340 kW by increasing the current density and then decreases. Also, the SUCP of the system decreases at the approximate current density of 14143 and then increases.

The SUCP of the system increases to approximately 9420 $/GJ at PR=12 and then decreases with the increment of the compressor ratio.

By increasing the inlet temperature of the fuel cell, the SOFC voltage at the approximate temperature of 679 K reaches the maximum value and then decreases; as a result, the energy and exergy efficiencies increase to the highest point and then drop. Also, the SUCP of the system reaches the minimum amount of 9240 $/GJ and then increases.

References

[1] H. Rostamzadeh, M. Ebadollahi, H. Ghaebi, A. Shokri, Comparative study of two novel micro-CCHP systems based on organic Rankine cycle and Kalina cycle, Energy conversion and management, 183 (2019) 210-229.

[2] 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.

[3] 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.

[4] S. Campanari, L. Mastropasqua, M. Gazzani, P. Chiesa, M.C. Romano, Predicting the ultimate potential of natural gas SOFC power cycles with CO2 capture–Part A: Methodology and reference cases, Journal of Power Sources, 324 (2016) 598-614.

[5] M.M. Whiston, W.O. Collinge, M.M. Bilec, L.A.

Schaefer, Exergy and economic comparison between kW-scale hybrid and stand-alone solid oxide fuel cell systems, Journal of Power Sources, 353 (2017) 152-166.

[6] F. Cipitì, O. Barbera, N. Briguglio, G. Giacoppo, C. Italiano, A. Vita, Design of a biogas steam reforming reactor: A modelling and experimental approach, international journal of hydrogen energy, 41(27) (2016) 11577-11583.

[7] A.M. Lavasani, H. Ghaebi, Economic and thermodynamic evaluation of a new solid oxide fuel cell based polygeneration system, Energy, 175 (2019) 515-533.

[8] 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.

HOW TO CITE THIS ARTICLE

E. Soleymani Afsooran, S. Ghavami Gargari , H. Ghaebi, S. Basiri Anzabi, Energy, Exergy and Thermoeconomic Analysis of the Novel Combined Cycle of Solid Oxide Fuel Cell and Biogas Steam Reforming for Cogeneration Power and Hydrogen, Amirkabir J. Mech Eng., 54(1) (2022) 39-42.

DOI: 10.22060/mej.2021.19189.6987

This page intentionally left blank

نشریه مهندسی مکانیک امیرکبیر

نشریه مهندسی مکانیک امیرکبیر، دوره ۵۴، شماره ۱، سال ۱۴۰۱، صفحات ۲۱۱ تا ۲۳۴
DOI: 10.22060/mej.2021.19189.6987

تحلیل انرژی، اگزرژی و ترمواکونومیکی سیکل ترکیبی نوین پیل‌سوختی‌اکسیدجامد و ریفرمینگ بخار آب بیوگاز برای تولید همزمان توان و هیدروژن

الهه سلیمانی افسوران، سعید قوامی گرگری، هادی غائبی*، شاهین بصیری انزابیی

دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه محقق اردبیلی، اردبیل، ایران.

خلاصه: در این مقاله، پیکربندی جدیدی از سیستم ترکیبی پیل‌سوختی‌اکسیدجامد/ توربین گازی با سیکل ریفرمینگ بیوگاز با اهداف تولید همزمان توان و هیدروژن ارائه شده است. حرارت خروجی از سیستم پایه پیل‌سوختی‌اکسید جامد جهت تأمین انرژی لازم واکنش ریفرمینگ و راه‌اندازی سیکل ریفرمینگ بیوگاز برای تولید هیدروژن مورد استفاده قرار گرفته است. مدل‌سازی جامع ترمودینامیکی و ترمواکونومیکی با استفاده از برنامه ای‌ای‌اس انجام گرفته است. همچنین مطالعه پارامتریک جهت بررسی تأثیر پارامترهای مختلف بر روی توان خالص خروجی، بازده انرژی و اگزرژی، نرخ تخریب اگزرژی و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم مورد تحلیل قرار گرفته است. نتایج نشان می‌دهد که بازده انرژی و اگزرژی سیستم ترکیبی پیشنهادی در مقایسه با سیستم پایه پیل‌سوختی‌اکسیدجامد/ توربین گازی به‌ترتیب به میزان ۲۳/۳۱٪ و ۲۸/۱۹٪ افزایش یافته است. توان خالص خروجی و دبی جرمی هیدروژن کل سیستم به‌ترتیب ۲۷۲۶ کیلووات و ۰/۰۷۴۵۳ کیلوگرم در ثانیه به‌دست آمده است. از تحلیل اگزرژی کل سیستم، این نتیجه حاصل شد که جزء پس‌سوز بیش‌ترین سهم را در بین سایر اجزای سیستم در حدود ۲۶٪ از نرخ تخریب اگزرژی کل به خود اختصاص داده است. با افزایش دمای ورودی پیل سوختی، ولتاژ پیل در دمای ۶۷۹ کلوین به حداکثر مقدار می‌رسد و سپس کاهش می‌یابد. در نتیجه، بازده انرژی و اگزرژی به بیشترین مقدار رسیده و سپس کاهش می‌یابد. علاوه بر این، نرخ تخریب اگزرژی و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم ترکیبی به‌ترتیب برابر ۱۵۳۲ کیلووات و ۹۴۰۰ دلار بر گیگاژول محاسبه شده است.

تاریخچه داوری:
دریافت: ۱۳۹۹/۰۸/۲۳
بازنگری: ۱۴۰۰/۰۴/۱۹
پذیرش: ۱۴۰۰/۰۶/۱۳
ارائه آنلاین: ۱۴۰۰/۰۷/۲۵

کلمات کلیدی:
سیستم تولید دوگانه
پیل‌سوختی‌اکسید
ریفرمینگ بخار آب
انرژی و اگزرژی.

۱- مقدمه

بهره‌برداری بیش از حد از سوخت‌های فسیلی منجر به بروز مجموعه‌ای از مشکلات زیست‌محیطی شده است که آلودگی هوا، گرمایش جهانی سطح زمین و نگرانی‌های مربوط به آن بیشتر مورد توجه قرار گرفته است. با توجه به نیاز روزافزون بشر به انرژی‌های تجدیدپذیر و کاهش آلایندگی، روز به روز بر اهمیت سیستم‌های تجدیدپذیر افزوده می‌شود. بنابراین رویکردها و فناوری‌ها برای بهبود بازده تبدیل انرژی و کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای توسعه یافته است. سلول‌های سوخت یک روش کارآمد در مقایسه با روش‌های تولید برق معمولی برای تولید انرژی ناشی از تبدیل مستقیم انرژی شیمیایی سوخت به انرژی حرارتی و برق ارائه داده است. پیل‌سوختی‌اکسیدجامد یکی از مهم‌ترین انواع پیل‌های سوختی است. این نوع پیل به‌عنوان یک وسیله‌ای فوق‌العاده برای نیروگاه‌های قدرت در آینده در نظر گرفته شده است که با داشتن ویژگی‌های بازده بالا، مدولار بودن، ساختار ساده، سازگار با محیط‌زیست و بی‌صدابودن در مقایسه با سایر انواع پیل‌های سوختی، پیل‌سوختی‌اکسیدجامد توسط دولت‌ها، توسعه‌دهندگان و محققان بیشتر مورد توجه قرار گرفته است [۴-۱]. این ابزار الکتروشیمیایی بر پایه‌ی یک الکترولیت رسانای یونی حالت جامد که به دمای عملکرد بالا احتیاج دارد، کار می‌کند. با بازیابی گرمای اتلافی، راندمان بالا در سیستم امکان‌پذیر است که معمولاً با یک توربین گاز همراه می‌شود تا سیستم هیبرید پیل‌سوختی‌اکسیدجامد-توربین گاز را ایجاد کند که می‌تواند کارایی کلی را بهبود بخشد [۵].

در دهه‌های اخیر، هیدروژن به‌عنوان دومین منبع انرژی پاک در نظر گرفته شده که معمولاً به‌عنوان حامل انرژی از آن یاد می‌شود و به‌طور گسترده در صنایع شیمیایی و نیروگاه‌ها مورد استفاده قرار می‌گیرد. از هیدروژن می‌توان برای جابجایی، ذخیره و دریافت انرژی استفاده شود، به شکلی که به راحتی در کنار بسیاری از کاربردهای دیگر قابل استفاده باشد. تقاضای زیادی برای هیدروژن به‌عنوان ماده اولیه شیمیایی موجود در بخش‌های مختلف صنعت، از جمله بخش‌های پالایشگاه نفت برای تولید سوخت معمولی، تولید شیشه

* نویسنده عهده‌دار مکاتبات : hghaebi@uma.ac.ir

حقوق مؤلفین به نویسندگان و حقوق ناشر به انتشارات دانشگاه امیرکبیر داده شده است. این مقاله تحت لیسانس آفرینندگی مردمی (Creative Commons License) در دسترس شما قرار گرفته است. برای جزئیات این لیسانس، از آدرس https://www.creativecommons.org/licenses/by-nc/4.0/legalcode دیدن فرمائید.

مسطح با استفاده از تکنیک شیشه‌ای، پتروشیمی و غیره وجود دارد. علاوه بر این، یکی از سبک‌ترین عناصر است که باید با تفکیک (آب، هیدروکربن و غیره) تولید شود [۶ و ۷]. هیدروژن را می‌توان به‌طور مؤثر توسط سیستم‌های سلولی سوخت با اثرات گلخانه‌ای ناچیز به برق تبدیل کرد [۸]. امروزه، ۵۰٪ هیدروژن عمدتاً توسط گاز طبیعی فرآیندهای ریفرمینگ بخار، ۳۰٪ توسط پالایشگاه‌های نفت، ۱۶٪ با استفاده از فرآیند گاززدایی زغال‌سنگ و تنها ۴٪ توسط الکترولیز آب تولید می‌شود [۹]. در میان انواع مختلف فرآیند ریفرمینگ مانند اکسیداسیون جزئی، ریفرمینگ خودکار- حرارتی و ریفرمینگ بخار آب، میزان تولید هیدروژن از ریفرمینگ بخار، نسبتاً زیاد است [۱۰]. یکی از ویژگی‌های اصلی سیستم‌های ریفرمینگ بخار آب بیوگاز (۷۰٪ گاز طبیعی) این است که آن‌ها به شدت گرماگیر هستند و در فشار کم (۱ اتمسفر) و درجه حرارت بالا (۸۰۰-۱۲۰۰ کلوین) رخ می‌دهند که به یک منبع گرمای خارجی نیاز دارند و از این‌رو درجه حرارت محصولات سیستم بسیار بالا است [۱۱]. درنتیجه، برای بازیافت حرارت اتلافی محصولات و بهبود عملکرد سیستم، ادغام این سیستم با چرخه‌هایی را می‌توان درنظر گرفت که به منبع گرمای کم‌دما نیاز دارند. استفاده از بیوگاز برای تولید هیدروژن مبتنی بر فرآیندهای ریفرمینگ، به موضوع جالبی در واحدهای توزیع محلی کوچک تبدیل شده است. اجزای اساسی بیوگاز متان و کربن‌دی‌اکسید هستند که فرآیند ریفرمینگ خشک می‌تواند برای تولید هیدروژن مناسب‌تر باشد. اما به‌دلیل دمای بالای واکنش و عدم وجود بخار در چنین فرآیندی، غیرفعال‌کردن کاتالیزور می‌تواند با رسوب کک و پالایش فاز فلزی روبرو شود. درنتیجه باید تلاش بیشتری برای توسعه فرمولاسیون کاتالیست فعال و پایدار انجام شود. در واقع، ریفرم بخارآب متان[1] رایج‌ترین فرآیند شیمیایی در تبدیل متان به هیدروژن با نسبت آب به متان ۱:۱ است. بهبود عملکرد سیستم‌های تبدیل انرژی با استفاده از حرارت اتلافی در صنعت، یک روش مؤثر در سرتاسر جهان است [۱۲].

در سال‌های اخیر، پژوهش‌های قابل‌توجهی در زمینه ترکیب سیستم‌های مختلف با سیستم پیل‌سوختی‌اکسید جامد صورت گرفته است. در اکثر تحقیقات گذشته، ترکیب سیکل‌ها با سیستم پیل‌سوختی اکسیدجامد، از منظر تجزیه و تحلیل ترمودینامیکی مورد بررسی قرار گرفته است. کمپنری و همکاران [۱۳] نشان دادند که ادغام یک پیل‌سوختی‌اکسیدجامد با یک توربین گازی، کارایی نسبتاً بالاتری نسبت به پیکربندی سیکل ترکیبی توربین بخار دارد. با این حال، آن‌ها کارآیی نهایی بیش از ۷۵٪ برای هر دو سیستم را گزارش می‌دهند، در حالی که ویستون و همکاران [۱۴] اخیراً راندمان الکتریکی ۵۲/۹٪ برای سیکل ترکیبی توربین گازی مشابه را گزارش داده است. ژانگ و همکاران [۱۵] یک سیستم قدرت یکپارچه پیل‌سوختی‌اکسیدجامد-توربین گازی-رانکین آلی[2] را مورد بررسی قرار دادند که کارایی الکتریکی سیستم برابر با ۶۶/۲۷٪ حاصل شد. ابراهیمی و مرادپور [۱۶] یک سیستم قدرت پیل‌سوختی‌اکسیدجامد/ توربین گازی- رانکین آلی ارائه دادند و نتایج نشان داد که صرفه‌جویی در مصرف سوخت در حدود ۴۵٪ قابل دستیابی است و راندمان الکتریکی کلی می‌تواند به بیش از ۶۵٪ برسد. فرهاد و همکاران [۱۷ و ۱۸] یک سیستم سه‌گانه شامل پیل‌سوختی‌اکسیدجامد، سیکل رانکین آلی و یک مبدل حرارتی برای فرآیندهای گرمایش و یک چیلر جذبی تک‌اثر برای خنک‌کننده را مورد بررسی قرار دادند و نتایج به‌دست‌آمده از این مطالعات نشان داد که ۲۵٪ -۳٪ افزایش در کارایی در مقایسه با سیکل قدرت پیل‌سوختی‌اکسیدجامد/ توربین گازی- رانکین آلی وجود دارد و بیشترین کارایی این سیستم سه‌گانه می‌تواند به ۷۶٪ برسد. امکان استفاده از پیل‌سوختی‌اکسیدجامد در ترکیب با توربین گازی به‌عنوان سیستم تولید همزمان توان، حرارت و برودت[3] برای کاربردهای دریایی توسط گوگوی و همکاران [۱۹] مورد مطالعه قرار گرفته است. نتایج شبیه‌سازی با استفاده از چیلر جذبی دو اثره، افزایش کارایی سیکل را به میزان قابل‌توجهی اثبات کرد اما چرخ‌خشک‌کن در رطوبت‌زدایی خیلی موفق نیست.

در زمینه سیستم‌های تولید چندگانه، هیدروژن اخیراً به‌عنوان جایگزینی برای تولید و ذخیره برق بوده است. آکار و دینکر [۲۰] تأثیر عواملی چون محیط‌زیست، هزینه‌های تولید، کارایی انرژی و اگزرژی را برای تولید هیدروژن از منابع تجدیدپذیر و تجدیدناپذیر با استفاده از روش‌های مختلف مطالعه کرده‌اند. گرگری و همکاران [۲۱] یک سیستم ترکیبی دوگانه جدید جهت تولید توان و هیدروژن را پیشنهاد داده‌اند. این سیستم ترکیبی از راکتور هلیوم مدولار- توربین گاز و سیستم ریفرم بخار بیوگاز می‌باشد که مخلوط بیوگاز شامل مقدار قابل‌توجهی متان و کربن‌دی‌اکسید و همچنین مقدار ناچیزی از سایر گازهاست. نتایج به‌دست‌آمده، بهبود قابل‌توجهی در کارایی سیستم پایه از دیدگاه قانون اول و دوم ترمودینامیک نشان می‌دهد. علاوه بر این نتایج تجزیه و تحلیل اگزرژی نشان داده است که در بین همه اجزا، هسته راکتور بیشترین میزان تخریب اگزرژی را به خود اختصاص داده است. مطالعه پارامترهای ترمودینامیکی روی معیارهای عملکرد نشان می‌دهد که

1 Steam Methane Reforming (SMR)

2 Solid Oxide Fuel Cell/Gas Turbine- Organic Rankine Cycle (SOFC/GT-ORC)

3 Combined Cooling, Heating and Power (CCHP)

بیشترین میزان کارایی اگزرژی و انرژی را می‌توان توسط افزایش دمای ورودی توربین، نسبت مولار بخار به کربن، نسبت فشار توربین یا کاهش نسبت مولار کربن‌دی‌اکسید به متان و نسبت فشار کمپرسور به‌دست آورد و درنهایت نشان داده شده است که عملکرد سیستم پیشنهادی می‌تواند دمای ریفرمر را به حداکثر برساند. سیپیتی و همکاران [۱۲] راکتور ریفرمر بخار بیوگاز را در محدوده دما ۷۰۰–۹۰۰ درجه سانتی‌گراد، هم از نظر تئوری و هم تجربی طراحی کرده‌اند. نتایج نشان می‌دهد که افزایش درجه حرارت و نسبت مولی بخار به کربن در محدوده ۱–۵ باعث افزایش تولید هیدروژن می‌شود که در دمای ۹۰۰ درجه سانتی‌گراد، نسبت مولی هیدروژن ۰/۴۵ و نسبت بخار به کربن ۳ به‌دست آمده است.

تجزیه و تحلیل ترمودینامیکی سیستم بخار آب بیوگاز، می‌تواند ابزاری مفید برای ارزیابی عملکرد سیستم‌های دوگانه تولید توان و هیدروژن باشد. ربانی و دینکر [۲۲] یک سیستم ریفرمر بخار آب با نیروگاه ترکیبی برای تولید هیدروژن با استفاده از بخار و سوخت هیدروکربن را از دیدگاه انرژی و اگزرژی مورد تجزیه و تحلیل قرار داده‌اند. آن‌ها از گلیسرول به‌عنوان سوخت در ریفرمر بخار استفاده کرده و یک مطالعه جامع پارامتری ارائه دادند که نشان می‌دهد افزایش نسبت بخار به گلیسرول باعث افزایش تولید هیدروژن می‌شود، در حالی که کارایی کلی سیستم کاهش می‌یابد.

با توجه به اینکه تاکنون تحقیقات زیادی در زمینه طراحی و مطالعه سیستم‌های هیبریدی جدید بر پایه سیستم پیل‌سوختی اکسیدجامد صورت گرفته است، در این پژوهش پیکربندی جدیدی از ترکیب سیستم پیل‌سوختی‌اکسیدجامد با توربین گاز و سیستم ریفرمینگ بخارآب بیوگاز به‌عنوان یک چرخه جدید جهت تولید همزمان توان و هیدروژن درنظر گرفته شده است. علاوه بر این، تلفیق این دو سیستم و بهره‌برداری از انرژی اتلافی سیستم پیل‌سوختی توسط سیستم ریفرمینگ بخارآب بیوگاز برای تولید همزمان توان و هیدروژن، یکی دیگر از نوآوری‌های جدید برای کاهش اثرات زیست‌محیطی است. اهداف عمده تحقیق حاضر عبارتند از:

– ارائه یک سیستم جدید با هدف تولید همزمان توان و هیدروژن با استفاده از سیستم‌های پیل‌سوختی اکسید جامد، توربین گاز و ریفرمینگ بخارآب بیوگاز

– مدل‌سازی جامع ترمودینامیکی و ترمواکونومیکی سیستم پیشنهادی

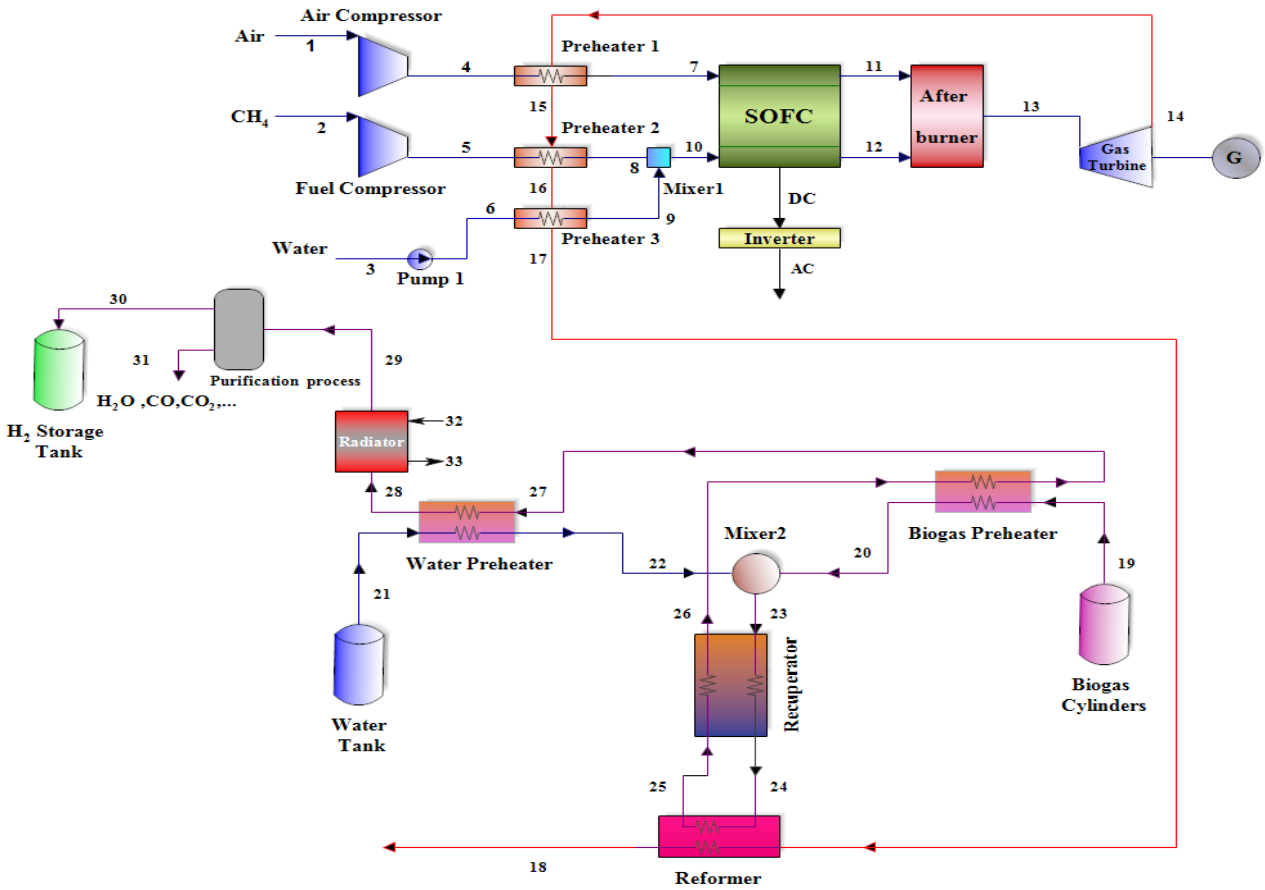
– مطالعه جامع پارامتریک جهت بررسی اثر پارامترهای مختلف بر روی عملکرد سیستم ترکیبی.

۲– توصیف سیستم مورد مطالعه

شکل ۱، نمای شماتیک از سیستم تولید دوگانه پیل‌سوختی‌اکسید جامد–ریفرمینگ بخارآب بیوگاز را نشان می‌دهد. هدف، تولید همزمان توان و هیدروژن با استفاده از حرارت اتلافی پیل‌سوختی‌اکسید جامد و فرآیند ریفرمینگ است. همان‌طور که در زیرسیستم پیل‌سوختی‌اکسید جامد مشاهده می‌شود، ابتدا سوخت و هوا در کمپرسورهای مربوطه فشرده (جریان ۲ و ۱) و سپس با گرمای خروجی از توربین گاز پیش‌گرم می‌شوند (جریان ۵ و ۴). از طرفی آب خروجی از پمپ (جریان ۳) برای تولید بخار سوپرهیت با گرمای خروجی از توربین گاز توسط پیش‌گرم مربوطه، پیش‌گرم می‌شود (جریان ۶) و با سوخت پیش‌گرم شده (جریان ۸) ترکیب می‌شود (جریان ۱۰) تا مخلوط موردنیاز برای واکنش ریفرمینگ داخلی را تولید کند. هوای پیش‌گرم‌شده به بخش کاتد پیل‌سوختی و مخلوط جریان به بخش آند هدایت می‌شوند. واکنش الکتروشیمیایی برای تولید جریان نامتناوب[1] رخ می‌دهد که توسط اینورتر به جریان متناوب[2] تبدیل می‌شود. بعد از اتمام واکنش الکتروشیمیایی، هوای اضافی خروجی از کاتد (جریان ۱۱) با سوخت واکنش‌نشده‌ی خروجی از آند (جریان ۱۲) در پس‌سوز احتراق یافته تا گاز محترق در دما و فشار بالا را تولید کند که برای تولید قدرت توسط توربین گاز منبسط می‌شود. از گاز خروجی توربین به‌ترتیب برای پیش‌گرم‌کردن هوا، سوخت و آب استفاده می‌شود.

در زیرسیستم بعدی (ریفرمینگ بخارآب بیوگاز)، ابتدا جریان خروجی توربین وارد ریفرمر می‌شود (جریان ۱۷) و حرارت موردنیاز واکنش ریفرمینگ را تأمین می‌کند و باعث تولید هیدروژن در سیستم ریفرمینگ بخارآب می‌شود. در این زیرسیستم، هدف تولید هیدروژن از فرآیند ریفرمینگ بخارآب بیوگاز است. همان‌طور که مشاهده می‌شود، مخلوط بیوگاز (جریان ۱۹) از یک طرف به سیستم وارد و از طرف دیگر بخارآب (جریان ۲۱) وارد فرآیند می‌شوند. جریان‌های پیش‌گرم‌شده (جریان ۲۲ و ۲۰) در مخلوط‌کننده با هم مخلوط (جریان ۲۳) و در رکپراتور با استفاده از دمای بالای محصولات واکنش ریفرمینگ دوباره گرم شدند (جریان ۲۵) تا شرایط لازم برای انجام واکنش شیمیایی ریفرمینگ در ریفرمر آماده شود. همچنین به‌دلیل انجام واکنش ریفرمینگ بخار بیوگاز در دمای بالا، از جریان خروجی توربین گاز سیکل پایه برای تأمین گرمای واکنش استفاده می‌شود. جریان گازهای خروجی واکنش در ریفرمر که شامل ترکیب‌های شیمیایی هیدروژن، کربن‌مونواکسید، دی‌اکسیدکربن، متان و بخارآب بوده، دارای انرژی حرارتی قابل‌توجهی است.

1 DC
2 AC



شکل ۱. نمای شماتیک از سیستم پیشنهادی تولید دوگانه توان و هیدروژن

Fig. 1. Schematic of the proposed power and hydrogen cogeneration system.

برای استفاده بهینه از گرمای بالای این جریان (جریان ۲۵)، مخلوط بیوگاز و بخارآب ورودی سیستم، پیش‌گرم می‌شوند. در نهایت، برای کاهش دمای گازهای خروجی از یک واحد گرمایش استفاده شده است. سپس توسط فرآیندهای خالص‌سازی می‌توان هیدروژن (جریان ۲۹) را از گاز سنتز جدا کرد و به‌عنوان خوراک فرآیند تولید الکتریسیته در پیل‌های سوختی و سایر سیستم‌ها مورد استفاده قرار داد.

۳- مدل‌سازی ترمودینامیکی و ترمواکونومیکی

در این مقاله، ابتدا واکنش‌های انجام‌شده در سیستم ریفرمینگ بخارآب بیوگاز و پیل‌سوختی‌اکسیدجامد مدل‌سازی شده، سپس مدل‌سازی ترمودینامیکی، معادلات موازنه جرم، انرژی، اگزرژی و ترمواکونومیکی سیستم موردنظر ارائه شده است. از نرم‌افزار ای‌ای‌اس[1] به‌عنوان ابزار اصلی در تمامی محاسبات استفاده می‌شود.

۳- ۱- مدل‌سازی واکنش‌های شیمیایی انجام‌شده ریفرمینگ

به‌طور کلی، فرآیند ریفرمینگ بخارآب بیوگاز که در ریفرمینگ انجام می‌شود، می‌تواند ترکیب کلی واکنش‌های تعادلی (۱-۴) باشد [۲۳].

واکنش ریفرمینگ بخارآب متان:

$$CH_4 + H_2O(g) \rightarrow 3H_2 + CO, \Delta H_{298} = 206.1 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \quad (۱)$$

واکنش ریفرمینگ دی‌اکسیدکربن متان[2]:

$$CH_4 + C_2O(g) \rightarrow 2H_2 + 2CO, \Delta H = 247.3 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \quad (۲)$$

واکنش شیفت گاز آب[3]:

$$CO + H_2O(g) \rightarrow H_2 + CO_2, \Delta H_{298} = -41.2 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \quad (۳)$$

1 Engineering Equation Solver (EES)

2 Carbon dioxide Methane Reforming (CMR)

3 Water Gas Shift Reaction (WGS)

واکنش تجزیه متان[1]:

$$CH_4 \rightarrow 2H_2 + C, \Delta H_{298} = 74.8 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \quad (۴)$$

هر دو واکنش ۱ و ۲ به شدت گرماگیر است و در فشارهای پایین و دماهای بالا (۸۰۰–۱۲۰۰ کلوین) صورت می‌گیرند. به همین دلیل، منبع گرمای مناسبی برای انجام واکنش لازم است که در این مقاله از حرارت بالای جریان خروجی از توربین گاز برای شروع واکنش ریفرمینگ استفاده شده است. واکنش شیفت گازآب هم گرماده است و در دماهای پایین (۵۰۰–۶۰۰ کلوین) انجام می‌گیرد [۲۴]. محدودیت اصلی واکنش ۲، امکان تشکیل کربن (در واکنش تجزیه متان) و نیاز به منبع دمای بالایی برای انجام واکنش است [۲۵]. انجام همزمان واکنش ۱ و ۲ که در آن می‌توان با اضافه‌کردن بخارآب به متان در دماهای بالا، میزان تولید هیدروژن و بازده انرژی سیستم را افزایش و همچنین امکان تشکیل کربن را کاهش داد. بنابراین برای افزایش میزان تولید هیدروژن و کاهش تشکیل کربن نیاز به بهینه‌سازی نسبت مولی بخارآب به کربن و دمای واکنش است [۲۶ و ۲۷].

۳– ۲– مدل‌سازی پیل‌سوختی‌اکسید جامد

واکنش‌های الکتروشیمیایی و همچنین واکنش کلی که در کاتد و آند رخ می‌دهند، به شرح زیر می‌باشد:

واکنش ریفرمینگ:

$$CH_4 + H_2O \rightarrow 3H_2 + CO \quad (۵)$$

واکنش شیفتینگ:

$$CO + H_2O \rightarrow H_2 + CO_2 \quad (۶)$$

واکنش کلی [۱۲]:

$$\frac{1}{2}O_2 + H_2 \rightarrow H_2O \quad (۷)$$

در واکنش شیفتینگ، ثابت تعادل[2] به‌صورت رابطه‌ی زیر حاصل می‌شود: که p_{H_2O}، p_{CO}، p_{H_2} و p_{CO_2} فشارهای جزئی، T_{SOFC} دمای خروجی پیل و A، B، C، D و E ضرایب ثابت می‌باشند [۲۸].

$$K_p = \frac{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}}{p_{CO} \cdot p_{H_2O}} \quad (۸)$$

$$\log K_p = AT_{SOFC}^4 + BT_{SOFC}^3 + CT_{SOFC}^2 + DT_{SOFC} + E \quad (۹)$$

با فرض اینکه نرخ تبدیل مولی برای معادلات (۱۰) تا (۱۶) به‌ترتیب $\dot{x}$، $\dot{y}$ و $\dot{z}$ می‌باشد، معادلات تعادل جرم آن‌ها به‌صورت زیر بیان می‌شود [۲۹]:

$$\dot{n}_{CH_{4,in}} = \dot{x} \quad (۱۰)$$

$$\dot{n}_{H_2O,in} = 2.5\dot{x} \quad (۱۱)$$

$$\dot{n}_{H_2,out} = 3\dot{x} + \dot{y} - \dot{z} \quad (۱۲)$$

$$\dot{n}_{CO,out} = \dot{x} - \dot{y} \quad (۱۳)$$

$$\dot{n}_{CO_2,out} = \dot{y} \quad (۱۴)$$

$$\dot{n}_{H_2O,out} = 2.5\dot{x} - \dot{y} + \dot{z} \quad (۱۵)$$

$$\dot{z} = U_f(3\dot{x} + \dot{y}) \quad (۱۶)$$

که $\dot{n}$ نشان‌دهنده نرخ جریان مولی در ورودی و خروجی پیل‌سوختی و U_f نشان‌دهنده فاکتور مصرف سوخت می‌باشد.

ولتاژ تولیدی پیل سوختی به‌صورت زیر به‌دست می‌آید [۲۹]:

$$V_{SOFC} = V_N - V_{loss} \quad (۱۷)$$

محاسبات مربوط به افت ولتاژ و ولتاژ نرنست در پیوست ۱ ارائه شده است.

1 Methane Decomposition Reaction (MDR)
2 K_P

۳- ۳- موازنه جرم و انرژی

با فرض شرایط پایا برای هر حجم کنترل نشان داده‌شده در شکل ۱، موازنه جرم و انرژی برای هر یک از اجزای سیستم به‌ترتیب به‌صورت روابط (۱۸) و (۱۹) خواهد بود [۳۰]:

$$\sum \dot{m}_{in} = \sum \dot{m}_{out} \quad (۱۸)$$

$$\sum_i \dot{E}_{in} = \sum_o \dot{E}_{out} \quad (۱۹)$$

که $\dot{E}_{in}$ مقدار انرژی ورودی و $\dot{E}_{out}$ مقدار انرژی خروجی به حجم کنترل است.

۳- ۳- ۱- سیکل پایه پیل‌سوختی‌اکسید جامد

پیل‌سوختی‌اکسید جامد وسیله‌ای الکتروشیمیایی است که انرژی شیمیایی را مستقیماً به برق تبدیل می‌کند. در این پژوهش، محصول متان برای تغذیه محفظه پیل‌سوختی درنظر گرفته شده است. جریان کل و چگالی جریان از روابط زیر تعیین می‌گردند:

$$I_{SOFC} = i.A_{act} \quad (۲۰)$$

$$i = \frac{\dot{z}.n_e.F}{A_{act}} \quad (۲۱)$$

توان پیل و توان الکتریکی پیل‌سوختی به‌صورت زیر تعریف می‌شوند:

$$\dot{W}_{SOFC} = I_{SOFC}.V_{SOFC} \quad (۲۲)$$

$$\dot{W}_{SOFC,inv} = \eta_{inv}.\dot{W}_{SOFC} \quad (۲۳)$$

۳- ۳- ۲- سیستم تولید هیدروژن

برای تعیین میزان تولید هیدروژن به ازای هر مول متان از روابط (۲۵) تا (۲۷) استفاده شده است [۲۲]:

نسبت مولی بخارآب به کربن در ابتدای واکنش:

$$S_c = (\frac{n_{H_2O}}{n_{CH_4}})_{in} \quad (۲۴)$$

نسبت مولی دی‌اکسیدکربن به متان در مخلوط بیوگاز:

$$C_m = (\frac{n_{CO_2}}{n_{CH_4}})_{in} \quad (۲۵)$$

میزان تولید هیدروژن به ازای هر مول متان:

$$y_{H_2} = \left(\frac{(n_{H_2})_{out}}{(n_{CH_4})_{in}}\right) \quad (۲۶)$$

که $(n_{H_۲})_{out}$، مول هیدروژن خروجی از واکنش ریفرمینگ و $(n_{CH_۴})_{in}$، مول متان ورودی در مخلوط بیوگاز است.

۳- ۴- آنالیز اگزرژی

اگزرژی هر جریانی، ماکزیمم کاری تئوری قابل حصول از آن جریان است، در شرایطی که آن جریان فقط با محیط تبادل حرارت داشته باشد و به فشار و دمای محیط آورده شود. با صرف‌نظرکردن از انرژی‌های جنبشی و پتانسیل جریان، بالانس اگزرژی برای هر یک از حجم کنترل‌ها از رابطه‌ی زیر به‌دست می‌آید:

$$\dot{E}x_D = \dot{E}x_F - \dot{E}x_P - \dot{E}x_L \quad (۲۷)$$

که $\dot{E}x_F$، $\dot{E}x_P$ و $\dot{E}x_L$ به‌ترتیب مربوط به نرخ اگزرژی سوخت وارد شده، نرخ اگزرژی محصولات تولید شده و نرخ اگزرژی اتلافی هستند [۲۹].

۳- ۵- تحلیل ترمواکونومیکی

معادلات موازنه هزینه به همراه معادلات کمکی برای هر عضو سیستم اعمال شده‌اند. معادله موازنه هزینه می‌تواند به صورت $\dot{C}_P$ بیانگر نرخ هزینه مربوط به تولید محصول سیستم تعریف شود که برابر با نرخ کل هزینه‌های ایجاد شده برای تولید محصول[1] ، نرخ هزینه در ارتباط با سرمایه‌گذاری ثابت[2]و نرخ هزینه اجرا و نگه‌داری[3] می‌باشد [۳۰ و ۳۱]:

$$\dot{C}_{P,total} = \dot{C}_{F,total} + \dot{Z}^{CI}_{total} + \dot{Z}^{OM}_{total} \quad (۲۸)$$

که در آن:

$$\dot{C} = c \times \dot{E}x \quad (۲۹)$$

به همین‌ترتیب نتایج حاصل از سیستم کل به‌صورت زیر می‌باشد:

توان خالص خروجی سیستم:

$$\dot{W}_{net} = \dot{W}_{SOFC} + \dot{W}_{Tur} - \dot{W}_{Pum} - \dot{W}_{AC} - \dot{W}_{FC} \quad (۳۰)$$

همچنین بازده انرژی ، بازده اگزرژی و مجموع هزینه واحد محصول[4] کل سیستم به‌صورت روابط زیر تعریف شده است:

$$\eta_{en,tot} = \frac{\dot{W}_{net} + (\dot{m}_{hydrogen}.LHV_{H_2})}{(\dot{m}_{Biogas}.LHV_{Biogas}) + (\dot{m}_{fuel}.LHV_{fuel})} \quad (۳۱)$$

$$\eta_{ex,tot} = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{E}x[30]}{(\dot{n}_2, \overline{ex}^{CH_4}_{ch}) + \dot{E}x[19]} \quad (۳۲)$$

$$SUCP = \frac{\dot{C}_{W,net} + \dot{C}[30]}{\dot{W}_{net} + \dot{E}x[30]} \quad (۳۳)$$

معادلات بالانس انرژی، اگزرژی و ترمواکونومیکی به‌طور خلاصه در پیوست ۲ و ۳ ارائه شده است.

۴- بحث و بررسی نتایج

در این بخش، نتایج به‌دست‌آمده از انرژی، اگزرژی و ترمواکونومیکی برای سیستم پیشنهادی پیل‌سوختی‌اکسیدجامد/ توربین گاز- ریفرمینگ بخارآب بیوگاز بر اساس شرایط طراحی، فرضیات و معادلات حاکم ارائه شده است.

۴- ۱- فرضیات و اطلاعات ورودی سیستم

در این پژوهش، فرضیاتی که برای ساده‌سازی تحلیل سیستم درنظرگرفته شده است، عبارتند از:

- کلیه مدل‌سازی‌ها در شرایط پایا انجام شده است.
- هوای درنظرگرفته شده در پیل‌سوختی شامل ۷۹٪ نیتروژن و ۲۱٪ اکسیژن می‌باشد.
- از تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل در همه اجزای سیستم چشم‌پوشی شده است.
- از تلفات حرارتی در اجزای سیکل‌ها صرف‌نظر شده است.
- دمای جریان در ورودی کانال سوخت و هوا در محفظه پیل، ثابت و مشابه درنظر گرفته شده است.
- از افت فشار در تمامی اجزا صرف‌نظر شده است.
- فشار کاتد و آند سلول سوخت ثابت و مشابه فرض شده است.
- ترکیبات گازهای خروجی از فرآیند ریفرمینگ به‌صورت تعادل شیمیایی فرض شده است.
- ترکیبات گازهای خروجی از تحلیل به‌عنوان گاز ایده‌آل فرض شده‌اند.
- از انتقال حرارت تشعشع بین کانال‌های گاز و ساختار جامد صرف‌نظر شده است.
- احتراق کامل برای گازهای بدون واکنش در پس‌سوز فرض شده است.

سایر اطلاعات ورودی سیستم در جدول ۱ خلاصه شده است.

---

1 $\dot{C}_F$
2 Capital Investment (CI)
3 Operating and Maintenance (OM)
4 Sum Unit Cost of Products (SUCP)

جدول ۱.داده‌های ورودی ترمودینامیکی موردنیاز و پارامترهای ثابت فرض‌شده در سیستم پیشنهادی

Table 1. Requisite thermodynamic input data and constant parameters assumed in the recommended system.

نماد	توضیح	مقدار
$T_0\,(\mathrm{K})$	دمای مرجع[۳۲]	۲۹۸/۱۵
$P_0\,(\mathrm{bar})$	فشار مرجع[۳۲]	۱/۰۱۳
$\eta_{is,FC}\,(\%)$	بازده آیزنتروپیک کمپرسور سوخت[۳۱]	۸۵
$\eta_{is,AC}\,(\%)$	بازده آیزنتروپیک کمپرسور هوا[۳۱]	۸۵
$\eta_{is,Pum}\,(\%)$	بازده آیزنتروپیک پمپ[۳۱]	۸۰
n_e	تعداد الکترون‌های شرکت‌کننده در واکنش الکتروشیمیایی[۲۸]	۲
α	ضریب انتقال بار[۲۸]	۰/۵
$P_{SOFC}\,(\mathrm{bar})$	فشار عملکرد پیل‌سوختی[۳۱]	۸/۱۰۶
$T_{in,SOFC}\,(\mathrm{K})$	دمای ورودی پیل‌سوختی [۳۱]	۷۰۰
$r_{sc}\,(\mathrm{m}^2)$	نسبت بخارآب به کربن پیل‌سوختی [۳۱]	۲
U_F	فاکتور مصرف سوخت[۳۱]	۰/۸۵
$A_{act}\,(\mathrm{cm}^2)$	سطح مؤثر فعال[۳۱]	۲
N_{cell}	تعداد پیل‌های سوختی[۳۱]	۵۰۰۰۰
$i_{oa}\,(\mathrm{A.cm^{-2}})$	چگالی جریان تعادلی در آند[۳۱]	۰/۳
$i_{oc}\,(\mathrm{A.cm^{-2}})$	چگالی جریان تعادلی در کاتد[۳۱]	۰/۰۷۵
$L_a\,(\mathrm{cm})$	ضخامت آند[۳۱]	۰/۰۱
$L_c\,(\mathrm{cm})$	ضخامت کاتد[۳۱]	۰/۱۹
$L_{\mathrm{int}}\,(\mathrm{cm})$	ضخامت اتصال‌دهنده[۳۱]	۰/۰۰۸۵
$L_{elec}\,(\mathrm{cm})$	ضخامت الکترولیت[۳۱]	۰/۰۰۴
$\eta_{comb}\,(\%)$	بازده احتراق پس‌سوز[۳۱]	۹۹
$\eta_{Tur}\,(\%)$	بازده توربین گاز[۳۱]	۷۵
$\eta_{INV}\,(\%)$	بازده اینورتر DC - AC [۳۱]	۹۰
$LHV_{CH_4}\,(\mathrm{kJ.kg^{-1}})$	ارزش حرارتی پایین متان[۲۸]	۵۰۰۰۰
$LHV_{CO}\,(\mathrm{kJ.kg^{-1}})$	ارزش حرارتی پایین کربن‌مونواکسید[۲۸]	۱۰۱۰۰
$LHV_{H_2}\,(\mathrm{kJ.kg^{-1}})$	ارزش حرارتی بالای هیدروژن[۲۸]	۱۱۹۹۶۰
$F\,(\mathrm{C.mol^{-1}})$	ثابت فارادی[۲۸]	۹۶۴۸۶
$T_{Biogas}\,(\mathrm{K})$	دمای بیوگاز[۳۲]	۲۹۸/۱۵
$P_{Biogas}\,(\mathrm{bar})$	فشار بیوگاز[۳۲]	۶/۸۹۵
$T_{21}\,(\mathrm{K})$	دمای خروجی تانک آب[۳۲]	۲۹۸/۱۵
$\varepsilon_{BPH}\,(\%)$	کارایی پیش‌گرمکن بیوگاز[۳۲]	۹۰
$\varepsilon_{\mathrm{Rec}}\,(\%)$	کارایی رکپراتور[۳۲]	۹۰
$\varepsilon_{WPH}\,(\%)$	کارایی پیش‌گرمکن آب[۳۲]	۹۰
C_m	نسبت مولی کربن‌دی‌اکسید به متان	۰/۱۵
S_c	نسبت مولی بخارآب به کربن ریفرمر	۶
$\Delta T_{\mathrm{Re}f}\,(\mathrm{K})$	اختلاف دمای ریفرمر	۱۵
$\Delta T_{Rad}\,(\mathrm{K})$	اختلاف دمای رادیاتور	۱۵
$\dot{c}_2\,(\$ / \mathrm{GJ})$	نرخ هزینه سوخت متان در هر واحد انرژی[۲۸]	۱۵
$\dot{c}_{19}\,(\$ / \mathrm{kWh})$	نرخ هزینه تولید بیوگاز[۳۲]	۰/۰۵۱۸

جدول ۲. اعتبارسنجی نتایج شبیه‌سازی با مطالعات مرتبط در مراجع [۲۸ و ۳۲].

Table 2. Validation of simulation results with related studies in Refs. [28, 32].

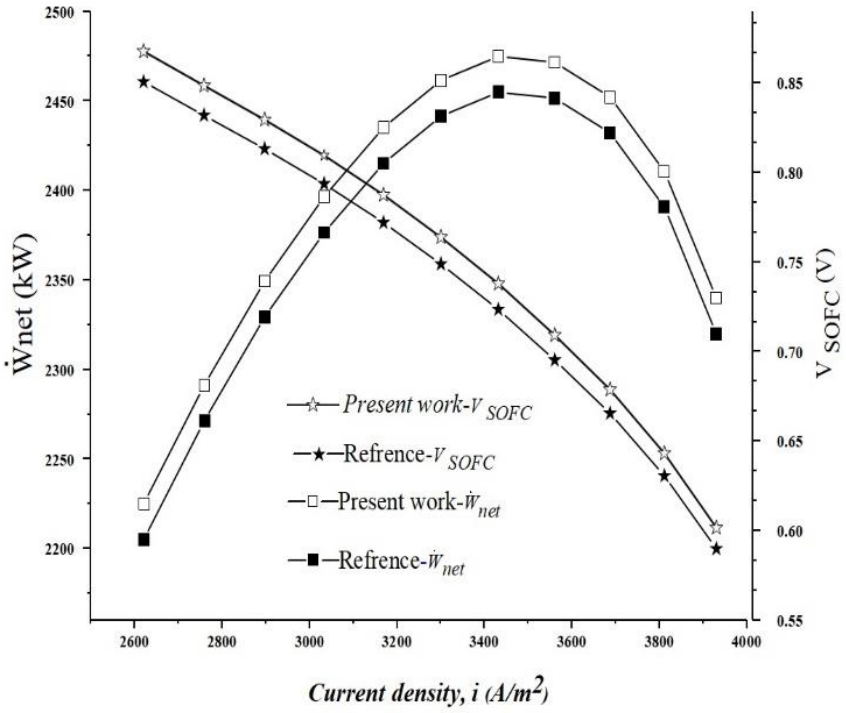
سیستم / سیکل	پارامتر	مدل حاضر	مرجع	درصد اختلاف (%)
(الف)			[۲۸]	
سیکل پیل سوختی	ولتاژ پیل (V)	۰/۶۸۴۱	۰/۶۸۳	۰/۱۶
	توان الکتریکی پیل (kW)	۴۱۳/۹	۴۰۰/۴	۳/۳۷
	توان کمپرسور هوا (kW)	۳۷/۱۲	۳۷/۷۱	۱/۵۶
	توان کمپرسور سوخت (kW)	۰/۷۳۱۶	۰/۷۳	۰/۲۱۹
	توان پمپ (kW)	۰/۰۰۱	۰/۰۰۱	۰
	بازده انرژی پیل (%)	۵۰/۵۴	۴۸/۶۴	۳/۹۱
	بازده اگزرژی پیل (%)	۴۸/۷۵	۴۶/۹۲	۳/۹
(ب)			[۳۲]	
سیستم تولید هیدروژن	درصد تبدیل متان (%)	۹۱/۸	۹۱/۲	۰/۶۵
	درصد تبدیل دی‌اکسیدکربن (%)	-۵/۴۷	-۵/۴۱	۱/۱
	کسرمولی هیدروژن تولیدی $(\frac{mol_{out}-H_2}{mol_{in}-CH_4})$	۲/۷۶	۲/۷۹	۱/۰۷

۴- ۲- اعتبارسنجی نتایج

سیستم ترکیبی پیشنهادی نوین، شامل دو زیرسیستم اصلی پیل‌سوختی‌اکسیدجامد و ریفرمینگ بخارآب بیوگاز است. به منظور بررسی صحت و اعتبار نتایج مدل‌سازی، اطلاعات موجود در مراجع [۲۸] و [۳۲] به‌ترتیب برای زیرسیستم‌های پیل‌سوختی‌اکسید جامد و ریفرمینگ بخارآب بیوگاز استفاده شده است. نتایج حاصل از زیرسیستم پیل‌سوختی با پژوهش سادات و همکاران [۲۸] و همچنین نتایج شبیه‌سازی زیرسیستم ریفرمینگ با پژوهش گرگری و همکاران [۳۲] مقایسه شده است. همان‌طور که در جدول ۲ مشاهده می‌شود، در زیرسیستم پیل‌سوختی، پارامترهای ولتاژ پیل، توان الکتریکی پیل، توان کمپرسور هوا، توان کمپرسور سوخت، توان پمپ، بازده انرژی پیل و بازده اگزرژی پیل و در زیرسیستم ریفرمینگ پارامترهای درصد تبدیل متان، درصد تبدیل کربن‌دی‌اکسید و کسر مولی هیدروژن تولیدی مورد مقایسه قرار گرفته و نتایج به‌دست‌آمده در این مدل‌سازی انطباق خوبی بین پارامترهای محاسبه‌شده در کار حاضر و منابع معتبر را نشان می‌دهد. همچنین در شکل ۲، به منظور اطمینان از داده‌های بدست‌آمده از شبیه‌سازی پیل‌سوختی، نتایج حاصل با پژوهش شائولین و همکاران [۳۱] مورد بررسی قرار گرفته است. همانطور که مشاهده می‌شود، نتایج با مطالعات مرجع شائولین از لحاظ تغییرات توان و ولتاژ پیل با چگالی جریان به صورت نمودار مقایسه انجام گرفت که نتایج، همخوانی خوبی با مطالعات قبلی داشته است.

۴- ۳- نتایج شبیه‌سازی

قبل از ارائه معیارهای اصلی خروجی برای سیستم تولید دوگانه پیشنهادی، لازم است خواص ترمودینامیکی، اگزرژی و ترمواکونومیکی برای هر یک از جریان‌ها با درنظرگرفتن فرضیات و پارامترهای ورودی آورده شوند. با این هدف، جدول ۴ خواص ترمودینامیکی، اگزرژی و ترمواکونومیکی را برای جریان‌ها ارائه داده است. علاوه بر این، نتایج اصلی سیستم ترکیبی پیل‌سوختی‌اکسیدجامد/ توربین گاز- ریفرمینگ بخارآب بیوگاز براساس نتایج به‌دست‌آمده در جدول ۴، فرضیات و معادلات حاکم، در جدول ۳ ارائه شده است. براساس جدول ۳، بازده انرژی سیستم هیبریدی پیل‌سوختی‌اکسید جامد/ توربین گاز- ریفرمینگ بخارآب بیوگاز در مقایسه با سیستم پایه پیل‌سوختیاکسید جامد/ توربین گاز از مقدار ۵۲/۲۸٪ تا مقدار ۶۴/۴۷٪ (حدوداً برابر ۲۳/۳۱٪) بهبود یافته است. بنابراین از دیدگاه قانون اول،



شکل ۲. اعتبارسنجی نتایج بدست آمده پیل سوختی اکسید جامد با مرجع [۳۱]

Fig. 2. Validation of modeling results for the SOFC stack with Ref. [31].

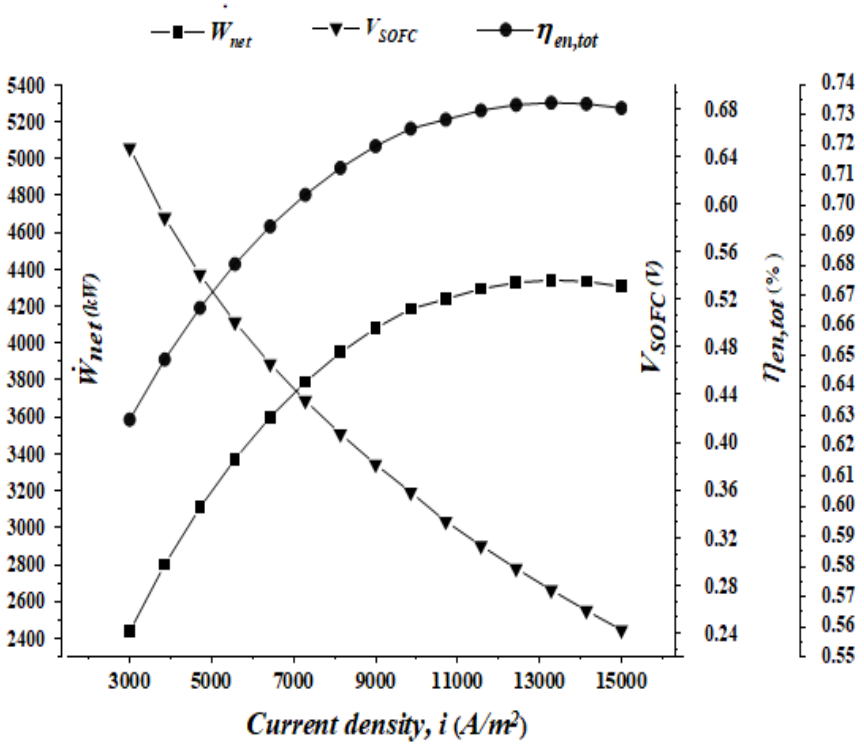
سیستم یکپارچه نتایج مطلوبی را ارائه می‌دهد. علاوه بر این بازده اگزرژی سیستم ترکیبی پیشنهادی می‌تواند به میزان ۲۸/۱۹٪ از مقدار ۵۰٪/۴۳ تا ۶۴/۶۵٪ بهبود یابد که این نشان می‌دهد که سیستم پیشنهادی بازده اگزرژی بالایی را نسبت به حالت پایه فراهم می‌کند. جدول ۵، تحلیل اگزرژی برای اجزای مختلف سیستم ترکیبی را نشان می‌دهد. براساس نتایج به‌دست‌آمده در جدول ۵، بیشترین نرخ تخریب اگزرژی بین اجزای مختلف سیستم مربوط به پس‌سوز با مقدار ۴۰۴/۸ کیلووات و پس از آن توربین گاز و محفظه پیل به‌ترتیب با مقدار ۳۰۲/۶ کیلووات و۱۵۸/۷ کیلووات می‌باشد.

۴- ۴- مطالعه پارامتریک

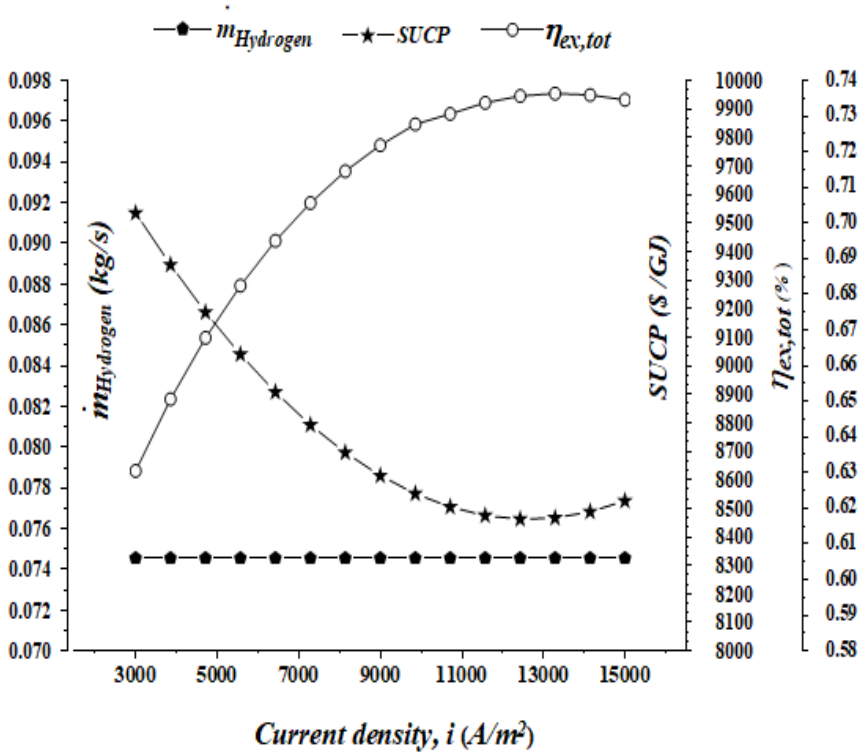
در این بخش، تأثیر برخی متغیرهای ترمودینامیکی نظیر چگالی جریان، دمای ورودی پیل، نسبت مولی کربن‌دی‌اکسید به متان، نسبت مولی بخارآب به کربن، دمای ریفرمر بر روی معیارهای عملکردی سیستم ترکیبی شامل توان خالص تولیدی، ولتاژ پیل، بازده انرژی و اگزرژی پیل، بازده انرژی و اگزرژی کل سیستم، میزان تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول سیستم ترکیبی مورد بررسی قرار گرفته است.

۴- ۴- ۱- چگالی جریان

شکل ۳- الف و ب، تأثیر چگالی جریان بر روی ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی، بازده انرژی و اگزرژی سیستم، میزان تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول را نشان می‌دهد. با توجه به شکل ۳- الف، با افزایش چگالی جریان، ولتاژ پیل کاهش می‌یابد و این کاهش به علت افزایش افت ولتاژ می‌باشد. همان‌طور که در رابطه (۱۷) مشاهده می‌شود، ولتاژ پیل از اختلاف ولتاژ نرنست و ولتاژ اتلافی حاصل می‌شود. با افزایش چگالی جریان، ولتاژ نرنست افزایش می‌یابد. از طرفی در ولتاژ اتلافی که شامل افت ولتاژ فعال‌سازی، اهمی و غلظت می‌باشد، افزایش بیشتری مشاهده می‌شود. با توجه به روابط افت ولتاژها، افت ولتاژ فعال‌سازی و اهمی رابطه‌ی مستقیمی با چگالی جریان دارند و افزایش می‌یابند. افت ولتاژ غلظت نیز به مقدار ناچیزی افزایش می‌یابد که در مجموع، ولتاژ اتلافی افزایش یافته و باعث کاهش ولتاژ پیل می‌شود. توان خالص با افزایش چگالی جریان با میزان تقریبی ۴۳۴۰ کیلووات به نقطه‌ی پیک می‌رسد و سپس کاهش می‌یابد که این تغییرات متناسب با تغییرات توان پیل است که طبق رابطه‌ی توان خالص تأثیر مستقیمی روی توان تولیدی می‌گذارد. به همین‌ترتیب در شکل



(الف)



(ب)

Fig. 3. The effect of the current density on (a) net output power, SOFC voltage, and total energy efficiency, (b) total exergy efficiency, hydrogen production rate and Sum Unit Cost Product of the system.

شکل ۳: تأثیر چگالی جریان بر، الف) توان خالص تولیدی، ولتاژ پیل و بازده انرژی کل، ب) بازده اگزرژی کل، نرخ تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم.

جدول ۳. نتایج به دست آمده از مدل‌سازی ترمودینامیکی و ترمواکونومیکی سیستم پیشنهادی.

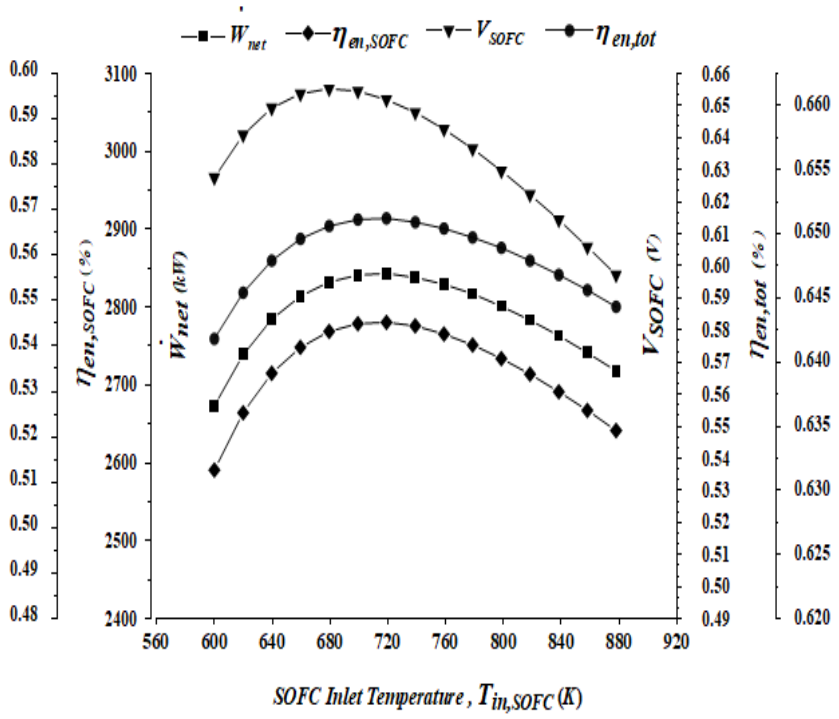
Table 3. Thermodynamic and thermoeconomic assessment results for the proposed system.

پارامتر	نماد	مقدار
دمای عملکرد پیل (K)	T_{SOFC}	۱۲۷۱
دمای احتراق پس‌سوز (K)	T_{Com}	۱۶۰۹
ولتاژ پیل سوختی (V)	V_{SOFC}	۰/۶۰۰۱
چگالی جریان عملکرد پیل‌سوختی ($A.M^{-۲}$)	i	۳۶۷۱
توان الکتریکی پیل‌سوختی (kW)	$\dot{W}_{SOFC}$	۲۴۲۴
توان خروجی توربین (kW)	$\dot{W}_{Tur}$	۱۰۰۱
توان مصرفی کمپرسور سوخت (kW)	$\dot{W}_{FC}$	۵۰/۱۵
توان مصرفی کمپرسور هوا (kW)	$\dot{W}_{AC}$	۶۴۷/۷
توان پمپ (kW)	$\dot{W}_{Pum}$	۰/۲۱۱۳
توان اینورتر پیل‌سوختی (kW)	$\dot{W}_{inv}$	۲۱۸۱
توان خالص تولیدی (kW)	$\dot{W}_{net}$	۲۷۲۶
بار پیش‌گرمکن ۱ (kW)	$\dot{Q}_{PH_1}$	۲۹۱/۳
بار پیش‌گرمکن ۲ (kW)	$\dot{Q}_{PH_2}$	۷۲/۲۴
بار پیش‌گرمکن ۳ (kW)	$\dot{Q}_{PH_3}$	۷۵۳/۶
بار رکپراتور (kW)	$\dot{Q}_{Rec}$	۱۲۴۰
بار رادیاتور (kW)	$\dot{Q}_{Rad}$	۱۸/۶۴
بار ریفرمر (kW)	$\dot{Q}_{Ref}$	۱۹۹/۵
بار پیش‌گرمکن بیوگاز (kW)	$\dot{Q}_{BPH}$	۱۲۶/۶
بار پیش‌گرمکن آب (kW)	$\dot{Q}_{WPH}$	۴۷۳/۹
نرخ جریان جرمی هیدروژن ($kg.s^{-۱}$)	$\dot{m}_{Hydrogen}$	۰/۰۷۴۵۳
نرخ تخریب اگزرژی کل سیستم ترکیبی (kW)	$\dot{E}_{D,tot,SOFC-BSR}$	۱۵۳۲
بازده انرژی پیل‌سوختی (%)	$\eta_{en,SOFC}$	۵۲/۲۸
بازده اگزرژی پیل‌سوختی (%)	$\eta_{ex,SOFC}$	۵۰/۴۳
بازده انرژی سیستم ترکیبی (%)	$\eta_{en,SOFC-BSR}$	۶۴/۴۷
بازده اگزرژی سیستم ترکیبی (%)	$\eta_{ex,SOFC-BSR}$	۶۴/۶۵
مجموع هزینه واحد محصول سیستم ($ / GJ)	$SUCP$	۹۴۰۰

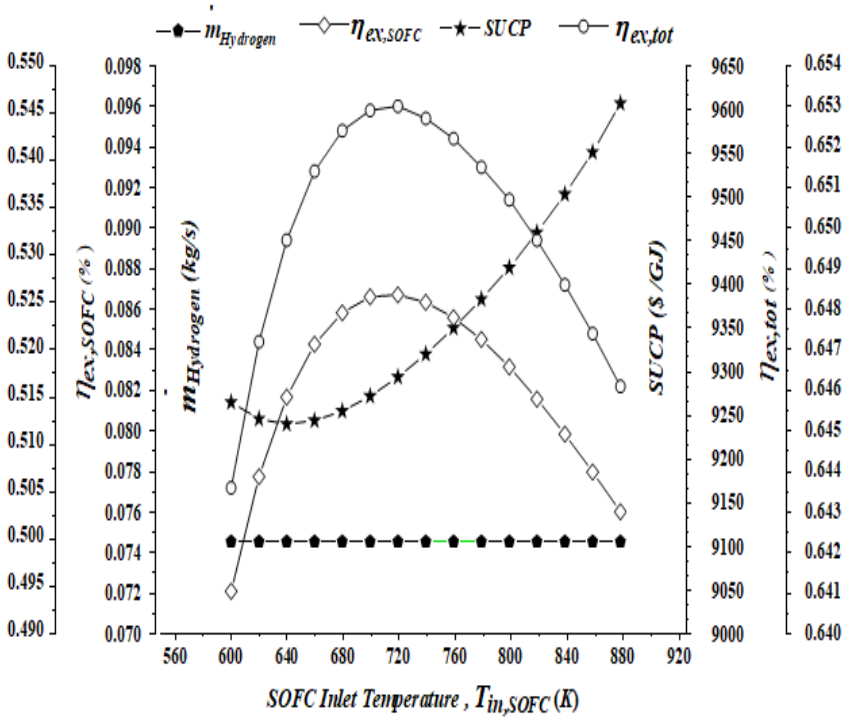
۳- ب، طبق روابط (۳۱) و (۳۲) بازده انرژی و اگزرژی کل سیستم با روند تغییرات توان خالص تولیدی به‌ترتیب با میزان ۷۳/۵۵٪ و ۷۳/۷٪ به نقطه‌ی ماکزیمم رسیده و سپس کاهش می‌یابند. افزایش چگالی جریان تأثیری بر میزان تولید هیدروژن ندارد (حدود ۰/۰۷۴۵۳ کیلوگرم برثانیه). با افزایش چگالی جریان، نرخ هزینه تولید توان خالص افزایش و نرخ هزینه تولید هیدروژن کاهش می‌یابد. همچنین با درنظرگرفتن تأثیر توان خالص خروجی، مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم تا مقدار مینیمم ۸۲۶۴ دلار بر گیگاژول کاهش یافته و سپس افزایش می‌یابد.

۴- ۴- ۲- دمای ورودی پیل

شکل ۴- الف و ب، تأثیر دمای ورودی پیل بر روی ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی، بازده انرژی و اگزرژی پیل، بازده انرژی و اگزرژی کل سیستم، میزان تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول را نشان می‌دهد. با توجه به شکل ۴- الف با افزایش دمای ورودی پیل، افت ولتاژ اهمی کاهش یافته، افت ولتاژ غلظت و افت ولتاژ فعال‌سازی افزایش یافته است و این امر موجب افزایش ولتاژ اتلافی می‌شود. از طرفی با افزایش دمای ورودی پیل، ولتاژ نرنست کاهش می‌یابد. درنتیجه‌ی این تغییرات، با



(الف)



(ب)

شکل ۴. تأثیر دمای ورودی پیل بر، الف) توان خالص تولیدی، ولتاژ پیل، بازده انرژی پیل و بازده انرژی کل، ب) بازده اگزرژی پیل، بازده اگزرژی کل، نرخ تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم.

Fig. 4. The effect of the SOFC inlet temperature on (a) net output power, SOFC voltage, and SOFC and total energy efficiencies (b) SOFC and total exergy efficiencies, hydrogen production rate and Sum Unit Cost Product of the system.

افزایش دمای ورودی پیل، ولتاژ پیل در دمای تقریبی ۶۷۹ کلوین به نقطه‌ی پیک رسیده و سپس کاهش می‌یابد. به همین‌ترتیب توان خالص تولیدی، بازده انرژی و اگزرژی پیل و همچنین در شکل ۴–ب، بازده انرژی و اگزرژی سیستم در دمای تقریبی ۷۱۹ کلوین به حداکثر مقدار خود می‌رسند. تغییرات دمای ورودی پیل تأثیری بر میزان تولید هیدروژن ندارد و طبق رابطه‌ی (۳۳)، مجموع هزینه واحد محصول با تغییرات توان خالص، افزایش نرخ هزینه تولید هیدروژن و نرخ هزینه توان خالص، ابتدا تا حداقل مقدار ۹۲۴۰ دلار برگیگاژول کاهش یافته و سپس افزایش می‌یابد.

۴- ۴- ۳- نسبت کربن‌دی‌اکسید به متان

شکل ۵–الف و ب، تأثیر نسبت کربن‌دی‌اکسید به متان بر روی ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی، بازده انرژی و اگزرژی پیل، بازده انرژی و اگزرژی سیستم، میزان تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول را نشان می‌دهد. یکی از عوامل مؤثر بر عملکرد سیستم تولید هیدروژن و سیستم کلی، نسبت کربن‌دی‌اکسید به متان در مخلوط بیوگاز سیستم تولید هیدروژن می‌باشد. همان‌طورکه در شکل ۵–الف مشاهده می‌شود، با افزایش این نسبت میزان ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی و راندمان انرژی و اگزرژی پیل تغییری نمی‌کنند ولی در شکل ۵–ب با این افزایش، میزان تولید هیدروژن کمتر شده و علت آن را می‌توان به این‌صورت توجیه کرد که با توجه به گرماگیربودن معادله (۱) و (۲)، درنتیجه افزایش دمای واکنش، میزان تولید هیدروژن کاهش یافته است. در نسبت‌های مولی کمتر، مول متان بیشتری با توجه به معادله (۲) در واکنش با کربن‌دی‌اکسید شرکت کرده و درنتیجه با افزایش این نسبت به دلیل کمتربودن مول متان در مخلوط بیوگاز میزان تولید هیدروژن کمتر می‌شود، درنتیجه طبق روابط بازده انرژی و اگزرژی سیستم کاهش می‌یابد. مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم با کاهش تولید هیدروژن و نرخ هزینه و اگزرژی کل مربوطه، افزایش می‌یابد.

۴- ۴- ۴ نسبت مولی بخارآب به کربن

شکل ۶–الف و ب، تأثیر نسبت بخارآب به کربن بر روی ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی، بازده انرژی و اگزرژی پیل، بازده انرژی و اگزرژی سیستم، میزان تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول را نشان می‌دهد. با توجه به شکل ۶–الف، با افزایش این نسبت، میزان ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی و راندمان انرژی و اگزرژی پیل ثابت می‌مانند. درحالیکه در شکل ۶–ب، به‌دلیل افزایش مول بخارآب در واکنش شیفت گاز– آب و مطابق با افزایش مول محصولات در معادله (۱) تا (۳)، نرخ تولید هیدروژن بیشتر شده است. با افزایش نرخ تولید هیدروژن، بازده انرژی کل سیستم بیشتر شده و از طرفی با ثابت‌بودن توان خالص تولیدی و افزایش اگزرژی کل تولید هیدروژن، بازده اگزرژی کل افزایش یافته است. همچنین با افزایش این نسبت، نرخ هزینه تولید هیدروژن افزایش یافته است که در مجموع با درنظرگرفتن این تغییرات طبق رابطه (۳۳)، نرخ هزینه واحد محصول کل سیستم کاهش می‌یابد.

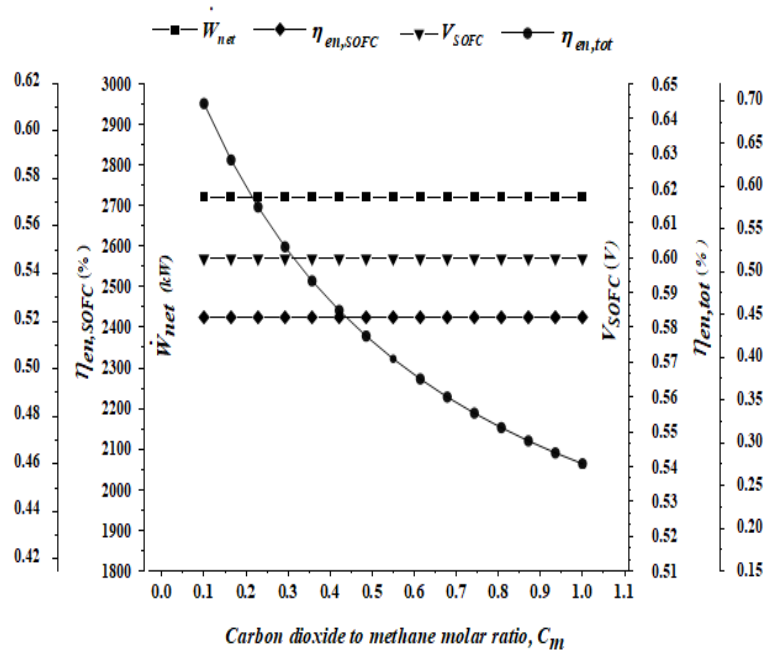
۴- ۴- ۵- دمای ریفرمر

شکل ۷– الف و ب، تأثیر دمای ریفرمر بر روی ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی، بازده انرژی و اگزرژی پیل، بازده انرژی و اگزرژی سیستم، میزان تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم را نشان می‌دهد. با افزایش دمای ریفرمر، میزان ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی و راندمان انرژی و اگزرژی پیل ثابت می‌مانند. همچنین همان‌طور که در شکل ۷–ب مشاهده می‌شود، با افزایش دما به‌دلیل اینکه واکنش‌های تعادلی زیادی انجام می‌شود و با توجه به طرف دوم معادلات (۱) تا (۳)، مول هیدروژن بیشتری تولید شده و روند صعودی دارد. با افزایش میزان تولید هیدروژن و اگزرژی مربوطه، بازده انرژی و اگزرژی کل سیستم افزایش یافته و درنتیجه با این تغییرات، نرخ هزینه واحد محصول کاهش می‌یابد و به مقدار ۹۰۴۱ دلار بر گیگاژول می‌رسد.

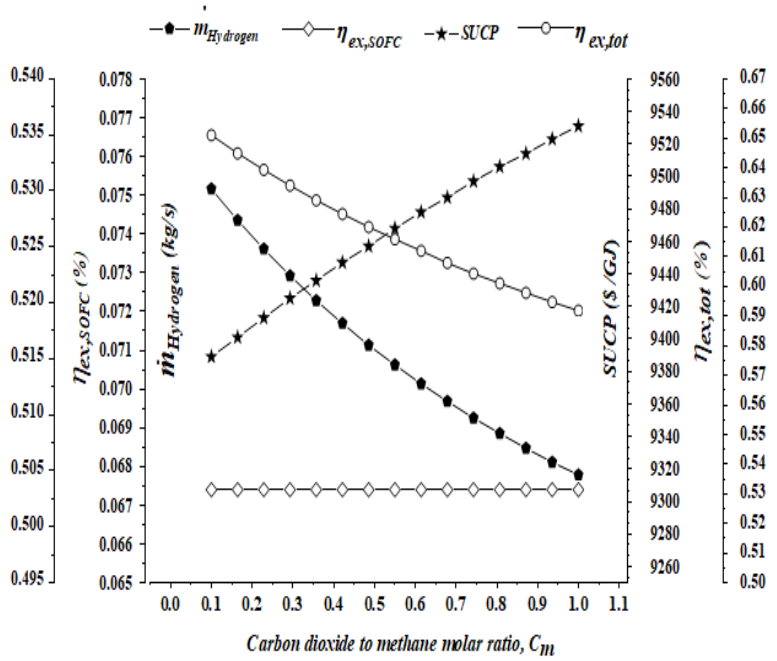
۵- نتیجه گیری

در این مقاله، یک سیستم ترکیبی متشکل از سیستم پیل‌سوختی‌اکسیدجامد و سیستم ریفرمینگ بخارآب بیوگاز از دیدگاه انرژی، اگزرژی و ترمواکونومیکی مورد بررسی قرار گرفته است. همان‌طور که قبلاً اشاره شد، هدف اصلی این سیستم، بازیابی حرارت تلف‌شده پیل‌سوختی‌اکسیدجامد/توربین گاز برای تولید همزمان توان و هیدروژن در سیستم ریفرمینگ بخارآب بیوگاز با حداقل اثرات زیست‌محیطی است. برای تحلیل سیستم ترکیبی پیشنهادی در این مقاله از نرم‌افزار ای‌ای‌اس استفاده شده است. بر این اساس، مدل‌سازی جامع ترمودینامیکی و ترمواکونومیکی جهت بررسی پارامترهای تأثیرگذار بر روی سیستم ترکیبی مورد بررسی قرار گرفت. نتایج مهم حاصل از این پژوهش به‌صورت زیر خلاصه شده است:

– بازده انرژی سیستم ترکیبی در مقایسه با سیستم پایه پیل‌سوختی‌اکسید جامد/ توربین گازی به میزان ۲۳/۳۱٪ از مقدار ۵۲/۲۸٪ تا ۶۴/۴۷٪ بهبود یافته است.



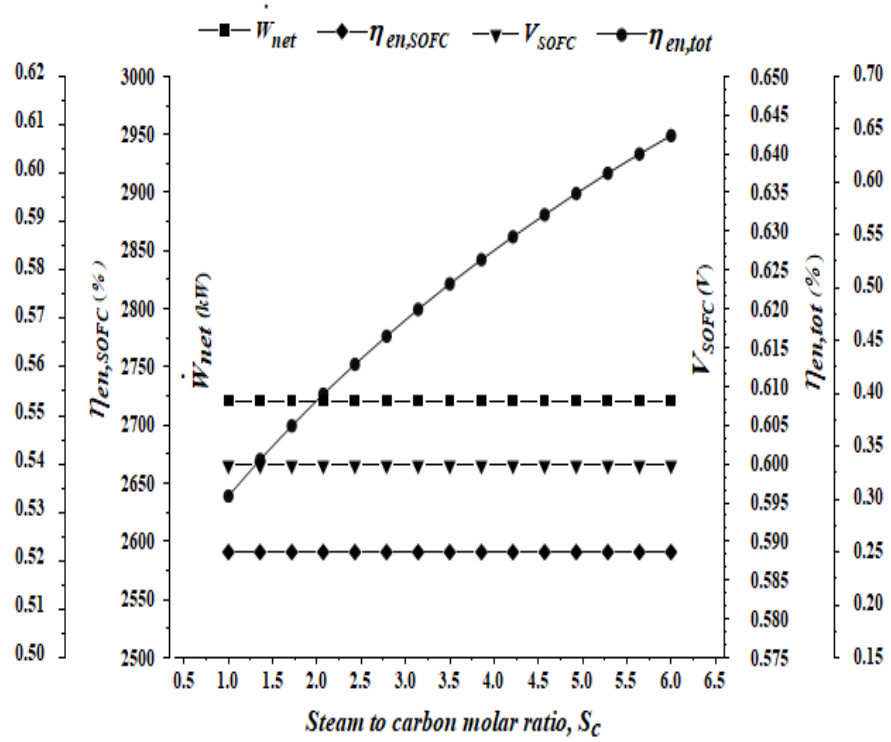
(الف)



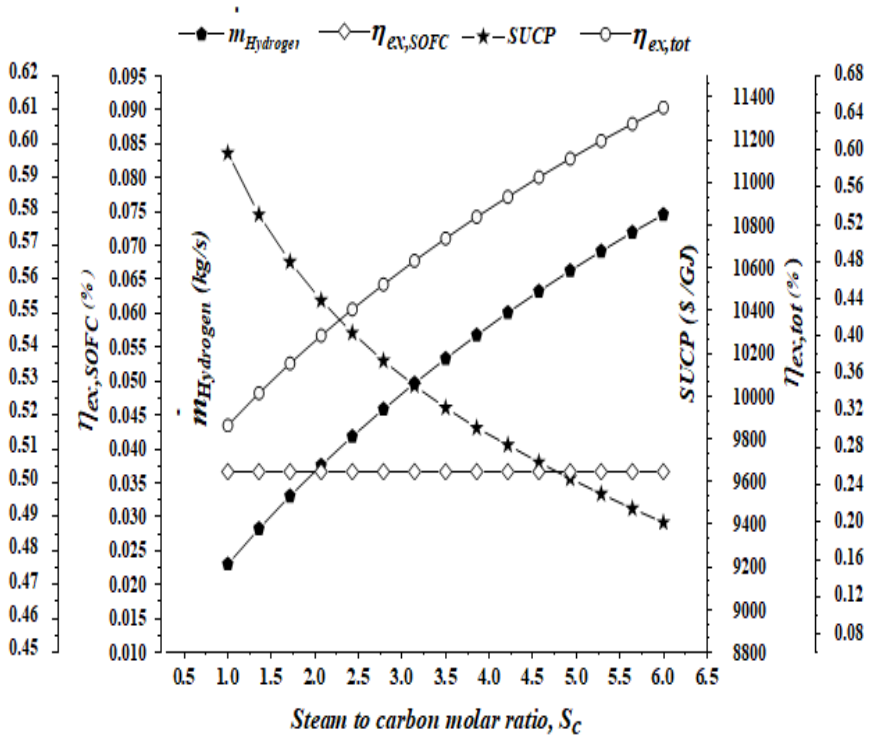
(ب)

شکل ۵. تأثیر نسبت کربن‌دی‌اکسید به متان بر، الف) توان خالص خروجی، ولتاژ پیل، بازده انرژی پیل و بازده انرژی کل، ب) بازده اگزرژی پیل، بازده اگزرژی کل، نرخ تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم.

Fig.5. The effect of the carbon dioxide to methane molar ratio on (a) net output power, SOFC voltage, and SOFC and total energy efficiencies (b) SOFC and total exergy efficiencies, hydrogen production rate and Sum Unit Cost Product of the system.



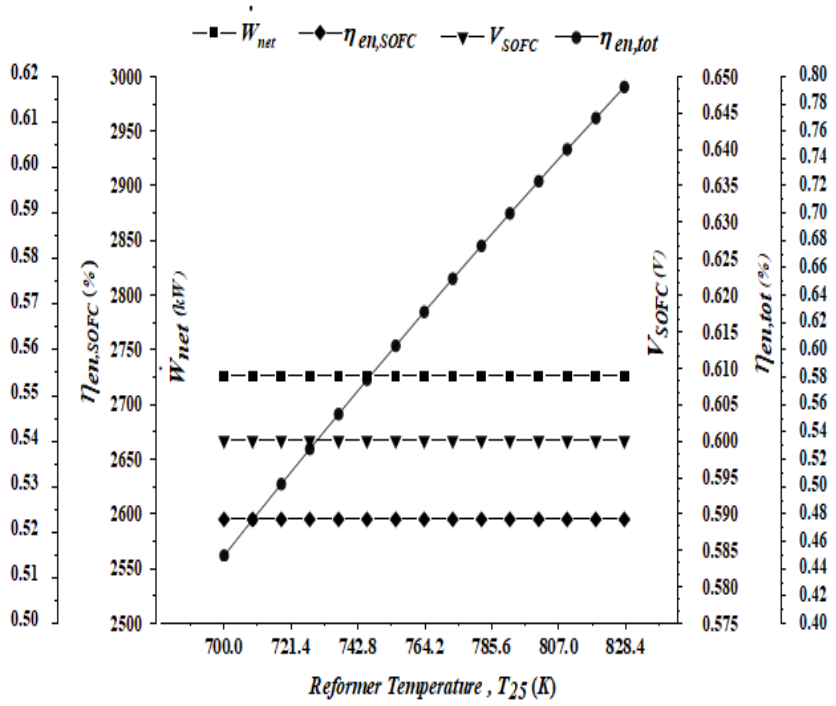
(الف)



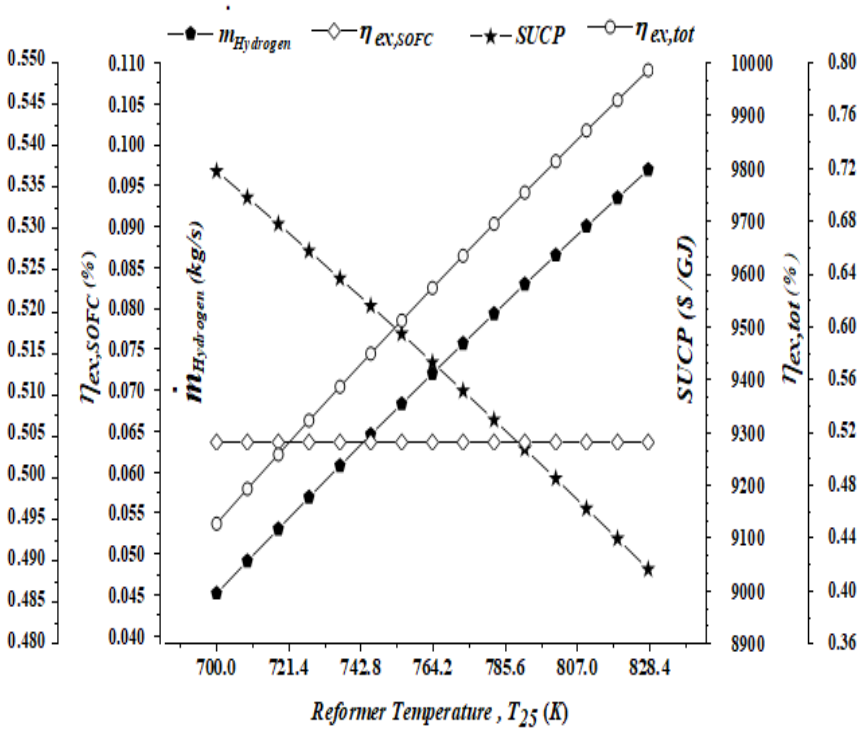
(ب)

شکل ۶. تأثیر نسبت بخارآب به کربن بر، الف) توان خالص خروجی، ولتاژ پیل، بازده انرژی پیل و بازده انرژی کل، ب) بازده اگزرژی پیل، بازده اگزرژی کل، نرخ تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم.

Fig. 6. The effect of the steam to carbon molar ratio on (c) net output power, SOFC voltage, and SOFC and total energy efficiencies (d) SOFC and total exergy efficiencies, hydrogen production rate and and Sum Unit Cost Product of the system.



(الف)



(ب)

شکل ۷: تأثیر دمای ریفرمر بر، الف) توان خالص خروجی، ولتاژ پیل، بازده انرژی پیل و بازده انرژی کل، ب) بازده اگزرژی پیل، بازده اگزرژی کل، نرخ تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم.

Fig. 7. The effect of the reformer temperature on (a) net output power, SOFC voltage, and SOFC and total energy efficiencies (b) SOFC and total exergy efficiencies, hydrogen production rate and and Sum Unit Cost Product of the system.

جدول ۴. خواص ترمودینامیکی و ترمواکونومیکی محاسبه‌شده برای جریان‌های مختلف سیستم ترکیبی پیشنهادی.

Table 4. The calculated thermodynamic and exergoeconomic properties for each stream of the proposed integrated system.

جریان	سیال	دما (T) (K)	فشار (P) (bar)	آنتالپی (h) (kJ / kg)	آنتروپی (s) (kJ / kg.K^{-1})	دبی جرمی $(\dot{m})$ (kg.s^{-1})	نرخ اگزرژی $(\dot{E})$ (kW)	نرخ هزینه $(\dot{C})$ ($ / yr)	نرخ هزینه واحد اگزرژی $(\dot{c})$ ($ / GJ)
۱	هوا	۲۹۸/۲	۱/۰۱۳	۶/۰۱۹e-۳۶	۶/۸۸۴	۲/۲۴۴	۸/۱۴۴	۰	۰
۲	متان	۲۹۸/۲	۱/۰۱۳	-۴۶۵۰	۱۱/۶۱	۰/۱۰۴۳	۵۴۰۶	۲۵۵۷۰۰۰	۱۵
۳	آب	۲۹۸/۲	۱/۰۱۳	۱۰۴/۸	۰/۳۶۶۹	۰/۲۳۴۲	۱۲۳/۵	۰	۰
۴	هوا	۵۷۸/۶	۸/۲۱۱	۲۸۸/۷	۶/۹۶۲	۲/۲۴۴	۶۰۳/۹	۴۱۸۵۳۱	۲۱/۹۸
۵	متان	۴۸۷/۲	۸/۲۱۱	-۴۱۶۹	۱۱/۷۶	۰/۱۰۴۳	۵۴۵۱	۲۵۹۲۰۰۰	۱۵/۰۸
۶	آب	۲۹۸/۲	۸/۲۱۱	۱۰۵/۷	۰/۳۶۷۵	۰/۲۳۴۲	۱۲۳/۷	۳۷۹/۵	۰/۰۹۷۳
۷	هوا	۷۰۰	۸/۲۱۱	۴۱۸/۵	۷/۱۶۵	۲/۲۴۴	۷۵۸/۹	۵۷۴۱۸۷	۲۳/۹۹
۸	متان	۷۰۰	۸/۲۱۱	-۳۴۷۶	۱۲/۹۳	۰/۱۰۴۳	۵۴۸۷	۲۶۳۰۰۰۰	۱۵/۲
۹	آب	۷۰۰	۸/۲۱۱	۳۳۲۴	۷/۶۴۲	۰/۲۳۴۲	۳۶۹/۳	۲۷۱۳۸۹	۲۳/۳
۱۰	متان + آب	۷۰۰	۸/۲۱۱	۲۲/۹۳	۰/۰۹۴۶۴	۰/۳۳۸۵	۵۸۲۶	۲۹۰۲۰۰۰	۱۵/۷۹
۱۱	واکنش‌کننده‌های پیل	۱۲۷۱	۸/۲۱۱	۱۰۸۱	۷/۸۴۵	۱/۹۰۹	۱۵۳۱	۹۳۱۰۹۶	۱۹/۲۹
۱۲	واکنش‌کننده‌های پیل	۱۲۷۱	۸/۲۱۱	-۹۳۹۰	۱۱/۱۸	۰/۶۷۳۳	۲۴۷۱	۱۵۰۳۰۰۰	۱۹/۲۹
۱۳	گازهای خروجی	۱۶۰۹	۸/۲۱۱	-۱۶۵۴	۹/۰۸۷	۲/۵۸۲	۳۵۹۷	۲۴۸۷۰۰۰	۲۱/۹۲
۱۴	گازهای خروجی	۱۳۵۰	۱/۰۱۳	-۲۰۴۲	۹/۴۸	۲/۵۸۲	۲۲۹۴	۱۵۸۶۰۰۰	۲۱/۹۲
۱۵	گازهای خروجی	۱۲۷۳	۱/۰۱۳	-۲۱۵۴	۹/۳۹۴	۲/۵۸۲	۲۰۶۹	۱۴۳۰۰۰۰	۲۱/۹۲
۱۶	گازهای خروجی	۱۲۵۳	۱/۰۱۳	-۲۱۸۲	۹/۳۷۲	۲/۵۸۲	۲۰۱۴	۱۳۹۲۰۰۰	۲۱/۹۲
۱۷	گازهای خروجی	۱۰۴۷	۱/۰۱۳	-۲۴۷۴	۹/۱۱۸	۲/۵۸۲	۱۶۲۲	۱۱۲۱۰۰۰	۲۱/۹۲
۱۸	گازهای خروجی	۴۹۳/۱	۱/۰۱۳	-۳۱۹۵	۸/۱۴۷	۲/۵۸۲	۵۰۹/۶	۳۵۲۲۸۳	۲۱/۹۲
۱۹	بیوگاز	۲۹۸/۲	۶/۸۹۵	-۵۹۰۱	۸/۸۳۱	۲/۲۴۴	۱۲۵۸۵	۵۷۱۱۰۰۰	۱۴/۳۹
۲۰	بیوگاز	۴۷۸/۸	۶/۸۹۵	-۵۵۲۸	۹/۷۹۹	۰/۳۳۹۷	۱۲۶۱۳	۵۷۳۳۰۰۰	۱۴/۴۱
۲۱	آب	۲۹۸/۲	۶/۸۹۵	-۱۳۴۲۲	۹/۵۹	۰/۳۳۹۷	۱۲۸۳	۰	۰
۲۲	بخارآب	۴۵۲/۶	۶/۸۹۵	-۱۳۱۳۰	۱۰/۳۸	۱/۶۲۱	۱۳۷۵	۵۸۳۲۹	۱/۳۴۵
۲۳	بیوگاز + بخارآب	۴۵۷/۸	۶/۸۹۵	-۱۱۸۱۳	۱۰/۲۸	۱/۶۲۱	۱۳۸۷۱	۵۷۹۱۰۰۰	۱۳/۲۴
۲۴	بیوگاز + بخارآب	۷۵۵	۶/۸۹۵	-۱۱۱۸۱	۱۱/۳۴	۱/۹۶۱	۱۴۴۹۳	۶۰۷۸۰۰۰	۱۳/۳
۲۵	محصولات	۷۷۰	۶/۸۹۵	-۱۰۲۳۲	۱۲/۲۸	۱/۹۶۱	۱۵۶۰۴	۶۸۵۰۰۰۰	۱۳/۹۲
۲۶	محصولات	۴۹۸/۹	۶/۸۹۵	-۱۰۸۶۵	۱۱/۲۷	۱/۹۶۱	۱۴۹۵۳	۶۵۶۴۰۰۰	۱۳/۹۲
۲۷	محصولات	۴۶۹/۸	۶/۸۹۵	-۱۰۹۲۹	۱۱/۱۴	۱/۹۶۱	۱۴۹۰۵	۶۵۴۳۰۰۰	۱۳/۹۲
۲۸	محصولات	۳۵۸/۶	۶/۸۹۵	-۱۱۱۷۱	۱۰/۵۵	۱/۹۶۱	۱۴۷۷۴	۶۴۸۶۰۰۰	۱۳/۹۲
۲۹	محصولات	۳۲۳/۲	۶/۸۹۵	-۱۱۲۴۶	۱۰/۳۳	۱/۹۶۱	۱۴۷۵۵	۶۴۷۸۰۰۰	۱۳/۹۲
۳۰	هیدروژن	۳۲۳/۲	۶/۸۹۵	۳۵۹/۲	۵۸/۰۱	۱/۹۶۱	۸۹۰۵	۳۹۰۹۰۰۰	۱۳/۹۲
۳۱	گازهای جریان	۳۲۳/۲	۶/۸۹۵	-۸۲۷۸	۵/۹۷۴	۰/۰۷۴۵۳	۴۳۷۳	۱۹۲۰۰۰۰	۱۳/۹۲
۳۲	آب	۲۹۸/۲	۱/۰۱۳	۱۰۴/۸	۰/۳۶۶۹	۱/۸۸۷	۱۱۰/۶	۰	۰
۳۳	آب	۳۴۳/۶	۱/۰۱۳	۹۷۳۲۱	۳۱۶/۹	۰/۰۵۴۵۷	۲۶۵/۶	۸۰۷۲	۰/۹۶۳۷

جدول ۵. تحلیل اگزرژی و اگزرژواکونومیک برای اجزای مختلف سیستم ترکیبی.

Table 5. Results of exergy and exergoeconomic analyses for different components of the combined system.

اجزای سیکل	$\dot{E}_{F,k}$ (kW)	$\dot{E}_{P,k}$ (kW)	$\dot{E}_{D,k}$ (kW)	$\eta_{ex,k}$ (%)	$Y^*_{D,k}$ (%)	r_k	f_k (%)	$\dot{Z}_k$ ($/yr)	$\dot{C}_D$ ($ / yr)
پیل سوختی	۶۵۸۴	۶۴۲۶	۱۵۸/۷	۹۷/۵۹	۱۰/۳۶	۰/۱۵۲۳	۸۱/۷۷	۴۳۲۷۹۷	۹۶۵۰۹
پس‌سوز	۴۰۰۲	۳۵۹۷	۴۰۴/۸	۸۹/۸۸	۲۶/۴۲	۰/۱۳۶۴	۱۵/۷۳	۵۲۲۵۵	۲۷۹۸۴۷
پمپ	۰/۲۱۱۳	۰/۱۶۹۱	۰/۰۴۲۲۶	۸۰	۰/۰۰۲۷۵۸	۲/۶۹	۷۲/۵۷	۲۵۰/۹	۹۴/۸۶
کمپرسور سوخت	۵۰/۱۵	۴۵/۴۳	۴/۷۲۸	۹۰/۵۷	۰/۳۰۸۶	۰/۲۶۴۴	۵۴/۹۱	۴۴۲۸	۳۶۳۶
کمپرسور هوا	۶۴۷/۷	۵۹۵/۷	۵۱/۹۴	۹۱/۹۸	۳/۳۹	۰/۱۵۵	۴۰/۲۵	۲۴۵۸۳	۳۶۴۹۴
پیش‌گرمکن ۱	۲۲۵	۱۵۵	۷۰/۲	۶۸/۸۹	۴/۵۷	۰/۴۵۲۵	۰/۱۳۰۸	۹۲/۰۵	۷۰۳۰۵
پیش‌گرمکن ۲	۵۵/۱۹	۳۵/۸۲	۱۹/۳۸	۶۴/۸۹	۱/۲۶۵	۰/۵۴۲۳	۰/۱۵۰۸	۳۱/۱۹	۲۰۶۵۷
پیش‌گرمکن ۳	۳۹۱/۸	۲۴۵/۷	۱۴۶/۱	۶۲/۷۱	۹/۵۳۳	۰/۵۹۵۸	۰/۱۳	۲۰۹/۷	۱۶۱۱۳۰
مخلوط‌کننده ۱	۵۸۵۶	۵۸۲۶	۳۰/۷۷	۹۹/۴۷	۲/۰۰۸	۰/۰۰۵۲۸۲	۰	۰	۱۵۳۲۶
توربین گاز	۱۳۰۳	۱۰۰۱	۳۰۲/۶	۷۶/۷۸	۱۹/۷۵	۰/۴۸۴۶	۲۸/۸۶	۱۲۵۹۷۷	۳۱۰۵۵۸
رکپراتور	۶۵۰/۲	۶۲۱/۴	۲۸/۷۴	۹۵/۵۸	۱/۸۷۶	۰/۰۵۰۹۶	۸/۸۲۶	۱۲۸۴	۱۳۲۶۲
پیش‌گرمکن بیوگاز	۴۸/۶۳	۲۸/۵۲	۲۰/۱۱	۵۸/۶۴	۱/۳۱۳	۰/۷۵۵۱	۳/۸۷۹	۶۲۵/۴	۱۵۴۹۷
پیش‌گرمکن آب	۱۳۰/۹	۹۲/۴۵	۳۸/۵	۷۰/۶	۲/۵۱۳	۰/۴۳۷۲	۳/۳۵۸	۸۴۴/۱	۲۴۲۹۱
ریفرمر	۱۱۱۳	۱۱۱۱	۱/۶۱۲	۹۹/۸۶	۰/۱۰۵۲	۰/۰۰۵۵۹۱	۷۳/۹۳	۳۱۷۹	۱۱۲۱
رادیاتور	۱۵۵	۱۸/۳۹	۱۳۶/۶	۱۱/۸۶	۸/۹۱۶	۷/۴۳	۰۰۰۲۰۷ ۰/۹	۳۱۷۹	۵۹۹۷۱
سیستم کل	۱۷۹۹۱	۱۷۵۰۰	۱۵۳۲	۶۴/۶۵	-	۰/۰۴۴۳۴	۴۹/۱۴	۷۱۰۵۳۴	۷۳۵۳۶۳

– بازده اگزرژی سیستم ترکیبی پیل‌سوختی‌اکسیدجامد/ توربین گازی–ریفرمینگ بخارآب بیوگاز به میزان ۲۸/۱۹٪ از مقدار ۵۰/۴۳٪ تا ۶۴/۶۵٪ افزایش یافته که نشان‌دهنده این است که سیستم ترکیبی، بازده اگزرژی بالاتری را نسبت به سیستم مستقل پیل‌سوختی اکسید جامد/ توربین گازی فراهم می‌کند.

– توان الکتریکی پیل‌سوختی، توان خالص خروجی و نرخ جریان جرمی هیدروژن به‌ترتیب برابر ۲۴۲۴ کیلووات، ۲۷۲۶ کیلووات و ۰/۰۷۴۵۳ کیلوگرم بر ثانیه به‌دست آمده است.

– حجم کنترل پس‌سوز، بالاترین میزان تخریب اگزرژی را در بین کلیه اجزای سیستم با مقدار ۴۰۴/۸ کیلووات و پس از آن توربین گازی و پیل‌سوختی‌اکسیدجامد به ترتیب با مقادیر ۳۰۲/۶ کیلووات و ۱۵۸/۷ کیلووات اختصاص داده است.

– با افزایش دمای ورودی سلول‌سوختی، ولتاژ پیل در دمای تقریبی ۶۷۹ کلوین به حداکثر مقدار می‌رسد و سپس کاهش می‌یابد. در نتیجه، بازده انرژی و اگزرژی به بیشترین مقدار افزایش یافته و سپس کاهش می‌یابند.

– مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم در دمای ورودی پیل برابر با ۶۳۹/۷ کلوین به حداقل مقدار خود رسیده و سپس با بیشترشدن دما، افزایش می‌یابد.

فهرست علائم

F	سوخت
FC	کمپرسور سوخت
int	اتصال‌دهنده
inv	اینورتر (مبدل جریان مستقیم به متناوب)
Mix	مخلوط‌کننده
net	ارزش خالص
P	تولید
pum	پمپ
Rad	رادیاتور
Rec	رکپراتور
Ref	ریفرمر
TPB	مرز سه‌فاز
Tur	توربین
tot	مقدار کل
WPH	پیش‌گرمکن آب
۱,۲,...	موقعیت در سیستم
۰	حالت مرجع

علائم انگلیسی

D^{eff}	ضریب نفوذ مؤثر گاز، m^2/s
$\dot{E}x$	نرخ اگزرژی، kW
G	انرژی آزاد گیبس، kJ
LHV	ارزش حرارتی پایین، kJ/kg
$\dot{m}$	نرخ جریان جرمی، kg/s
$\dot{n}$	نرخ مولی، mol/s
$\dot{Q}$	نرخ حرارت انتقالی، kW
$\bar{R}$	ثابت جهانی گازها، J/mol.K
$\dot{x}$	نرخ مولی (ضریب) پیشرفت واکنش ریفرمینگ متان، mol/s
$\dot{y}$	نرخ مولی پیشرفت واکنش شیفتینگ آب و گاز، mol/s
$\dot{z}$	نرخ مولی (ضریب) پیشرفت واکنش الکتروشیمیایی، mol/s

علائم یونانی

ε	کارایی
δ	ضخامت
Δ	اختلاف

زیرنویس

a	آند
AB	پس‌سوز
AC	کمپرسور هوا
BPH	پیش‌گرمکن بیوگاز
c	کاتد
$comb$	احتراق
D	تخریب
$elec$	الکتریکی

منابع

[1] X. Zhang, S. Chan, G. Li, H. Ho, J. Li, Z. Feng, A review of integration strategies for solid oxide fuel cells, Journal of Power Sources, 195(3) (2010) 685-702.

[2] T. Araki, T. Ohba, S. Takezawa, K. Onda, Y. Sakaki, Cycle analysis of planar SOFC power generation with serial connection of low and high temperature SOFCs, Journal of Power Sources, 158(1) (2006) 52-59.

[3] T. Araki, T. Taniuchi, D. Sunakawa, M. Nagahama, K. Onda, T. Kato, Cycle analysis of low and high H2 utilization SOFC/gas turbine combined cycle for CO2 recovery, Journal of Power Sources, 171(2) (2007) 464-470.

[4] M. Yokoo, K. Watanabe, M. Arakawa, Y. Yamazaki, Numerical evaluation of a parallel fuel feeding SOFC–PEFC system using seal-less planar SOFC stack, Journal of power sources, 153(1) (2006) 18-28.

[5] Q. Meng, J. Han, L. Kong, H. Liu, T. Zhang, Z. Yu, Thermodynamic analysis of combined power generation system based on SOFC/GT and transcritical carbon dioxide cycle, International Journal of Hydrogen Energy, 42(7) (2017) 4673-4678.

[6] M. Balat, Potential importance of hydrogen as a future solution to environmental and transportation problems, International journal of hydrogen energy, 33(15) (2008) 4013-4029.

[7] C.-J. Winter, Hydrogen energy—Abundant, efficient, clean: A debate over the energy-system-of-change, International journal of hydrogen energy, 34(14) (2009) S1-S52.

[8] J.S. Kang, D.H. Kim, S.D. Lee, S.I. Hong, D.J. Moon, Nickel-based tri-reforming catalyst for the production of synthesis gas, Applied Catalysis A: General, 332(1) (2007) 153-158.

[9] N. Muradov, T. Veziroğlu, From hydrocarbon to hydrogen–carbon to hydrogen economy, International journal of hydrogen energy, 30(3) (2005) 225-237.

[10] N.R. Udengaard, Hydrogen production by steam reforming of hydrocarbons, Houston, Texas, 77058(49) (2004) 2.

[11] V.P. Rathod, J. Shete, P.V. Bhale, Experimental investigation on biogas reforming to hydrogen rich syngas production using solar energy, International journal of hydrogen energy, 41(1) (2016) 132-138.

[12] F. Cipitì, O. Barbera, N. Briguglio, G. Giacoppo, C.

[23] H. Ghaebi, M. Yari, S.G. Gargari, H. Rostamzadeh, Thermodynamic modeling and optimization of a combined biogas steam reforming system and organic Rankine cycle for coproduction of power and hydrogen, Renewable energy, 130 (2019) 87-102.

[24] M. Rahimpour, M. Dehnavi, F. Allahgholipour, D. Iranshahi, S. Jokar, Assessment and comparison of different catalytic coupling exothermic and endothermic reactions: a review, Applied Energy, 99 (2012) 496-512.

[25] U. Izquierdo, V. Barrio, N. Lago, J. Requies, J. Cambra, M. Güemez, P. Arias, Biogas steam and oxidative reforming processes for synthesis gas and hydrogen production in conventional and microreactor reaction systems, International Journal of Hydrogen Energy, 37(18) (2012) 13829-13842.

[26] P. Kolbitsch, C. Pfeifer, H. Hofbauer, Catalytic steam reforming of model biogas, Fuel, 87(6) (2008) 701-706.

[27] P. Gangadharan, K.C. Kanchi, H.H. Lou, Evaluation of the economic and environmental impact of combining dry reforming with steam reforming of methane, Chemical Engineering Research and Design, 90(11) (2012) 1956-1968.

[28] A.M. Lavasani, H. Ghaebi, Economic and thermodynamic evaluation of a new solid oxide fuel cell based polygeneration system, Energy, 175 (2019) 515-533.

[29] S. Ahmadi, H. Ghaebi, A. Shokri, A comprehensive thermodynamic analysis of a novel CHP system based on SOFC and APC cycles, Energy, 186 (2019) 115899.

[30] A. Bejan, G. Tsatsaronis, M. Moran, Thermal Design and Optimization John Wiley and Sons, Inc. New York, (1996).

[31] 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.

[32] S.G. Gargari, M. Rahimi, H. Ghaebi, Energy, exergy, economic and environmental analysis and optimization of a novel biogas-based multigeneration system based on Gas Turbine-Modular Helium Reactor cycle, Energy Conversion and Management, 185 (2019) 816-835.

[33] M. Yari, A.S. Mehr, S.M.S. Mahmoudi, M. Santarelli, A comparative study of two SOFC based cogeneration systems fed by municipal solid waste by means of either the gasifier or digester, Energy, 114 (2016) 586-602.

Italiano, A. Vita, Design of a biogas steam reforming reactor: A modelling and experimental approach, international journal of hydrogen energy, 41(27) (2016) 11577-11583.

[13] S. Campanari, L. Mastropasqua, M. Gazzani, P. Chiesa, M.C. Romano, Predicting the ultimate potential of natural gas SOFC power cycles with CO2 capture–Part A: Methodology and reference cases, Journal of Power Sources, 324 (2016) 598-614.

[14] M.M. Whiston, W.O. Collinge, M.M. Bilec, L.A. Schaefer, Exergy and economic comparison between kW-scale hybrid and stand-alone solid oxide fuel cell systems, Journal of Power Sources, 353 (2017) 152-166.

[15] S. Zhang, H. Liu, M. Liu, E. Sakaue, N. Li, Y. Zhao, An efficient integration strategy for a SOFC-GT-SORC combined system with performance simulation and parametric optimization, Applied Thermal Engineering, 121 (2017) 314-324.

[16] M. Ebrahimi, I. Moradpoor, Combined solid oxide fuel cell, micro-gas turbine and organic Rankine cycle for power generation (SOFC–MGT–ORC), Energy Conversion and Management, 116 (2016) 120-133.

[17] F.A. Al-Sulaiman, I. Dincer, F. Hamdullahpur, Energy analysis of a trigeneration plant based on solid oxide fuel cell and organic Rankine cycle, International Journal of Hydrogen Energy, 35(10) (2010) 5104-5113.

[18] F.A. Al-Sulaiman, I. Dincer, F. Hamdullahpur, Exergy analysis of an integrated solid oxide fuel cell and organic Rankine cycle for cooling, heating and power production, Journal of power sources, 195(8) (2010) 2346-2354.

[19] L.K.C. Tse, S. Wilkins, N. McGlashan, B. Urban, R. Martinez-Botas, Solid oxide fuel cell/gas turbine trigeneration system for marine applications, Journal of Power Sources, 196(6) (2011) 3149-3162.

[20] C. Acar, I. Dincer, Comparative assessment of hydrogen production methods from renewable and non-renewable sources, International journal of hydrogen energy, 39(1) (2014) 1-12.

[21] S.G. Gargari, M. Rahimi, H. Ghaebi, Thermodynamic analysis of a novel power-hydrogen cogeneration system, Energy Conversion and Management, 171 (2018) 1093-1105.

[22] M. Rabbani, I. Dincer, Energetic and exergetic assessments of glycerol steam reforming in a combined power plant for hydrogen production, International Journal of Hydrogen Energy, 40(34) (2015) 11125-11132.

پیوست ۱

جدول ۶. معادلات مرتبط با مدل‌سازی پیل‌سوختی.

Table 6. Equations related to SOFC modeling.

پارامتر	معادلات	مرجع
ولتاژ نرنست	$V_n = (-\frac{\Delta G^0}{n_e.F}) + (\frac{\bar{R}.T_{SOFC}}{2F}) \ln(\frac{(\frac{P_{H_2,12}}{P_o}).(\frac{P_{O_2,11}}{P_o})^{0.5}}{(\frac{P_{H_2O,12}}{P_o})})$	[۲۹]
تغییرات انرژی آزاد گیبس	$\Delta\bar{G}^0 = \bar{g}^0_{H_2O} - \bar{g}^0_{H_2} - \frac{1}{2}\bar{g}^0_{O_2}$	
	$\bar{g}^0 = \bar{h} - T_{SOFC} \cdot \bar{s}^0$	
فشار جزئی	$P_i = \left(\frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_{tot}}\right) \cdot P_{tot}$	[۱۶]
افت ولتاژ	$V_{loss} = V_{act} + V_{ohm} + V_{conc}$	[۲۹]
	$V_{act} = V_{act,c} + V_{act,a}$	[۳۱]
افت ولتاژ فعال‌سازی	$V_{act,c} = \frac{\bar{R}.T_{SOFC}}{n_e.F.\alpha}(\ln(\frac{i}{i_{o,c}}))$	[۳۱]
	$V_{act,a} = \frac{\bar{R}.T_{SOFC}}{n_e.F.\alpha}(\ln(\frac{i}{i_{o.a}}))$	[۳۱]
افت ولتاژ اهمیک	$V_{ohm} = i\sum \delta_i \rho_i$	[۲۸]
	$\rho_e = ((3.34\times10^4)\exp(-10300/T_{SOFC}))^{-1}$	[۲۹]
	$\rho_a = ((95\times10^6/T_{SOFC})\exp(-1150/T_{SOFC}))^{-1}$	[۲۹]
	$\rho_c = ((42\times10^6/T_{SOFC})\exp(-1200/T_{SOFC}))^{-1}$	[۲۹]
	$\rho_{\text{int}} = ((9.3\times10^6/T_{SOFC})\exp(-1100/T_{SOFC}))^{-1}$	[۲۹]
افت ولتاژ غلظت	$V_{conc} = V_{conc,c} + V_{conc,a}$	[۳۳]
	$V_{conc,c} = (\frac{\bar{R}.T_{SOFC}}{4F})\log(\frac{P_{O_2,11}}{P_{O_2,TPB}})$	[۳۳]
	$V_{conc,a} = (\frac{\bar{R}.T_{SOFC}}{2F})\ln(\frac{P_{H_2,12}.P_{H_2O,TPB}}{P_{H_2O,12}.P_{H_2,TPB}})$	[۳۳]
	$P_{H_2O,TPB} = P_{H_2O,12} + i\frac{R.T_{SOFC}.L_a}{2.F.D^{eff}_{an,H_2}}$	[۳۳]
	$P_{H_2,TPB} = P_{H_2,12} - i\frac{R.T_{SOFC}.L_a}{2.F.D^{eff}_{an,H_2O}}$	[۳۳]
	$P_{O_2,TPB} = P_{cat} - (P_{cat} - P_{O_2,11})\exp\left(i\frac{R.T_{SOFC}.L_c}{4.F.D^{eff}_{O_2}.P_{cat}}\right)$	[۳۳]

پیوست۲

جدول۷. معادلات بالانس انرژی و اگزرژی برای اجزای مختلف سیستم ترکیبی پیل‌سوختی‌اکسید جامد- توربین گاز- ریفرمینگ بخارآب بیوگاز.

Table 7. Energy and exergy balance equations for various components of the combined SOFC-GT-BSR system.

پارامتر	معادلات	مرجع
ولتاژ نرنست	$V_n=(-\frac{\Delta G^0}{n_e.F})+(\frac{\bar{R}.T_{SOFC}}{2F})\ln(\frac{(\frac{P_{H_2,12}}{P_o}).(\frac{P_{O_2,11}}{P_o})^{0.5}}{(\frac{P_{H_2O,12}}{P_o})})$	[۲۹]
تغییرات انرژی آزاد گیبس	$\Delta\bar{G}^0=\bar{g}^0_{H_2O}-\bar{g}^0_{H_2}-\frac{1}{2}\bar{g}^0_{O_2}$ $\bar{g}^0=\bar{h}-T_{SOFC}\cdot\bar{s}^0$	
فشار جزئی	$P_i=\left(\frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_{tot}}\right)\cdot P_{tot}$	[۱۶]
افت ولتاژ	$V_{loss}=V_{act}+V_{ohm}+V_{conc}$	[۲۹]
	$V_{act}=V_{act,c}+V_{act,a}$	[۳۱]
افت ولتاژ فعال‌سازی	$V_{act,c}=\frac{\bar{R}.T_{SOFC}}{n_e.F.\alpha}(\ln(\frac{i}{i_{o,c}}))$	[۳۱]
	$V_{act,a}=\frac{\bar{R}.T_{SOFC}}{n_e.F.\alpha}(\ln(\frac{i}{i_{o.a}}))$	[۳۱]
افت ولتاژ اهمیک	$V_{ohm}=i\sum\delta_i\rho_i$	[۲۸]
	$\rho_e=((3.34\times10^4)\exp(-10300/T_{SOFC}))^{-1}$	[۲۹]
	$\rho_a=((95\times10^6/T_{SOFC})\exp(-1150/T_{SOFC}))^{-1}$	[۲۹]
	$\rho_c=((42\times10^6/T_{SOFC})\exp(-1200/T_{SOFC}))^{-1}$	[۲۹]
	$\rho_{\text{int}}=((9.3\times10^6/T_{SOFC})\exp(-1100/T_{SOFC}))^{-1}$	[۲۹]
افت ولتاژ غلظت	$V_{conc}=V_{conc,c}+V_{conc,a}$	[۳۳]
	$V_{conc,c}=(\frac{\bar{R}.T_{SOFC}}{4F})\log(\frac{P_{O_2,11}}{P_{O_2,TPB}})$	[۳۳]
	$V_{conc,a}=(\frac{\bar{R}.T_{SOFC}}{2F})\ln(\frac{P_{H_2,12}.P_{H_2O,TPB}}{P_{H_2O,12}.P_{H_2,TPB}})$	[۳۳]
	$P_{H_2O,TPB}=P_{H_2O,12}+i\frac{R.T_{SOFC}.L_a}{2.F.D^{eff}_{an,H_2}}$	[۳۳]
	$P_{H_2,TPB}=P_{H_2,12}-i\frac{R.T_{SOFC}.L_a}{2.F.D^{eff}_{an,H_2O}}$	[۳۳]
	$P_{O_2,TPB}=P_{cat}-(P_{cat}-P_{O_2,11})\exp\left(i\frac{R.T_{SOFC}.L_c}{4.F.D^{eff}_{O_2}.P_{cat}}\right)$	[۳۳]

پیوست۳

جدول ۸. معادلات موازنه‌ی هزینه، معادلات کمکی هزینه و معادلات هزینه تجهیزات برای هر جزء سیستم پیشنهادی.

Table 8. Cost balance, auxiliary, and investment equipment cost equations for each component of the proposed system.

اجزای سیستم	معادلات موازنه‌ی هزینه	معادلات کمکی	هزینه‌ی تجهیزات
پیل سوختی	$\dot{C}_{11}+\dot{C}_{12}+\dot{C}_{SOFC}=\dot{C}_{10}+\dot{C}_{7}+\dot{Z}_{SOFC}$	$c_{12}=c_{11}=c_{W,SOFC}$	$A_{act}N_{cell}\times(2/96\times T_{SOFC}-1907)$
پس‌سوز	$\dot{C}_{13}=\dot{C}_{11}+\dot{C}_{12}+\dot{Z}_{AB}$	–	$(46/08\times\frac{\dot{m}_{11}}{0/955-(P_{13}/P_{11})}\times(1+\exp[0/018T_{13}-26/4]))$
پمپ	$\dot{C}_{6}=\dot{C}_{3}+\dot{C}_{W,pum}+\dot{Z}_{pum}$	$c_{3}=0,\ c_{W,pum}=c_{W,SOFC}$	$3\times422\times\dot{W}_{pum}^{0/71}\times1/41\{1+(0/2/(1-\eta_{is,pum}))\}$
کمپرسور سوخت	$\dot{C}_{5}=\dot{C}_{2}+\dot{C}_{W,FC}+\dot{Z}_{FC}$	$c_{W,FC}=c_{W,SOFC}$	$91562\times(\dot{W}_{FC}/455)^{0/67}$
کمپرسور هوا	$\dot{C}_{4}=\dot{C}_{1}+\dot{C}_{W,AC}+\dot{Z}_{AC}$	$c_{W,AC}=c_{W,SOFC}$	$91562\times(\dot{W}_{AC}/455)^{0/67}$
پیش‌گرمکن ۱	$\dot{C}_{15}+\dot{C}_{7}=\dot{C}_{4}+\dot{C}_{14}+\dot{Z}_{PH1}$	$c_{15}=c_{14}$	$130(A_{PH1}/0/093)^{0/78}$
پیش‌گرمکن ۲	$\dot{C}_{16}+\dot{C}_{8}=\dot{C}_{5}+\dot{C}_{15}+\dot{Z}_{PH2}$	$c_{16}=c_{15}$	$130(A_{PH2}/0/093)^{0/78}$
پیش‌گرمکن ۳	$\dot{C}_{17}+\dot{C}_{9}=\dot{C}_{6}+\dot{C}_{16}+\dot{Z}_{PH3}$	$c_{17}=c_{16}$	$130(A_{PH3}/0/093)^{0/78}$
اینورتر	–	–	$100000\times(\dot{W}_{SOFC,DC}/500)^{0/7}$
مخلوط کننده ۱	$\dot{C}_{10}=\dot{C}_{8}+\dot{C}_{9}+\dot{Z}_{Mix1}$	–	0
توربین گاز	$\dot{C}_{14}+\dot{C}_{W,Tur}=\dot{C}_{13}+\dot{Z}_{Tur}$	$c_{14}=c_{13}$	$4405\times\dot{W}_{Tur}^{0/71}$
پیش‌گرمکن بیوگاز	$\dot{C}_{19}+\dot{C}_{26}+\dot{Z}_{BPH}=\dot{C}_{20}+\dot{C}_{27}$	$c_{26}=c_{27}$	$2143\times(A_{BPH})^{0/514}$
پیش‌گرمکن آب	$\dot{C}_{21}+\dot{C}_{27}+\dot{Z}_{WPH}=\dot{C}_{22}+\dot{C}_{28}$	$c_{27}=c_{28}$	$2143\times(A_{WPH})^{0/514}$
مخلوط‌کننده ۲	$\dot{C}_{22}+\dot{C}_{20}+\dot{Z}_{Mix2}=\dot{C}_{23}$	–	0
رکپراتور	$\dot{C}_{23}+\dot{C}_{25}+\dot{Z}_{Rec}=\dot{C}_{24}+\dot{C}_{26}$	$c_{25}=c_{26}$	$2681\times(A_{Rec})^{0/59}$
ریفرمر	$\dot{C}_{17}+\dot{C}_{24}+\dot{Z}_{Ref}=\dot{C}_{18}+\dot{C}_{25}$	$c_{17}=c_{18}$	15000
رادیاتور	$\dot{C}_{28}+\dot{C}_{32}+\dot{Z}_{Rad}=\dot{C}_{29}+\dot{C}_{33}$	$c_{28}=c_{29}$	$0/3\times\dot{m}_{28}$

چگونه به این مقاله ارجاع دهیم

E. Soleymani Afsooran, S. Ghavami Gargari , H. Ghaebi, S. Basiri Anzabi, Energy, Exergy and Thermoeconomic Analysis of the Novel Combined Cycle of Solid Oxide Fuel Cell and Biogas Steam Reforming for Cogeneration Power and Hydrogen , Amirkabir J. Mech Eng., 54(1) (2022) 211-234.

DOI: 10.22060/mej.2021.19189.6987