Amirkabir Journal of Mechanical Engineering

Amirkabir J. Mech. Eng., 53(Special Issue 1) (2021) 149-152
DOI: 10.22060/mej.2019.16125.6279

Thermodynamic Analysis of Power Generation System Based on Solid Oxide Fuel Cell With External Reforming

M. Jafari*, M. Sadeghi, S.M.S. Mahmoudi, M. Yari

Faculty of Mechanical Engineering, University of Tabriz, Tabriz, Iran

ABSTRACT: Due to the capability of using Exhaust gases of power plants directly in the reforming process and producing high-quality syngas, the tri-reforming process is a considerable kind of reforming process. In the present study, a power generation system based on solid oxide fuel cells with specific capacity and equipped to the external reforming is proposed and investigated form the viewpoint of thermodynamics. In order to conduct the external reforming process, exhaust gases from the system including the steam, carbon dioxide and oxygen are recycled and utilized as the reforming agents in the reactor. In order to model the proposed system thermodynamically, the principals of mass and energy balance are applied in engineering equation software. Effects of such important parameters as the current density and solid oxide fuel cell operating temperature on the system performance indicators including the various voltages, fuel mass flow rate, power generation and the energy as well as the exergy efficiencies of the system are investigated. The parametric study results show that for the lower values of the current density e.g. 1000 A/m^2 and 900 ^{o}C and higher values of the solid oxide fuel cells operating temperature e.g. 900 oC, the system energy and exergy efficiencies enhance up the maximum values of 55.04% and 53.11%, respectively.

Review History:
Received: 2019-04-24
Revised: 2019-07-09
Accepted: 2019-09-22
Available Online: 2019-10-01

Keywords:
Power generation system
Solid oxide fuel cell
External reformer
Hydrogen
Thermodynamic analysis

1- INTRODUCTION

Serious worries about decreasing fossil fuel resources as well as their environmental impact, e.g. global warming, motivates researchers to move forward to the more efficient power generation systems [1]. In this regard, Solid Oxide Fuel Cells (SOFC) with the capability of converting the fuel chemical energy directly into electrical energy could be regarded as promising methods to produce electricity in a green and efficient way. Considering the point that the SOFCs operate at high temperatures; they have high potential to integrate with the bottoming power generation cycles and processes e.g. gasification and reforming [2].

Dietrich et al. [3] investigated the effects of Anode Off-Gas Recycling (AOGR) on the performance of small-scale propane driven SOFC system. They reported that the efficiency of the system with anode off-gas recycling is improved. Saebea et al. [4] presented the analyzed performance of a SOFC system coupled to an ethanol reforming process with anode off-gas recycling. The results demonstrated that under the same thermodynamic conditions, anode Exhaust Gas Recirculation (EGR) leads to an increase in the electrical efficiency of the system. Faro et al. [5] analyzed the performance of a biogas fed SOFC integrated with the tri-reforming process. They concluded that the proposed system is suitable for small-sized power plant applications. Walluk et al [6] investigated the effects of auto-thermal reforming for SOFC systems with anode off-gas recirculation. It was found that for the optimal value of 45 % for AOGR, the maximum efficiency of the reforming process is achieved. Mehr et al. [7] analyzed a biogas fed solid oxide fuel cell power generation system with anode and cathode recycling thermodynamically and economically. The results revealed that comparing the simple system, the energy efficiency of the SOFC with anode and cathode recycling is improved by up to 6.81%. Furthermore, they reported that the unit product cost of the system with anode and cathode recycling gets about 35% cheaper. Biogas fed solid oxide fuel cell-based plant coupled to the external tri-reforming was proposed and simulated by Manenti et al. [8]. They investigated the influence of current density and reforming parameters on the cell potential behavior. A comprehensive investigation of the anode EGR in solid oxide fuel cell systems with various fuels was conducted by Rokni [9]. The results outlined, that the amount of EGR depends strongly on the type of fuel used in the system. A comparative study on the effects of using external reforming against internal reforming was performed by Chitsaz et al. [10]. The optimization results showed that the exergy efficiency of the system with internal reforming is about 9.6% higher than that of with external reforming.

Surveying the literature demonstrates that all the studies on the coupling of the SOFCs to the external reforming limits to the anode and/or cathode off-gas recycling and there is no study on the chemical recuperation of the afterburner exhaust gases. In this regard, the present work is an attempt to fulfill this lack of information and investigate the effects of chemical

*Corresponding author's email: mjafari@tabrizu.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.

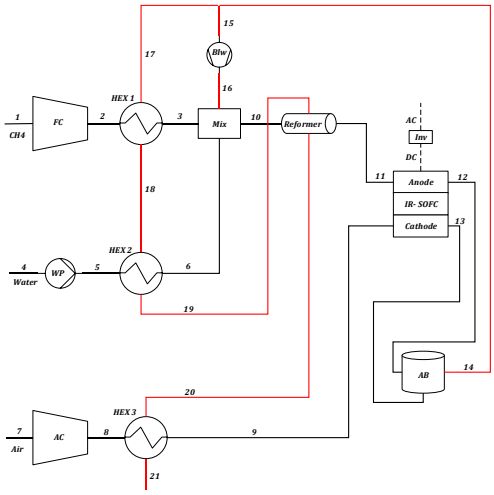


Fig. 1. Schematic of the proposed SOFC system

reoperation and tri-reforming on the performance of a SOFC based plant from the viewpoint of thermodynamics.

2- METHODOLOGY

The schematic of the proposed SOFC power generation system integrated with the tri-reforming process through exhaust gas recycling is depicted in Fig. 1.

The dominant chemical reactions occurring in the SOFC are as following:

Reforming

$$r_r \rightarrow [CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2] \quad (1)$$

Shifting

$$s_r \rightarrow [CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2] \quad (2)$$

Overall reaction

$$o_r \rightarrow [H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O] \quad (3)$$

The fuel utilization factor and relation between the cell parameters and overall reaction are defined as the following:

$$U_f = \frac{(\text{Fuel})_{\text{consumed}}}{(\text{Fuel})_{\text{supplied}}} = \frac{o_r}{\dot{n}_{H_2,11} + 3r_r + s_r} \quad (4)$$

$$j = 2Fo_r / N_c A_c \quad (5)$$

Finally, the power generation is calculated as follows:

$$\dot{W}_{AC,\text{inv}} = \eta_{inv} \times N_c \times V_c \times I \quad (6)$$

$$V_c = V_n - V_{loss} = V_n - (V_{ohm} + V_{act} + V_{con}) \quad (7)$$

3- DISCUSSION AND RESULTS

Regarding the Figs. 2 and 3 for the lower values of current density and higher values of SOFC temperature; the efficiency of the system is improved. These are because even though at low currents and higher fuel mass flow rates; the power production of the system is decreased; the fuel mass flow rate is also reduced more intensively.

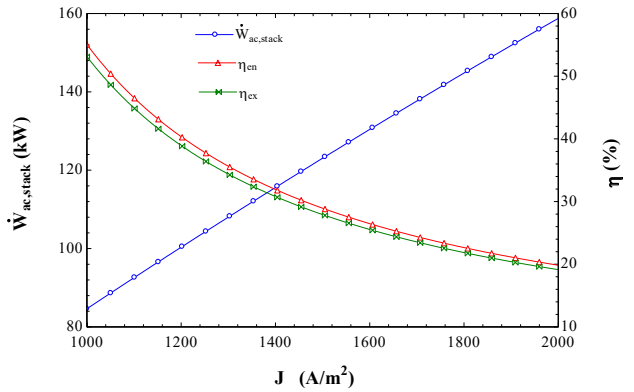


Fig. 2. Effects of current density on the power production and system energy as well as the exergy efficiencies

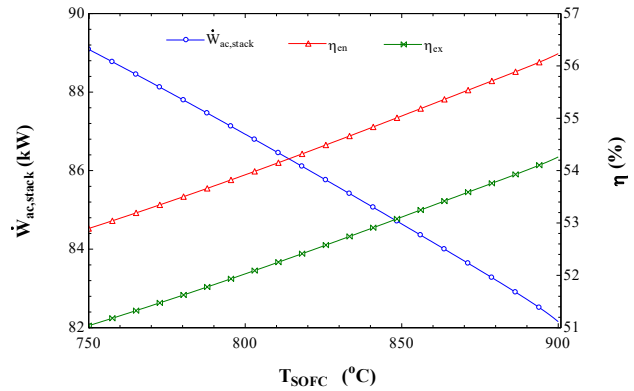


Fig. 3. Effects of current density on the power production and system energy as well as the exergy efficiencies

4- CONCLUSIONS

Lower current densities and higher operating temperatures are suggested for SOFC systems with EGR form viewpoints of energy and exergy.

REFERENCES

[1] M. Halmann and A. Steinfeld, Fuel saving, carbon dioxide emission avoidance, and syngas production by tri-reforming of flue gases from coal- and gas-fired power stations, and by the carbothermic reduction of iron oxide, *Energy*, 31(15) (2006) 3171–3185.

[2] M. Sadeghi, A. Chitsaz, S. M. S. Mahmoudi, and M. A. Rosen, Thermoeconomic optimization using an evolutionary algorithm of a trigeneration system driven by a solid oxide fuel cell, *Energy*, 89 (2015) 191–204.

[3] R. Dietrich, J. Oelze, A. Lindermeir, C. Spitta, M. Steffen, T. Küster, S. Chen, C. Schlitzberger, and R. Leithner, Efficiency gain of solid oxide fuel cell systems by using anode offgas recycle - Results for a small scale propane driven unit, *Journal of Power Sources*, 196 (17) (2011) 7152–7160.

[4] D. Saebea, Y. Patcharavorachot, and A. Arpornwichanop, Analysis of an ethanol-fuelled solid oxide fuel cell system using partial anode exhaust gas recirculation, *Journal of Power Sources*, 208 (2012) 120–130.

[5] M. Lo Faro, A. Vita, L. Pino, and A. S. Aricò, Performance

evaluation of a solid oxide fuel cell coupled to an external biogas tri-reforming process, *Fuel Processing Technology*, 115 (2013) 238–245.

[6] M. R. Walluk, J. Lin, M. G. Waller, D. F. Smith, and T. A. Trabold, Diesel auto-thermal reforming for solid oxide fuel cell systems: Anode off-gas recycle simulation, *Applied Energy*, 130 (2014) 94–102.

[7]Mehr, A. S., M. Gandiglio, M. MosayebNezhad, A. Lanzini, S. M. S. Mahmoudi, M. Yari, and M. Santarelli. "Solar-assisted integrated biogas solid oxide fuel cell (SOFC) installation in wastewater treatment plant: energy and economic analysis." Applied energy 191 (2017): 620-638.

[8] Manenti, F., Pelosato, R., Vallevi, P., Leon-Garzon, A.R., Dotelli, G., Vita, A., Faro, M.L., Maggio, G., Pino, L. and Aricò, A.S., Biogas-fed solid oxide fuel cell (SOFC) coupled to tri-reforming process: Modelling and simulation, *international journal of hydrogen energy*, 40(42) (2015) 14640-14650.

[9] M. Rokni, Addressing fuel recycling in solid oxide fuel cell systems fed by alternative fuels, *Energy*, 137 (2017) 1013–1025.

[10] A. Chitsaz, M. Sadeghi, M. Sadeghi, and E. Ghanbarloo, Exergoenvironmental comparison of internal reforming against external reforming in a cogeneration system based on solid oxide fuel cell using an evolutionary algorithm, *Energy*, 144 (2018) 420–431.

HOW TO CITE THIS ARTICLE

M. Jafari, M. Sadeghi, S.M.S Mahmoudi, M. Yari, Thermodynamic Analysis of Power Generation System Based on Solid Oxide Fuel Cell With External Reforming, Amirkabir J. Mech Eng., 53(Special Issue 1) (2021) 149-152.

DOI:

This page intentionally left blank

نشریه مهندسی مکانیک امیرکبیر

نشریه مهندسی مکانیک امیرکبیر، دوره ۵۳، شماره ویژه ۱، سال ۱۴۰۰، صفحات ۶۰۵ تا ۶۲۲
DOI: 10.22060/mej.2019.16125.6279

تحلیل ترمودینامیکی سیستم تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد مجهز به بهساز خارجی

محرم جعفری*، محسن صادقی، سید محمد سید محمودی، مرتضی یاری

دانشکده فنی مهندسی مکانیک، دانشگاه تبریز، تبریز، ایران

خلاصه: فرآیند بهسازی سه‌گانه، از نقطه نظر قابلیت استفاده مستقیم از گازهای خروجی سیستم‌های تولید توان در فرآیند بهسازی و تولید گاز سنتز با نسبت هیدروژن به مونواکسید کربن بالا بسیار حائز اهمیت می‌باشد. در تحقیق حاضر، یک سیستم تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد و مجهز به بهساز خارجی پیشنهاد شده و از نظر ترمودینامیکی مطالعه شده است. به منظور انجام فرآیند بهسازی خارجی متان، گازهای خروجی سیستم در بهساز بازخورانی شده و از بخار آب، دی‌اکسید کربن و اکسیژن موجود در گازهای خروجی سیستم به عنوان عوامل بهسازی استفاده شده است. تاثیر پارامتر های مهم سیستم از قبیل چگالی جریان و دمای کاری پیل سوختی اکسید جامد بر روی شاخصه‌های عملکردی سیستم از قبیل انواع ولتاژ و افت ولتاژها، دبی جرمی سوخت و آب و هوای ورودی به سیستم، توان تولیدی پیل سوختی، بازده انرژی و اگزرژی سیستم بررسی شده است. نتایج حاصل از مطالعه پارامتریک نشان می‌دهد که به ازای مقادیر پایین چگالی جریان (۱۰۰۰ آمپر بر مترمربع) و دماهای کاری بالای پیل سوختی اکسید جامد (۹۰۰ درجه سلسیوس)، دبی جرمی سوخت مصرفی کاهش پیدا کرده و در نتیجه بازده انرژی و اگزرژی سیستم تا بیشینه مقدار ۵۵/۰۴ و ۵۳/۱۱ درصد به ترتیب افزایش می یابد.

تاریخچه داوری:
دریافت: ۱۳۹۸-۰۲-۰۴
بازنگری: ۱۳۹۸-۰۴-۱۸
پذیرش: ۱۳۹۸-۰۶-۳۱
ارائه آنلاین: ۱۳۹۸-۰۷-۰۹

کلمات کلیدی:
سیستم تولید توان
پیل سوختی اکسیدجامد
بهساز خارجی
هیدروژن
تحلیل ترمودینامیکی

۱- مقدمه

افزایش نگرانی‌ها در مورد کاهش منابع سوخت‌های فسیلی و همچنین آلودگی محیط زیست، علاقه‌مندی به روش‌های تولید پر بازده انرژی را افزایش داده است. انتشار گازهای حاصل از احتراق سوخت‌های فسیلی در سیستم‌های تولید توان از منابع اصلی افزایش گازهای گلخانه ای در محیط زیست می‌باشد، به طوری‌که سالانه، ۴۷ درصد از کل دی‌اکسید کربن منتشر شده در جهان، متاثر از این عامل است [۱]. در همین راستا، در سال‌های اخیر، تحقیقات در زمینه سیستم‌های تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد[1]، گسترش یافته است. پیل سوختی اکسید جامد به‌طور مستقیم انرژی شمیایی سوخت را به انرژی الکتریکی تبدیل می‌کند. یکی از مزایای پیل سوختی اکسید جامد، قابلیت عملکرد آن در دماهای بالا است. این ویژگی سبب می‌شود که پیل سوختی اکسید جامد را بتوان با انواع فرآیندهای بهسازی[2] کوپل نمود که امکان استفاده از سوخت‌های متنوع را به ارمغان می‌آورد [۲]. از این‌رو مطالعات متعددی به منظور بررسی تاثیر انواع فرآیندهای بهسازی، گازسازی[3] و بازخورانی گازهای خروجی[4] بر روی عملکرد سیستم‌های تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد انجام شده است. دیتریچ و همکاران [۳] در یک تحقیق تجربی، تاثیر بازخورانی گازهای خروجی آند و استفاده از آن در فرآیند بهسازی سوخت را بر روی عملکرد یک سیستم تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد با سوخت پروپان، بررسی نمودند. نتایج آزمایشگاهی نشان داد که بازده انرژی سیستم

1 Solid Oxide Fuel Cell (SOFC)

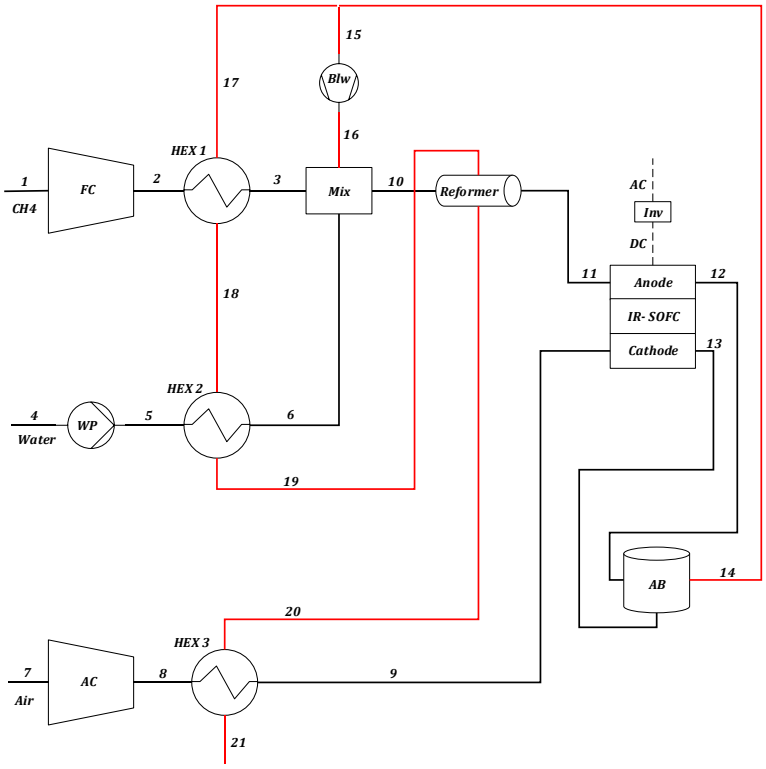
2 Reforming
3 Gasification
4 Exhausted Gas Recycling

* نویسنده عهده‌دار مکاتبات: mjafari@tabrizu.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.

پیل سوختی با بازخورانی گازهای خروجی آند بیشتر از بازده انرژی سیستم پیل سوختی با احتراق جزئی است. عملکرد یک سیستم تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد کوپل شده با فرآیند گازسازی سوخت زیست توده، توسط وانگ چاناپای و همکاران [۴]، تحلیل شد. نتایج حاصل از کار ایشان نشان داد که به ازای نسبت بازخورانی گازهای خروجی آند برابر با ۰/۶، بازده انرژی و اگزرژی سیستم بیشینه می‌شود. ساعبا و همکاران [۵]، سیستم پیل سوختی کوپل شده با فرآیند بهسازی خارجی اتانول و مجهز به بازخورانی گازهای خروجی آند را تحلیل نمودند. ایشان گزارش کردند که تحت شرایط یکسان، بازخورانی گازهای خروجی آند موجب بهبود بازده الکتریکی و حرارتی سیستم می‌شود. همچنین، به ازای مقادیر بالای نسبت بازخورانی و نسبت مصرفی سوخت، مقدار تشکیل کربن روی کاتالیزگر[1] کاهش پیدا می‌کند. تاثیر بازخورانی گازهای خروجی آند روی شاخص‌های ایمنی از جمله تشکیل کربن و اکسید نیکل در پیل سوختی اکسید جامد و همچنین روی عملکرد سیستم تولید توان بر مبنای پیل سوختی تغذیه شده توسط گازهای حاصل از سوخت زیست توده توسط لیو و همکاران [۶] مورد مطالعه قرار گرفت. نتایج حاکی از این بود که تحت شرایط یکسان کاری، بازده الکتریکی سیستم پیل سوختی اکسید جامد تغذیه شده از گاز طبیعی ۱۵ درصد بیشتر از بازده انرژی پیل سوختی تغذیه شده از گازهای زیست توده است. همچنین، بازخورانی گازهای خروجی آند موجب کاهش بازده الکتریکی سیستم می‌شود. لو فارو و همکاران [۷]، عملکرد پیل سوختی اکسید جامد کوپل شده با فرآیند بهسازی سه‌گانه[2] بایوگاز را مورد مطالعه قرار دادند. ایشان بیان کردند که عملکرد پیل سوختی شدیدا تحت تاثیر ترکیب خوراک بهسازی شده است که این امر متاثر از عملکرد کاتالیزگر فرآیند بهسازی سه‌گانه می‌باشد. نتایج حاصل از تحقیقات ایشان نشان می‌دهد که ترکیب پیل سوختی با فرآیند خارجی بهسازی سه‌گانه بایوگاز برای سیستم‌های تولید توان ثابت در مقیاس کوچک و متوسط مناسب است. والوک و همکاران [۸]، تاثیر اتوترمال[3] بهسازی را روی سیستم‌های پیل سوختی با بازخورانی گازهای خروجی آند مطالعه کردند. ایشان به این نتیجه رسیدند که به ازای ۴۵ درصد بازخورانی گازهای خروجی آند، بیشینه مقدار تولید گاز سنتز و بازده بهسازی حاصل می‌گردد. رکنی [۹] سیستم پیل سوختی اکسید جامد کوپل شده با موتور استرلینگ، مجهز به گازساز[4] و تغذیه شده توسط گازهای حاصل از زباله‌های شهری را مورد مطالعه قرار داد. ایشان به این نتیجه رسید که بازده الکتریکی سیستم پیشنهادی تا ۵۰ درصد می رسد. مدل‌سازی ترمودینامیکی سیستم تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد با ظرفیت ۱۰ کیلووات و مجهز به بازخورانی گازهای خروجی آند ، توسط وال و همکاران [۱۰] انجام شد. نتایج حاصل از کار ایشان نشان داد که بازخورانی گازهای خروجی آند به میزان ۶۵ درصد، موجب افزایش بازده الکتریکی سیستم به بیشینه مقدار ۵۷ درصد می‌شود. مانتی و همکاران [۱۱] سیستم تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد کوپل شده با فرآیند بهسازی سه‌گانه بایوگاز را از دیدگاه انرژی مورد مطالعه قرار دادند. ایشان از آب و هوا برای بهسازی بایو گلز استفاده کردند. ویرانارونکورن و آتایام [۱۲]، به منظور تولید هیدروژن از روغن زیستی، فرآیند بهسازی بخار آب و بهسازی سه‌گانه را باهم کوپل کردند و از دیدگاه انرژی مورد مطالعه قرار دادند. ایشان گزارش نمودند که افزایش دمای بهسازی و نسبت بخار به کربن در فرآیند بهسازی تاثیر مثبت دارد و با ازای دمای بهسازی بخار برابر با ۶۵۰ درجه سلسیوس و دمای بهسازی سه‌گانه برابر با ۵۸۰ درجه سلسیوس و نسبت بخار به سوخت برابر با ۶ ، سیستم در شرایط بهینه کار می‌کند. بارللی و همکاران [۱۳]، یک سیستم جدید تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد کوپل شده با فرآیند بهسازی خشک را مورد مطالعه قرار دادند. نتایج حاصل از تحلیل انرژی نشان داد که ترکیبات با غلظت بالا، تاثیر چندانی در افزایش دمای سلول پیل سوختی ندارد. صابری مهر و همکاران [۱۴]، یک سیستم تولید همزمان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد با سوخت بایوگاز حاصل از پسماند فاضلاب شهری را پیشنهاد داده و از دیدگاه ترمودینامیکی و اقتصادی مطالعه کردند. ایشان به منظور تامین بخشی از گرمای مورد نیاز هاضم از انرژی خورشیدی استفاده نمودند. ایشان به این نتیجه دست یافتند که استفاده از انرژی خورشیدی هم از نظر انرژی و هم از نظر اقتصادی باعث بهبود سیستم می‌شود. همچنین ایشان گزارش نمودند که هزینه انرژی الکتریکی تولید توسط این سیستم با هزینه برق شبکه قابل رقابت است. مطالعه جامع در مورد بازخورانی گازهای

1 Catalyst
2 Tri-Reforming
3 Auto-Thermal
4 Gasifier



شکل ۱. طرحواره سیستم تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد مجهز به بهساز خارجی

Fig. 1. Schematic of the proposed power generation system based on the solid oxide fuel cell couplet to the external reforming

خروجی آند در سیستم‌های پیل سوختی اکسید جامد با سوخت‌های متنوع توسط رکنی [۱۵] صورت گرفت. ایشان به این نتیجه رسیدند که مقدار بازخورانی گازهای خروجی آند به شدت به نوع سوخت استفاده شده در سیستم بستگی دارد و حتی در بعضی موارد هیچ نیازی به بازخورانی گازهای خروجی آند نیست. سیستم‌های پیل سوختی با سوخت گاز سنتز تحت انواع فرآیندهای بهسازی داخلی و خارجی توسط چاتراوانت و همکاران [۱۶]، مورد مطالعه و مقایسه قرار گرفتند. نتایج حاصل از تحلیل انرژی نشان داد که بازده الکتریکی سیستم با بهسازی داخلی نسبت به سیستم مجهز به فرآیند بهسازی خارجی بیشتر است. چیت‌ساز و همکاران [۱۷]، عملکرد یک سیستم تولید همزمان با بهسازی داخلی و خارجی را از نظر اگزرژی و زیست محیطی مطالعه و مقایسه نمودند. نتایج حاصل از کار ایشان نشان داد که در شرایط بهینه کاری، بازده اگزرژی سیستم با فرآیند بهسازی داخلی ۹/۶ درصد بیشتر از بازده سیستم مجهز به فرآیند بهسازی خارجی است. همچنین ایشان گزارش کردند که میزان انتشار گاز دی‌اکسید کربن در سیستم با فرآیند بهسازی داخلی تقریبا ۱/۴ درصد کمتر از سیستم مجهز به فرآیند بهسازی خارجی است. بررسی اجمالی ادبیات فن نشان می‌دهد که تا اکنون تمام کارهای تحقیقاتی انجام یافته در زمینه کوپل سیستم پیل سوختی اکسید جامد با بهساز[1] خارجی[2] به بازخورانی گازهای خروجی از آند و یا کاتد پیل سوختی محدود می‌شود و هیچ مطالعه‌ای در مورد بازخورانی گازهای خروجی از پس‌سوز[3] سیستم تولید توان پیل سوختی اکسید جامد و استفاده از آن در فرآیند بهسازی صورت نگرفته است. از این‌رو، کار حاضر در راستای تکمیل این بخش از ادبیات فن می‌باشد. شایان ذکر است، با توجه به این‌که گازهای خروجی سیستم تولید توان شامل بخار آب، دی‌اکسید کربن و اکسیژن می‌باشد، بنابراین بهساز خارجی مورد استفاده در سیستم بر مبنای فرآیند بهسازی سه‌گانه خواهد بود.

۲- توصیف سیستم و فرضیات

طرحواره[4] سیستم پیشنهادی در شکل ۱ نشان داده شده است. سوخت و هوا وارد سیستم شده و توسط دمنده‌های[5] مربوطه تا فشار

1 Reformer
2 External Reforming
3 After Burner
4 Schematic
5 Compressor

کاری پیل سوختی فشرده می‌شوند و سپس با استفاده از حرارت گازهای خروجی پس‌سوز، پیش‌گرم می‌شوند. همچنین آب، بعد از افزایش فشار توسط پمپ[1]، از مبادله‌کن حرارتی مربوطه عبور کرده و بخار مافوق گرم تولید می‌شود. سوخت و هوای پیش‌گرم شده و بخار مافوق گرم با بخشی از گازهای خروجی پس‌سوز که بازخورانی و در واقع بازیافت می‌شوند، مخلوط شده و سپس جریان خروجی از مخلوط کن وارد بهساز می‌شوند. بسته به شرایط عملکردی سیستم، در صورت نیاز انرژی حرارتی لازم برای فرآیند بهسازی سه‌گانه در راکتور[2]، توسط گرمای گازهای خروجی پس سوز تامین می شود. گاز سنتز تولیدی و خروجی از بهساز وارد آند شده و همچنین هوای پیش‌گرم شده وارد کاتد پیل سوختی اکسید جامد می‌شود. در داخل پیل سوختی، یک‌بار دیگر گاز سنتز فرآیند بهسازی را تجربه می‌کند و محصولات تولیدی با غلظت بالای هیدروژن در واکنش‌های الکتروشیمیایی شرکت می‌کنند. واکنش‌های الکتروشیمیایی موجب تولید جریان مستقیم الکتریسیته می‌شوند. پس از پایان واکنش‌های الکتروشیمیایی و تولید برق، سوخت واکنش نداده و هوای اضافی به ترتیب از آند و کاتد پیل سوختی اکسید جامد خارج شده و وارد پس‌سوز می‌شوند. این دو جریان در پس‌سوز، کاملا محترق شده و موجب تولید گازهای داغ خروجی متشکل از بخار آب، دی‌اکسید کربن، اکسیژن و نیتروژن می‌شوند. در نهایت، گازهای خروجی بازیافت می‌شوند، بخشی از آن‌ها جدا شده و بازخورانی شده و در فرآیند بهسازی سه‌گانه شرکت می‌کند و در واقع یک چرخه بسته را همیشه طی می‌کند؛ و مابقی حرارت مورد نیاز برای مبادله‌کن‌های حرارتی سوخت، هوا و آب و همچنین راکتور را تامین کرده و سپس از سیستم خارج می‌شود.

به منظور شبیه‌سازی سیستم‌های پیشنهادی که در نرم‌افزارهای حلگر معادلات مهندسی [3]و آزمایشگاه ماتریس [4]انجام شده است، فرضیات زیر در نظر گرفته شده‌اند:

- سیستم پیشنهادی در شرایط پایا کار می‌کنند
- از تغییرات انرژی پتانسیل و جنبشی صرف‌نظر شده است.
- تمامی مبادله‌کن‌های حرارتی، راکتور و پیل سوختی، اجزایی عایق گرما[5]می‌باشند.
- تمامی گونه‌های موجود در مخلوط گازی، گاز ایده‌آل در نظر گرفته شده‌اند.
- ترکیب[6]پیل سیستم تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد به ازای ۱ درصد بازخورانی گازهای خروجی پس‌سوز تحقق یافته است.
- راکتور مورد نظر، از نوع یک‌بعدی جریان پایا است.
- کاتالیزگر در راکتور غیرفعال نمی‌شود.
- مقاومت تماسی در الکترودهای پیل سوختی وجود ندارد.
- از افت فشار در لوله‌ها چشم‌پوشی شده است.

۳- مدل‌سازی سیستم

۳-۱- مدل‌سازی فرآیند بهسازی

با توجه به این‌که گازهای خروجی از سیستم بازخورانی شده و وارد راکتور می‌شوند، بنابراین بخار آب، دی‌اکسید کربن و اکسیژن در بهسازی سوخت متان شرکت می‌کنند که بهسازی سه‌گانه نامیده می‌شود. در بهسازی سه‌گانه، بهسازی بخار مطابق با رابطه (۱)، بهسازی خشک مطابق با رابطه (۲) و احتراق جزئی متان مطابق با واکنش آورده شده در رابطه (۳) با هم ترکیب می‌شوند [۱۸]. به منظور تحلیل فرآیند بهسازی سه‌گانه و تعیین دما و ترکیب گاز سنتز خروجی از راکتور از تعادل شیمیایی و روش لاگرانژ استفاده شده است [۱۹].

$$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2 \quad , \quad \Delta H^0_{298} = 206 \text{ kJ/kmol} \qquad (۱)$$

$$CH_4 + CO_2 \leftrightarrow 2CO + 2H_2 \quad , \quad \Delta H^0_{298} = 247.3 \text{ kJ/kmol} \qquad (۲)$$

$$CH_4 + 0.5O_2 \leftrightarrow CO + 2H_2 \quad , \quad \Delta H^0_{298} = -35.6 \text{ kJ/kmol} \qquad (۳)$$

این روش این مزیت را دارد که لازم نیست تمامی واکنش‌هایی که در حال وقوع هستند شناخته شده باشند. همچنین، بهینه‌سازی فرآیند از نظر کامپیوتری چالش برانگیز نبوده و حتی اگر مخلوط واکنش‌گر شامل تعداد گونه‌هایی زیادی بوده و تعداد درجات آزادی

1 Pump
2 Reactor
3 Engineering Equation Solver (EES)
4 Matrix Laboratory
5 Adiabatic
6 Couple

برای مسئله بهینه‌سازی افزایش یابد، معمولا این روش همگرا می‌شود. این روش برای حل مسائل تعادل شیمیایی بسیار کاربردی است. انرژی آزاد گیپس[1] یک سیستم شمیایی واکنش‌گر در دما و فشار مشخص به‌صورت تابعی از تعداد مول‌های هر ماده n_i می‌باشد:

$$G=\sum_{i=1}^{C} n_i \mu_i \quad (۴)$$

هدف تعیین تعداد مول‌هایی از هر ماده است که مینیمم مقدار انرژی آزاد گیپس را نتیجه می‌دهند. بنابراین، مشتق G در دما و فشار داده شده و در حالت تعادل باید صفر شود:

$$dG = \sum_{i=1}^{C} \mu_i dn_i = 0 \quad (۵)$$

اگر هیچ‌گونه محدودیت و قیدی وجود نداشته باشد، می‌توان مینیمم مقدار G را با صفر قرار دادن پتانسیل شیمیایی هر ماده، تعیین نمود. با این وجود، تعداد مول‌های هر ماده، n_i متغیرهای مستقل نیستند، زیرا تعداد مول‌های هر المان (اتم) بایستی ثابت باقی بماند. بنابراین می‌توان نوشت:

$$\psi_i = \sum_{i=1}^{C} n_i e_{i,j} - E_{0,j} = 0 \quad for \quad j=1...E \quad (۶)$$

که در آن $E_{0,j}$ تعداد مول‌های هر المان است که ابتدا در مخلوط وجود دارد. تابع ψ_i فقط به تعداد مول‌های هر ماده بستگی دارد؛ بنابراین مشتق کلی تابع ψ_i به‌صورت زیر خواهد بود:

$$d\psi_j = \sum_{i=1}^{C} \left(\frac{\partial \psi}{\partial n_i} \right)_{n_j, j\neq i} dn_i = 0 \quad for \quad j=1...E \quad (۷)$$

که در آن، مشتق جزئی ψ_j نسبت به n_i بایستی برابر با $e_{i,j}$ یعنی تعداد مول‌های المان (اتم) j در ماده i باشد:

$$\left(\frac{\partial \psi_j}{\partial n_i} \right)_{n_j, j^1 i} = e_{i,j} \quad (۸)$$

در روش لاگرانژ، مشتق کلی هر معادله، ضریب نامعینی است که با λ_j نشان داده می‌شود و به مشتق کلی G افزوده می‌شود. با توجه به این‌که مشتق کلی هر معادله برابر با صفر است، اضافه کردن مشتق کلی هر معادله به مشتق G، با ضرب کردن یا بدون ضرب کردن ان در مقدارش، نبایستی مقدار مشتق G را عوض کند:

$$dG + \sum_{j=1}^{E} \lambda_j d\psi_j = 0 \quad (۹)$$

با ترکیب معادلات فوق خواهیم داشت:

$$dG = \sum_{i=1}^{C} \mu_i \, dn_i + \sum_{j=1}^{E} \lambda_j \sum_{i=1}^{C} \left(\frac{\partial \psi_j}{\partial n_i} \right)_{n_j, j\neq i} dn_i = 0 \quad (۱۰)$$

معادله فوق را می‌توان به‌صورت زیر مرتب نمود:

$$dG = \sum_{i=1}^{C} \left[\mu_i + \sum_{j=1}^{E} \lambda_j \left(\frac{\partial \psi_j}{\partial n_i} \right)_{n_j, j\neq i} \right] dn_i = 0 \quad (۱۱)$$

تنها راه اطمینان از این‌که مشتق کل، dG همیشه صفر است، این است که عبارات داخل پرانتز برای هر ترم در شبیه‌سازی برابر با صفر باشد:

$$\mu_i + \sum_{j=1}^{E} \lambda_j \left(\frac{\partial \psi_j}{\partial n_i} \right)_{n_j, j\neq i} = 0 \quad for\, i=1...C \quad (۱۲)$$

بنابراین می‌توان به نتیجه نهایی زیر رسید:

$$\mu_i + \sum_{j=1}^{E} \lambda_j e_{i,j} = 0 \quad for \; i=1...C \quad (۱۳)$$

بسته به این‌که تعداد مول‌های هر ماده چه تعداد باشد، روند کار با تعداد C مجهول شروع می‌شود. در روش لاگرانژ، تعداد E مجهول نیز به دلیل ضرایب نامعین لاگرانژ λ_j اضافه می‌شود. بنابراین در کل به تعداد $C+E$ مجهول وجود خواهد داشت. همچنین تعداد معادلات نیز به تعداد $C+E$ موجود است. در رابطه فوق، λ_j ضرایب لاگرانژ بوده و $e_{i,j}$ نشان‌دهنده شماره j امین اتم در i امین گونه است. همچنین رابطه (۱۴)، بالانس انرژی برای راکتور را نشان می‌دهد.

$$\sum_{j=1}^{5} n_{10} \overline{h}_{10} = \sum_{j=1}^{6} n_{11} \overline{h}_{11} \quad (۱۴)$$

1 Gibbs

جدول ۱. معادلات حاکم بر بالانس مولی برای پیل سوختی

Table. 1. The governing equations on the molar balance of the SOFC

خروجی آند		خروجی کاتد	
(۱۸)	$\dot{n}_{CH_4,12} = \dot{n}_{CH_4,11} - r_r$	(۲۴)	$\dot{n}_{O_2,13} = \dot{n}_{O_2,9} - o_r / 2$
(۱۹)	$\dot{n}_{H_2O,12} = \dot{n}_{H_2O,11} - r_r - s_r + o_r$	(۲۵)	$\dot{n}_{N_2,13} = \dot{n}_{N_2,9}$
(۲۰)	$\dot{n}_{CO_2,12} = \dot{n}_{CO_2,11} + s_r$		
(۲۱)	$\dot{n}_{CO,12} = \dot{n}_{CO,11} + r_r - s_r$		
(۲۲)	$\dot{n}_{H_2,12} = \dot{n}_{H_2,11} + 3r_r + s_r - o_r$		
(۲۳)	$\dot{n}_{N_2,12} = \dot{n}_{N_2,11}$		

۱-۲-۳- مدل‌سازی پیل سوختی

گاز سنتز ورودی به پیل سوختی با طی واکنش‌های بهسازی و شیفتینگ[1] (روابط (۱۵) و (۱۶)) تبدیل به به گاز سنتز غنی شده با هیدروژن[2] می‌شود. همچنین، به واسطه واکنش‌های الکتروشیمیایی، هیدروژن تولید شده در آند و یون اکسیژن تبادلی از طریق الکترولیت که از کاتد به آند می رود، واکنش کلی[3] (رابطه (۱۷)) پیل سوختی رخ می‌دهد [۲۰]:

(۱۵) واکنش بهسازی $r_r \rightarrow [CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2]$

(۱۶) واکنش شیفتینگ $s_r \rightarrow [CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2]$

(۱۷) واکنش کلی $o_r \rightarrow [H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O]$

در معادلات فوق r_r، s_r و o_r به ترتیب نرخ تبدیل مولی واکنش‌های بهسازی، شیفتینگ و کلی هستند. با در نظر گرفتن پیل سوختی به عنوان حجم کنترل و به‌کار بردن معادلات بقای جرم برای واکنش‌های (۱۵) الی (۱۷)، معادلات بالانس مولی برای پیل سوختی استخراج می‌شوند، که در جدول ۱ آورده شده است. هیدروژن مصرف شده در پیل سوختی به‌صورت زیر می‌تواند تعریف شود:

$$U_f = \frac{(Fuel)_{consumed}}{(Fuel)_{\sup plied}} = \frac{o_r}{\dot{n}_{H_2,11} + 3r_r + s_r} \quad (۲۶)$$

که در آن (U_f) ضریب مصرف سوخت است. ضریب مصرف هوا (U_{air}) نیز به‌صورت زیر تعریف می‌گردد:

$$U_a = \frac{(Air)_{consumed}}{(Air)_{\sup plied}} = \frac{o_r}{2\dot{n}_{O_2,9}} \quad (۲۷)$$

ثابت‌های تعادلی نیز برای واکنش‌های بهسازی و شیفتینگ به‌صورت زیر بیان می‌شوند [۲۱]:

$$K_r = \exp\left(\frac{y_{CO,12}\, y_{H_2,12}^{\,3}}{y_{CH_4,12}\, y_{H_2O,12}} \left(\frac{P_{12}}{P_0}\right)^2\right) \quad (۲۸)$$

که در آن K_r ثابت تعادلی مربوط به واکنش بهسازی است که از طرفی داریم :

$$k_r = \exp\left(-\frac{\Delta \bar{g}_r^{\,0}}{\bar{R}T_{12}}\right) \quad (۲۹)$$

که در آن، T_{12} دمای خروجی آند و کاتد پیل سوختی بوده و $\Delta \bar{g}_r^{\,0}$ تغییرات انرژی آزاد گیبس[4] واکنش بهسازی است که به شکل زیر تعریف می‌گردد:

$$\Delta \bar{g}_r^{\,0} = \bar{g}_{CO,12}^0 + 3\bar{g}_{H_2,12}^0 - \bar{g}_{CH_4,12}^0 - \bar{g}_{H_2O,12}^0 \quad (۳۰)$$

همچنین ثابت تعادلی برای واکنش شیفتینگ به ترتیب روابط (۳۱) و (۳۲) تعریف می‌گردد:

1 Shifting
2 Hydrogen Rich Syngas
3 Overall
4 Gibbs Free Energy

$$k_s = \exp(\frac{y_{CO_2,12}\, y_{H_2,12}}{y_{CO,12}\, y_{H_2O,12}}) \quad (۳۱)$$

$$k_s = \exp(-\frac{\Delta \bar{g}_s^{\,0}}{\bar{R} T_{12}}) \quad (۳۲)$$

که در آن، $\Delta \bar{g}_r^{\,0}$ تغییرات انرژی آزاد گیبس واکنش بهسازی است که به شکل زیر تعریف می‌گردد:

$$\Delta \bar{g}_s^{\,0} = \bar{g}^0_{CO_2,12} + \bar{g}^0_{H_2,12} - \bar{g}^0_{CO,12} - \bar{g}^0_{H_2O,12} \quad (۳۳)$$

۲-۲-۳- ولتاژ سلول [1]

ولتاژ نرنست[2] (رابطه (۳۴))، بیشترین ولتاژ قابل حصول از پیل سوختی است زمانی‌که هیچ جریان الکتریکی در آن برقرار نباشد. پس، به دلیل وجود انواع افت ولتاژ[3]، مقدار واقعی ولتاژ سلول کمتر از ولتاژ مدار باز آن است که به‌صورت رابطه (۳۵) بیان می‌شود [۲۲]:

$$V_n = -\frac{\Delta \bar{g}^0}{2F} + \bar{R}\frac{T_{12}}{2F}\ln((P_{H_2,12}/P_0)\frac{(P_{O_2,13}/P_0)^{0.5}}{P_{H_2O,12}/P_0}) \quad (۳۴)$$

$$V_c = V_n - V_{loss} = V_n - (V_{ohm} + V_{act} + V_{con}) \quad (۳۵)$$

در رابطه (۳۴)، $\Delta \bar{g}^0$، F، R و T_{12} به ترتیب اختلاف انرژی آزاد گیبس، ثابت فارادی[4]، ثابت جهانی گازها[5] و دمای خروجی پیل سوختی است.

۳-۲-۳- افت ولتاژ اهمیک[6]

افت ولتاژ اهمیک یکی از مهمترین پارامترها در انواع پیل‌های سوختی است که توسط روابط (۳۶) تا (۴۰) بیان می‌شود [۲۳]:

$$V_{ohm} = (\rho_a L_a + \rho_c L_c + \rho_e L_e + \rho_{int} L_{int}).J \quad (۳۶)$$

1 Cell Voltage
2 Nernst
3 Polarization
4 Faraday Constant
5 Gas Universal Constant
6 Ohmic Polarization

$$\rho_a = [\frac{9.5\times10^7}{T_{12}}\exp(\frac{-1150}{T_{12}})]^{-1} \;,\; L_a = 0.0005 \quad (۳۷)$$

$$\rho_c = [\frac{4.2\times10^7}{T_{12}}\exp(\frac{-1200}{T_{12}})]^{-1} \;,\; L_c = 0.00005 \quad (۳۸)$$

$$\rho_e = [33400\exp(\frac{-10300}{T_{12}})]^{-1} \;,\; L_e = 0.00001 \quad (۳۹)$$

$$\rho_{int} = [\frac{9.3\times10^6}{T_{12}}\exp(\frac{-1100}{T_{12}})]^{-1} \;,\; L_{int} = 0.003 \quad (۴۰)$$

در روابط فوق ρ و L به ترتیب نشان دهنده مقاومت الکتریکی و ضخامت اجزای مختلف سلول می‌باشند. J نیز چگالی جریان است. همچنین اندیس‌های a و c و e و int نشانگر آند و کاتد و الکترولیت[7] و اتصالات آن‌ها با هم[8] است.

۴-۲-۳- افت ولتاژ فعال‌سازی[9]

افت ولتاژ فعال‌سازی در فصل مشترک الکترودها (کاتد و آند) و الکترولیت اتفاق می‌افتد که توسط معادلات زیر بیان می‌شود [۲۴]:

$$V_{act} = V_{act,a} + V_{act,c} \quad (۴۱)$$

$$V_{act,a} = \bar{R}\frac{T_{12}}{F} Arc\sin(\frac{j}{2j_{oa}}) \;,\; j_{oa} = 0.65\times10^4 \quad (۴۲)$$

$$V_{act,c} = \bar{R}\frac{T_{12}}{F} Arc\sin(\frac{j}{2j_{oc}}) \;,\; j_{oc} = 0.25\times10^4 \quad (۴۳)$$

۵-۲-۳- افت ولتاژ غلظتی [10]

زمانی‌که جریان در پیل سوختی برقرار می‌شود، اختلاف غلظت گونه‌ها در سه ناحیه آند، کاتد و الکترولیت افزایش می‌یابد و موجب ایجاد افت ولتاژ غلظتی می‌شود که توسط روابط (۴۴) تا (۴۸) تعریف می‌گردد [۲۵]:

7 Electrolyte
8 Interconnect
9 Activation Polarization
10 Concentration Polarization

$$V_{conc} = V_{conc,a} + V_{conc,c} \quad (۴۴)$$

$$V_{conc,a} = \bar{R}\frac{T_{12}}{2F}(-\ln(1-\frac{j}{j_{as}}) + \ln(1+\frac{P_{H_2,12}j}{P_{H_2O,12}j_{as}})) \quad (۴۵)$$

$$V_{conc,c} = -\frac{\bar{R}T_{12}}{4F}\ln(1-\frac{j}{j_{cs}}) \quad (۴۶)$$

$$j_{as} = \frac{2FP_{H_2,12}D_{aeff}100000}{\bar{R}T_{12}L_a} \ , \ D_{aeff} = 0.2\times10^{-4} \quad (۴۷)$$

$$j_{cs} = \frac{4FP_{O_2,13}D_{ceff}100000}{(\frac{P_{13}-P_{O_2,13}}{P_{13}})\bar{R}T_{12}L_c} \ , \ D_{ceff} = 0.05\times10^{-4} \quad (۴۸)$$

در روابط فوق، D_{aeff} و D_{ceff} به ترتیب ضریب نفوذ گازی موثر[1] در آند و کاتد را نشان می‌دهند.

۴- تحلیل ترمودینامیکی

۴-۱- تحلیل انرژی

معادله بالانس انرژی برای هریک از اجزای سیستم پیشنهادی بر اساس رابطه (۴۹) بیان می‌شود [۲۶]:

$$\dot{Q}_{cv} + \sum \dot{H}_i = \dot{W}_{cv} + \sum \dot{H}_e \qquad \dot{H}_k = \dot{m}_k h_k \quad (۴۹)$$

در معادله فوق، $\dot{Q}_{cv}$ و $\dot{W}_{cv}$ به ترتیب نشانگر انتقال حرارت و کار از حجم کنترل مورد مطالعه هستند. بازده انرژی سیستم مورد مطالعه نیز مطابق رابطه زیر تعریف می‌گردد:

$$\eta_{en} = \frac{\dot{W}_{AC,inv} - \dot{W}_{FC} - \dot{W}_{WP} - \dot{W}_{AC} - \dot{W}_{Blw}}{\dot{m}_{fuel}LHV_{fuel}}\times100 \quad (۵۰)$$

در رابطه فوق، LHV_{fuel} ارزش حرارتی پایین سوخت متان است. همچنین $\dot{W}_{AC,inv}$ کار تولیدی خالص توسط پیل سوختی است، که به‌صورت زیر بیان می‌شود:

$$\dot{W}_{AC,\mathrm{inv}} = \eta_{inv}\times N_c \times V_c \times I \quad (۵۱)$$

که در آن، η_{inv}، بازده مبدل و N_c تعداد سلول پیل سوختی است که به ترتیب برابر با ۹۸ درصد و ۱۱۰۰ در نظر گرفته شده‌اند. I نیز بیانگر جریان الکتریکی عبوری از پیل سوختی است که مطابق رابطه (۵۲) تعریف می‌شود:

$$I = j\times A_c \quad (۵۲\text{-الف})$$

$$j = 2Fo_r / N_c A_c \quad (۵۲\text{-ب})$$

که در آن، A_c مساحت سطح مقطع هر سلول پیل سوختی است.

۴-۲- تحلیل اگزرژی[2]

اگزرژی به‌صورت بیشینه کار قابل حصول از تعامل یک سیستم و محیط تعریف می‌شود، به‌طوری‌که سیستم مورد نظر از یک حالت مشخص ترمودینامیکی به حالت مرده برسد و در طی آن با محیط اطراف خود فقط تبادل گرما داشته باشد [۲۷]. موازنه آهنگ اگزرژی برای یک حجم کنترل به‌صورت زیر بیان می‌شود [۲۸و۲۹]:

$$0 = \sum_j \left(1-\frac{T_0}{T_j}\right)\dot{Q}_j - \left(\dot{W}_{cv} - p_0\frac{dV_{cv}}{dt}\right) + \sum_i \dot{E}x_i - \sum_e \dot{E}x_e - \dot{I}_{D,K} \quad (۵۳)$$

معادلات بالانس انرژی و اگزرژی به‌کار رفته برای برای تحلیل ترمودینامیکی سیستم در جدول ۲ آورده شده‌اند. بازده اگزرژی سیستم مورد مطالعه نیز به‌صورت رابطه (۵۴) تعریف می‌شود.

$$\eta_{ex} = \frac{\dot{W}_{AC,inv} - \dot{W}_{FC} - \dot{W}_{WP} - \dot{W}_{AC} - \dot{W}_{Blw}}{\dot{m}_{fuel}ex_{ch,fuel}}\times100 \quad (۵۴)$$

۵- اعتباردهی نتایج حاصل از مدل‌سازی پیل سوختی اکسید جامد

برای اعتباردهی نتایج حاصل از مدل‌سازی پیل سوختی اکسید جامد، از داده‌های آزمایشگاهی تااو و همکاران [۳۰] استفاده شده است که در جدول ۳ آورده شده است.

۶- نتایج و بحث

در این بخش، تاثیر پارامترهای مهم طراحی از قبیل چگالی جریان و دمای کاری پیل سوختی، به ازای ۱ درصد بازخورانی

1 Effective Gaseous Diffusivity

2 Exergy

جدول ۲. معادلات بالانس انرژی و اگزرژی برای اجزای مختلف چرخه

Table. 2. The energy and exergy balance equations for the system components

جزء	معادله بالانس اگزرژی	معادله بالانس انرژی
دمنده سوخت	$\dot{E}x_1+\dot{W}_{FC}=\dot{E}x_2+\dot{I}_{FC}$	$\dot{H}_1+\dot{W}_{FC}=\dot{H}_2$
پمپ آب	$\dot{E}x_4+\dot{W}_{WP}=\dot{E}x_5+\dot{I}_{\mathrm{WP}}$	$\dot{H}_4+\dot{W}_{WP}=\dot{H}_5$
دمنده هوا	$\dot{E}x_7+\dot{W}_{AC}=\dot{E}x_8+\dot{I}_{\mathrm{AC}}$	$\dot{H}_7+\dot{W}_{AC}=\dot{H}_8$
دمنده	$\dot{E}x_{15}+\dot{W}_{Blw}=\dot{E}x_{16}+\dot{I}_{Blw}$	$\dot{H}_{15}+\dot{W}_{Blw}=\dot{H}_{16}$
مبادله‌کن حرارتی ۱	$\dot{E}x_2+\dot{E}x_{17}=\dot{E}x_3+\dot{E}x_{18}+\dot{I}_{HEX1}$	$\dot{H}_2+\dot{H}_{17}=\dot{H}_3+\dot{H}_{18}$
مبادله‌کن حرارتی ۲	$\dot{E}x_5+\dot{E}x_{18}=\dot{E}x_6+\dot{E}x_{19}+\dot{I}_{HEX2}$	$\dot{H}_5+\dot{H}_{18}=\dot{H}_6+\dot{H}_{19}$
مبادله‌کن حرارتی ۳	$\dot{E}x_8+\dot{E}x_{20}=\dot{E}x_9+\dot{E}x_{21}+\dot{I}_{HEX3}$	$\dot{H}_8+\dot{H}_{20}=\dot{H}_9+\dot{H}_{21}$
مخلوط کن	$\dot{E}x_3+\dot{E}x_6+\dot{E}x_{16}=\dot{E}x_{10}+\dot{I}_{Mix}$	$\dot{H}_3+\dot{H}_6+\dot{H}_{16}=\dot{H}_{10}$
بهساز	$\dot{E}x_{19}=\dot{E}x_{20}+\dot{I}_{\mathrm{Ref}}$	$\dot{H}_{19}=\dot{H}_{20}$
پیل سوختی	$\dot{E}x_9+\dot{E}x_{11}=\dot{E}x_{12}+\dot{E}x_{13}+\dot{I}_{SOFC\,Stack}$	$\dot{H}_9+\dot{H}_{11}=\dot{H}_{12}+\dot{H}_{13}+\dot{W}_{stack}$
پس‌سوز	$\dot{E}x_{12}+\dot{E}x_{13}=\dot{E}x_{14}+\dot{I}_{\mathrm{Re}f}$	$\dot{H}_{12}+\dot{H}_{13}=\dot{H}_{14}$

جدول ۳. اعتباردهی نتایج حاصل از مدل‌سازی پیل سوختی اکسید جامدبا استفاده از داده‌های آزمایشگاهی تااو و همکاران [۳۰]

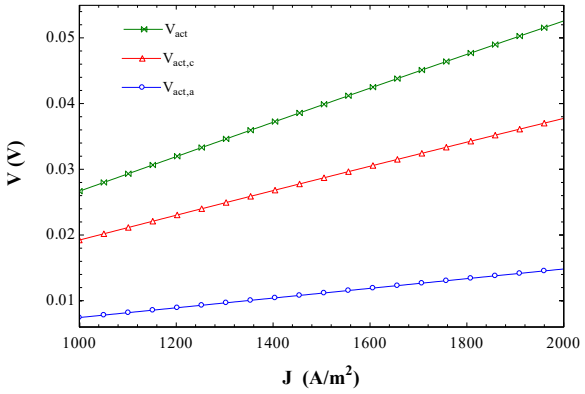
Table. 3. Validation of the results regarding the SOFC modeling using the experimental data reported by Tao et al. [30]

چگالی جریان (آمپر بر سانتی‌متر مربع)	ولتاژ سلول بر حسب ولت (کار حاضر)	ولتاژ سلول بر حسب ولت (تااو و همکاران)	چگالی توان بر حسب کیلووات بر مترمربع (کار حاضر)	توان بر حسب کیلووات بر مترمربع (تااو و همکاران)
۰/۲	۰/۷۹	۰/۷۶	۰/۱۵۸	۰/۱۵
۰/۳	۰/۷۱۱	۰/۶۸	۰/۲۱۶	۰/۲۱
۰/۴	۰/۶۴۴	۰/۶۲	۰/۲۵۳	۰/۲۶
۰/۵	۰/۵۶	۰/۵۷	۰/۲۸۸	۰/۲۹۵
۰/۶	۰/۵۱	۰/۵۲	۰/۳	۰/۳۱۵

گازهای خروجی سیستم، روی شاخصه‌های عملکردی سیستم شامل انواع ولتاژ و افت ولتاژ داخل پیل سوختی، دبی جرمی سوخت، آب و هوای ورودی به سیستم، توان تولیدی سیستم و بازده انرژی و اگزرژی سیستم بررسی شده است.

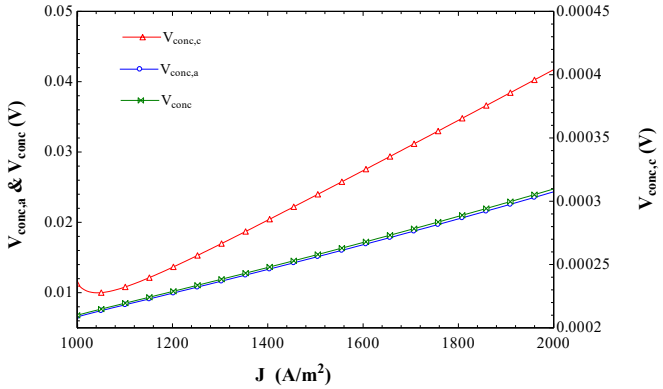
۱-۶- مطالعه پارامتریک تاثیر چگالی جریان

شکل ۲، تاثیر چگالی جریان را روی افت ولتاژ فعال‌سازی پیل سوختی اکسید جامد، به ازای دمای کاری پیل برابر با ۸۵۰ درجه سلسیوس، ضریب مصرف سوخت ۰/۸۵ و نسبت بخار به کربن برابر با



شکل ۲. تاثیر چگالی جریان روی افت ولتاژ فعال‌سازی پیل سوختی اکسید جامد، به ازای دمای کاری پیل برابر با ۸۵۰ درجه سلسیوس

Fig. 2. Current density effects on the activation voltage losses at the SOFC operating temperature of 850 °C



شکل ۳. تاثیر چگالی جریان روی افت ولتاژ غلظتی پیل سوختی اکسید جامد، به ازای دمای کاری پیل برابر با ۸۵۰ درجه سلسیوس

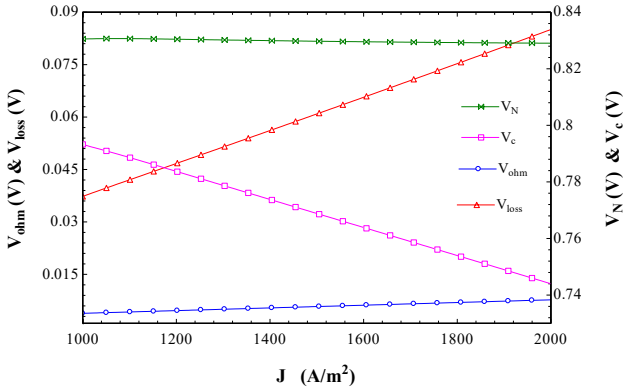
Fig. 3. The current density effects on the concentration voltage losses at the SOFC operating temperature of 850 °C

۲ نشان می‌دهد. با توجه به این شکل، با افزایش چگالی جریان، ولتاژ فعال‌سازی آند، کاتد و کل افزایش می‌یابد. دلیل این امر این است که، با مراجعه به روابط (۴۲) و (۴۳)، افت ولتاژ اکتویشن کاتد و آند با چگالی جریان نسبت مستقیم دارد.

تغییرات افت ولتاژ غلظتی آند، کاتد و کل نیز بر حسب چگالی جریان به ازای دمای کاری پیل برابر با ۸۵۰ درجه سلسیوس، ضریب مصرف سوخت ۰/۸۵ و نسبت بخار به کربن برابر با ۲، در شکل ۳ نشان داده شده است. با مراجعه به شکل ۳، مشاهده می‌شود که با افزایش چگالی جریان، افت ولتاژ غلظتی بیشتر می‌شود. این رفتار را به این صورت می‌توان توجیه نمود که با افزایش چگالی جریان، اختلاف غلظت گونه‌های در سه ناحیه آند، کاتد و الکترولیت شدیدتر می‌شود، که همین امر باعث افزایش هرچه بیشتر افت ولتاژ فعال‌سازی می‌گردد.

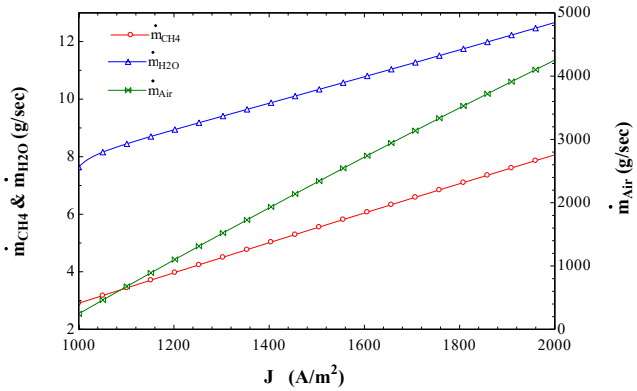
شکل ۴، تاثیر چگالی جریان را روی افت ولتاژ اهمیک و کل و همچنین ولتاژهای نرنست و سلول به ازای دمای کاری پیل برابر با ۸۵۰ درجه سلسیوس، ضریب مصرف سوخت ۰/۸۵ و نسبت بخار به کربن برابر با ۲ نشان می‌دهد. با توجه به این شکل، با افزایش ولتاژ چگالی جریان، افت ولتاژ اهمیک بیشتر می‌شود، که این امر با توجه به رابطه (۳۶) کاملا قابل توجیه است. از طرفی، افت ولتاژ کل نیز به دلیل افزایش هر سه نوع افت ولتاژ، زیاد می‌شود. افزایش افت ولتاژ کل از یک طرف و کاهش ولتاژ نرنست از طرف دیگر، موجب کاهش ولتاژ سلول می‌شود که در شکل ۴ نشان داده شده است.

با افزایش چگالی جریان، دبی جرمی سوخت، آب و هوای ورودی به ازای شرایط ثابت ترمودینامیکی دمای پیل سوختی برابر با ۸۵۰ درجه سلسیوس، ضریب مصرف سوخت ۰/۸۵ و نسبت بخار به کربن برابر با ۲، بیشتر می‌شود، که در شکل ۵ نشان داده شده است. دلیل این روند این است که، با مراجعه به رابطه (۵۲-ب) با افزایش چگالی جریان، نرخ تبدیل مولی واکنش کلی (O_r) بیشتر می‌شود که این امر



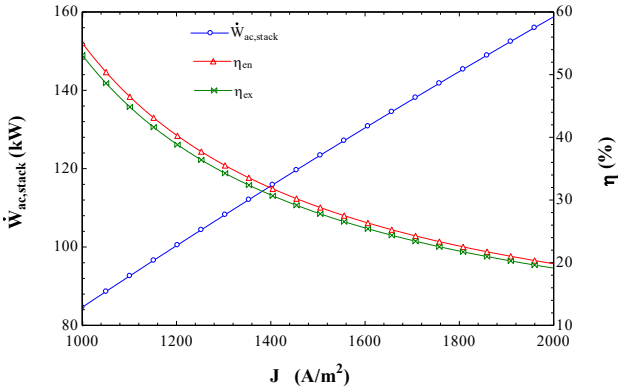
شکل ۴. تاثیر چگالی جریان روی افت ولتاژ اهمیک و کل و ولتاژ های نرنست و سلول پیل سوختی اکسید جامد، به ازای دمای کاری پیل برابر با ۸۵۰ درجه سلسیوس

Fig. 4. The current density effects on the ohmic and total voltage losses as well as the Nernst and cell volatges at the SOFC operating temperature of 850 °C



شکل ۵. تاثیر چگالی جریان روی دبی جرمی سوخت، آب و هوای ورودی به سیستم، به ازای دمای کاری پیل برابر با ۸۵۰ درجه سلسیوس

Fig. 5. The current density effects on the fuel, steam and air mass flow rates at the SOFC operating temperature of 850 °C

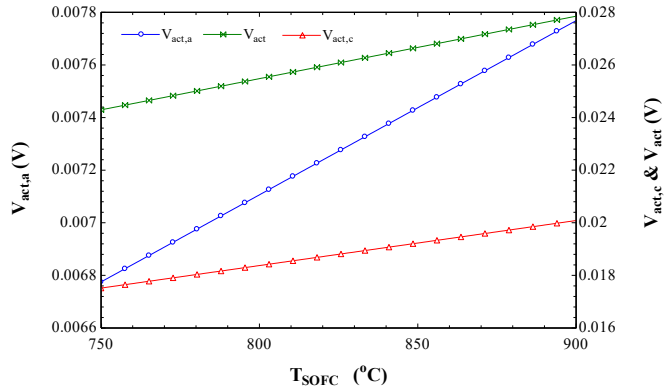


شکل ۶. تاثیر چگالی جریان روی توان تولیدی پیل سوختی، بازده انرژی و اگزرژی سیستم، به ازای دمای کاری پیل برابر با ۸۵۰ درجه سلسیوس

Fig. 6. The current density effects on the power production and the system energy as well as the exergy efficiencies at the SOFC operating temperature of 850 °C

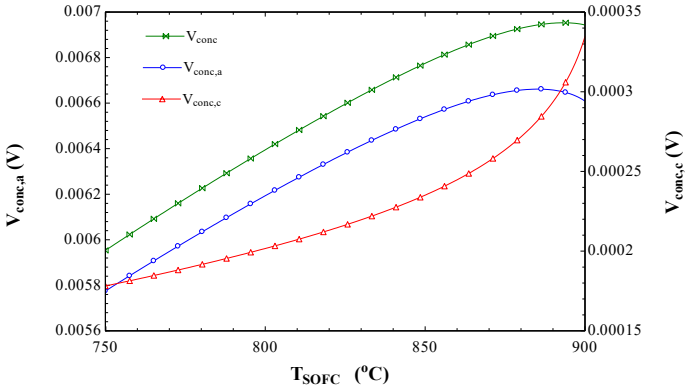
با در نظر گرفتن مقدار ثابت برای ضریب مصرف سوخت طبق رابطه (۲۶)، افزایش دبی جرمی سوخت را به دنبال دارد. با افزایش دبی جرمی سوخت، با توجه به مقادیر ثابت ضریب مصرف هوا و نسبت بخار به کربن، دبی جرمی هوا و آب نیز به ترتیب بیشتر می‌شود.

شکل ۶، نمودار تغییرات توان تولیدی پیل سوختی، بازده انرژی و اگزرژی سیستم را بر حسب چگالی جریان به ازای دمای کاری



شکل ۷. تاثیر دمای کاری پیل سوختی روی افت ولتاژ فعال‌سازی پیل سوختی اکسید جامد، به ازای چگالی جریان برابر با ۱۰۰۰ آمپر بر مترمربع

Fig. 7. The SOFC operating temperature effects on the activation voltage losses at the current density value of 1000 A/m^2



شکل ۸. تاثیر دمای کاری پیل سوختی روی افت ولتاژ غلظتی پیل سوختی اکسید جامد، به ازای چگالی جریان برابر با ۱۰۰۰ آمپر بر مترمربع

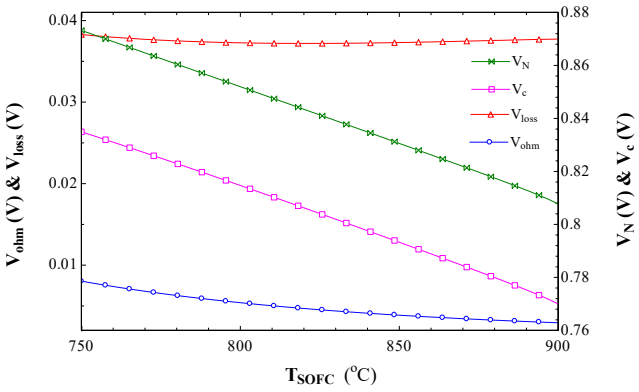
Fig. 8. The SOFC operating temperature effects on the concentration voltage losses at the current density value of 1000 A/m^2

پیل برابر با ۸۵۰ درجه سلسیوس، ضریب مصرف سوخت ۰/۸۵ و نسبت بخار به کربن برابر با ۲، نشان می‌دهد. با مراجعه به این نمودار، با افزایش چگالی جریان، توان تولیدی پیل سوختی افزایش می‌یابد. دلیل این امر این است که، اگر چه با افزایش چگالی جریان همانطوری‌که در شکل ۴ نشان داده شد، ولتاژ تولیدی سلول کاهش می‌یابد، اما افزایش چگالی جریان به کاهش ولتاژ پیل غلبه کرده و در نتیجه توان تولید مطابق رابطه (۵۱) بیشتر می‌شود. از طرفی، همانطورکه از شکل ۶ مشاهده می‌شود، با افزایش چگالی جریان، علی‌رغم افزایش توان تولیدی پیل سوختی، بازده انرژی و اگزرژی سیستم کاهش می‌یابد. دلیل این رفتار، غلبه افزایش دبی جرمی سوخت مصرفی نشان داده شده در شکل ۵ به توان تولیدی است، در نتیجه مطابق روابط (۵۰) و (۵۴) به ترتیب بازده انرژی و اگزرژی سیستم کاهش پیدا می‌کند.

۲-۶- مطالعه پارامتریک تاثیر دمای کار پیل سوختی

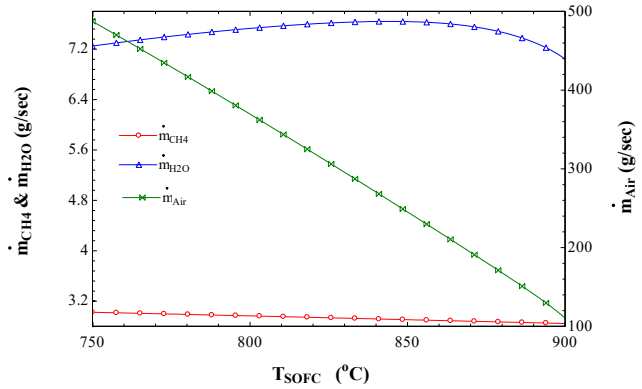
شکل ۷، نمودار تغییرات افت ولتاژ فعال‌سازی آند، کاتد و کل را بر حسب دمای کاری پیل سوختی اکسید جامد نشان می‌دهد. مطابق با این شکل، با افزایش دمای کاری پیل سوختی، افت ولتاژ فعال‌سازی افزایش پیدا می‌کند، چرا که با توجه به روابط (۴۲) و (۴۳) افت ولتاژ فعال‌سازی با دمای پیل سوختی رابطه مستقیم دارد. همچنین، با توجه به روابط (۴۵) و (۴۶) و به همین دلیل، با افزایش چگالی جریان، افت ولتاژ غلظتی نیز افزایش پیدا می‌کند، که در شکل ۸ نشان داده شده است.

تاثیر دمای کاری پیل سوختی روی افت ولتاژ اهمیک و کل و همچنین ولتاژ نرنست و سلول به ازای به ازای چگالی جریان برابر با ۱۰۰۰ آمپر بر مترمربع، ضریب مصرف سوخت ۰/۸۵ و نسبت بخار به کربن برابر با ۲ در شکل ۹ نمایش داده شده است. با توجه به این



شکل ۹. تاثیر دمای کاری پیل سوختی روی افت ولتاژ اهمیک و کل و همچنین ولتاژ نرنست و سلول، به ازای چگالی جریان برابر با ۱۰۰۰ آمپر بر مترمربع

Fig. 9. The SOFC operating temperature effects on the ohmic and total voltage losses as well as the Nernst and cell voltages at the current density value of 1000 A/m²



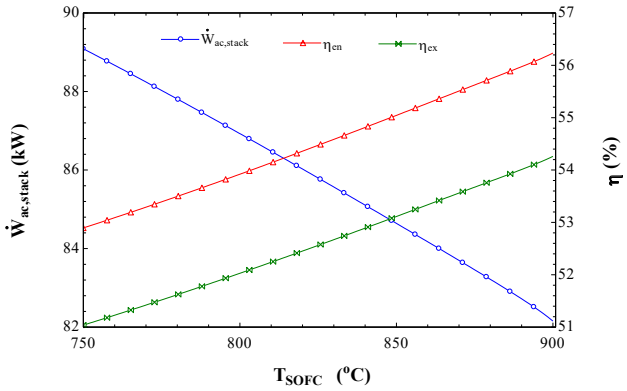
شکل ۱۰. تاثیر دمای کاری پیل سوختی روی دبی جرمی سوخت، آب و هوای ورودی به سیستم، به ازای چگالی جریان برابر با ۱۰۰۰ آمپر بر مترمربع

Fig. 10. The SOFC operating temperature effects on fuel, steam and air mass flow rates at the current density value of 1000 A/m²

نمودار، با افزایش دمای کاری پیل سوختی، افت ولتاژ اهمیک کاهش پیدا می‌کند، که به دلیل ارتباط مستقیم دما با مقاومت‌های الکتریکی اجزای مختلف پیل سوختی است (مراجعه شود به روابط (۳۶) تا (۳۹)). با توجه به رفتار متفاوت انواع افت ولتاژهای فعال‌سازی و غلظتی که به ترتیب در شکل‌های ۷ و ۸ نشان داده شده است، با رفتار افت ولتاژ اهمیک، افت ولتاژ کل تقریبا ثابت می‌ماند که در شکل ۹ مشاهده می‌شود. از طرفی با افزایش دمای کاری پیل سوختی، ولتاژ نرنست کاهش می‌یابد، که به توجه به ثابت ماند افت ولتاژ کل، کاهش ولتاژ سلول را به دنبال دارد که در شکل ۹ نشان داده شده است.

شکل ۱۰، تغییرات دبی جرمی سوخت، آب و هوای ورودی به سیستم را بر حسب افزایش دمای کاری پیل سوختی نشان می‌دهد. با توجه به این شکل، با بالارفتن دمای کاری پیل سوختی، دبی جرمی سوخت مصرفی و هوا ورودی به سیستم کاهش پیدا می‌کند. دلیل این روند این است که با افزایش دما، آنتالپی جریان‌های ورودی و خروجی آند و کاتد پیل بیشتر می‌شود، که با توجه به رابطه (۶۶- الف) بیان شده برای بالانس انرژی پیل، موجب کاهش دبی جرمی سوخت و هوا می‌گردد. همچنین، نمودار تغییرات توان تولیدی پیل سوختی، بازده انرژی و بازده اگزرژی سیستم پیشنهادی را بر حسب افزایش دمای کاری پیل به ازای چگالی جریان برابر با ۱۰۰۰ آمپر بر مترمربع، ضریب مصرف سوخت ۰/۸۵ و نسبت بخار به کربن برابر با ۲، در شکل ۱۱ آورده شده است.

با توجه به این نمودار، با افزایش دمای کاری پیل سوختی، توان تولیدی آن کاهش پیدا می‌کند که دلیل آن افت ولتاژ سلول با بالا رفتن دمای کاری پیل است که در شکل ۹ نشان داده شد. همچنین، شکل ۱۱ نشان می‌دهد که با افزایش دمای کاری پیل سوختی اکسید جامد، علی‌رغم کاهش توان تولیدی پیل سوختی، بازده انرژی و



شکل ۱۱. تاثیر دمای کاری پیل سوختی روی توان تولیدی پیل سوختی، بازده انرژی و اگزرژی سیستم، به ازای چگالی جریان برابر با ۱۰۰۰ آمپر بر مترمربع

Fig. 11. The SOFC operating temperature effects on the power production and the system energy as well as the exergy efficiencies at the current density value of 1000 A/m^2

جدول ۴. نتایج حاصل از بهینه‌سازی سیستم تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد کوپل شده با فرآیند بهسازی سه‌گانه

Table. 4. The optimization results of the proposed SOFC system integrated with the external reforming

پارامتر	بهینه‌سازی تک‌هدفه بر مبنای بیشینه کردن بازده انرژی و یا بازده اگزرژی
چگالی جریان (آمپر بر مترمربع)	۱۰۰۰
دمای کاری پیل سوختی (درجه سلسیوس)	۹۰۰
ضریب مصرف سوخت	۰/۸۵
چگالی توان تولیدی (کیلووات بر مترمربع)	۸۴/۶۴
دبی جرمی سوخت مصرفی (گرم بر ثانیه)	۲/۹۰۶
دبی جرمی آب ورودی به سیستم (گرم بر ثانیه)	۷/۶۳۸
دبی جرمی هوای ورودی به سیستم (گرم بر ثانیه)	۲۴۵/۲
بازده انرژی (درصد)	۵۵/۰۴
بازده اگزرژی (درصد)	۵۳/۱۱
دمای بیشینه چرخه (درجه سلسیوس)	۹۴۹/۳
دمای ورودی پیل سوختی (درجه سلسیوس)	۶۷۹/۶
دمای ورودی بهساز (درجه سلسیوس)	۶۷۹/۶
دمای گازهای خروجی از سیستم (درجه سلسیوس)	۱۸۶/۴
دبی جرمی گازهای خروجی از سیستم (گرم بر ثانیه)	۲۵۵/۸
میزان برگشت‌ناپذیری در دمنده سوخت	۰/۰۱۳۱۸ (۰/۰۲۴ درصد)
میزان برگشت‌ناپذیری در دمنده هوا	۰/۲۸۲۸ (۰/۵۳ درصد)
میزان برگشت‌ناپذیری در پمپ آب	۰/۰۰۰۰۲۳۶۸ (۰/۰۰۰۰۴ درصد)
میزان برگشت‌ناپذیری در مبادله‌کن حرارتی شماره ۱	۱/۷۳۹ (۳/۲۴ درصد)
میزان برگشت‌ناپذیری در مبادله‌کن حرارتی شماره ۲	۱۲/۴ (۲۳/۱۵ درصد)
میزان برگشت‌ناپذیری در مبادله‌کن حرارتی شماره ۳	۱۱/۶۸ (۲۱/۸ درصد)
میزان برگشت‌ناپذیری در پیل سوختی	۶/۴۸۴ (۱۲/۷۸ درصد)
میزان برگشت‌ناپذیری در بهساز	۳/۸۱۳ (۷/۱۱ درصد)
میزان برگشت‌ناپذیری در پس‌سوز	۱۰/۰۲ (۱۸/۷ درصد)
میزان برگشت‌ناپذیری در دمنده	۰/۰۰۵۲۰۲ (۰/۰۰۹۷ درصد)
میزان برگشت‌ناپذیری مخلوط‌کن	۴/۵۹ (۸/۵۶ درصد)
میزان برگشت‌ناپذیری در مبدل جریان الکتریکی	۲/۵۴۱ (۴/۷۴ درصد)

اگزرژی سیستم افزایش می‌یابد. این امر را به این صورت می‌توان توجیه نمود که کاهش دبی جرمی سوخت مصرفی با افزایش دمای کاری پیل سوختی (مراجعه شود به شکل ۱۰) بر کاهش توان تولیدی آن غلبه پیدا می‌کند و باعث بهبود بازده سیستم می‌شود.

۳-۶- بهینه‌سازی سیستم

در این بخش نتایج حاصل از بهینه‌سازی سیستم بر مبنای بیشینه کردن بازده انرژی سیستم ارائه می‌شود. نتایج حاصل از بهینه‌سازی سیستم نشان می‌دهد که در شرایط بهینه، بازده انرژی و بازده اگزرژی همزمان به بیشینه مقدار خود می‌رسند مقادیر پارامترهای طراحی و همچنین شاخصه‌های عملکردی سیستم در نقطه طراحی بهینه به ترتیب در جدول ۴ ارائه شده‌اند.

نتیجه‌گیری

یک سیستم تولید توان بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد کوپل شده با فرآیند بهسازی خارجی سه‌گانه از طریق بازخورای گازهای خروجی سیستم، پیشنهاد شده و از دیدگاه ترمودینامیکی مورد بررسی قرار گرفت. تاثیر پارمترهای مهم سیستم شامل چگالی جریان، دمای کاری پیل سوختی و ضریب مصرف سوخت روی عملکرد سیستم از دیدگاه الکتروشیمیایی، انرژی و اگزرژی مطالعه گردید. مهمترین نتایج حاصل از این کار به قرار زیر می‌باشد:

- به ازای شرایط ثابت ترمودینامیکی و درصد مشخصی از بازخورانی گازهای خروجی سیستم، با افزایش چگالی جریان، علی‌رغم افزایش توان تولیدی سیستم، بازده انرژی و اگزرژی سیستم کاهش پیدا می‌کند.
- به ازای مقادیر ثابت چگالی جریان، ضریب مصرف سوخت و درصد بازخورانی گازهای خروجی احتراق، با افزایش دمای کارکردی پیل سوختی، کاهش دبی جرمی سوخت مصرفی به کاهش توان تولیدی سیستم غلبه کرده؛ که بهبود عملکرد سیستم از دیدگاه انرژی و اگزرژی را به دنبال دارد.
- با افزایش ضریب مصرف سوخت، دبی جرمی متان ورودی به سیستم کاهش می‌یابد و علی‌رغم کاهش توان تولیدی سیستم، سبب افزایش بازده ترمودینامیکی آن می‌شود.

فهرست علائم اختصاری

A	مساحت
a	فشار جزئی
AB	پس‌سوز
AC	دمنده هوا
A_c	مساحت سطح هر سلول پیل سوختی
Blw	بلوئر
$Comp$	دمنده
E	تعداد مول‌های اولیه هر المان
$\dot{E}x$	نرخ جریان اگزرژی
F	ثابت فارادی
FC	کمپرسور سوخت
G, g	تابع گیبس
h	آنتالپی
HEX	مبادله‌کن حرارتی
inv	اینورتر
J	چگالی جریان
LHV	ارزش حرارتی بالای سوخت
$\dot{m}$	دبی جرمی
N_c	تعداد سلول پیل سوختی
$\dot{n}$	دبی مولی
or	نرخ تبدیل مولی واکنش کلی
P	فشار
$\overline{R}$	ثابت جهانی گازها
rr	نرخ تبدیل مولی واکنش بهسازی
ref	بهساز
s	آنتروپی
sr	نرخ تبدیل مولی واکنش شیفتینگ
T	دما
$Turb$	توربین
U_a	ضریب مصرف هوا
U_F	ضریب مصرف سوخت
V_{act}	افت ولتاژ فعال‌سازی
V_{conc}	افت ولتاژ غلظتی

V_n	ولتاژ نرنست
V_{ohm}	افت ولتاژ اهمیک
$\dot{W}$	توان
y	کسر مولی

Subscripts

ph	اگزرژی فیزیکی
ch	اگزرژی شیمیایی
en	انرژی
ex	اگزرژی
is	آیزونتروپیک

Greek symbols

η	بازده
μ	پتانسیل شیمیایی
ρ	چگالی

مراجع

[1] M. Halmann and A. Steinfeld, Fuel saving, carbon dioxide emission avoidance, and syngas production by tri-reforming of flue gases from coal- and gas-fired power stations, and by the carbothermic reduction of iron oxide, *Energy*, 31(15) (2006) 3171–3185.

[2] M. Sadeghi, A. Chitsaz, S. M. S. Mahmoudi, and M. A. Rosen, Thermoeconomic optimization using an evolutionary algorithm of a trigeneration system driven by a solid oxide fuel cell, *Energy*, 89 (2015) 191–204.

[3] R. Dietrich, J. Oelze, A. Lindermeir, C. Spitta, M. Steffen, T. Küster, S. Chen, C. Schlitzberger, and R. Leithner, Efficiency gain of solid oxide fuel cell systems by using anode offgas recycle - Results for a small scale propane driven unit, *Journal of Power Sources*, 196 (17) (2011) 7152–7160.

[4] S. Wongchanapai, H. Iwai, M. Saito, and H. Yoshida, Performance evaluation of an integrated small-scale SOFC-biomass gasification power generation system, *Journal of Power Sources*, 216 (2012) 314–322.

[5] D. Saebea, Y. Patcharavorachot, and A. Arpornwichanop, Analysis of an ethanol-fuelled solid oxide fuel cell system using partial anode exhaust gas recirculation, *Journal of Power Sources*, 208 (2012) 120–130.

[6] M. Liu, A. Lanzini, W. Halliop, V. R. M. Cobas, A. H. M. Verkooijen, and P. V. Aravind, Anode recirculation behavior of a solid oxide fuel cell system: A safety analysis and a performance optimization, *International Journal of Hydrogen Energy*, 38 (6) (2013) 2868–2883.

[7] M. Lo Faro, A. Vita, L. Pino, and A. S. Aricò, Performance evaluation of a solid oxide fuel cell coupled to an external biogas tri-reforming process, *Fuel Processing Technology*, 115 (2013) 238–245.

[8] M. R. Walluk, J. Lin, M. G. Waller, D. F. Smith, and T. A. Trabold, Diesel auto-thermal reforming for solid oxide fuel cell systems: Anode off-gas recycle simulation, *Applied Energy*, 130 (2014) 94–102.

[9] M. Rokni, Thermodynamic analyses of municipal solid waste gasification plant integrated with solid oxide fuel cell and Stirling hybrid system, *International Journal of Hydrogen Energy*, 40 (24) (2015) 7855–7869.

[10] Wahl, Stefanie, Ana Gallet Segarra, Peter Horstmann, Maxime Carre, Wolfgang G. Bessler, François Lapicque, and K. Andreas Friedrich. "Modeling of a thermally integrated 10 kWe planar solid oxide fuel cell system with anode offgas recycling and internal reforming by discretization in flow direction." Journal of Power Sources 279 (2015): 656-666.

[11] Manenti, Flavio, Renato Pelosato, Paolo Vallevi, Andres Ricardo Leon-Garzon, Giovanni Dotelli, Antonio Vita, Massimiliano Lo Faro, Gaetano Maggio, Lidia Pino, and Antonino S. Aricò. "Biogas-fed solid oxide fuel cell (SOFC) coupled to tri-reforming process: Modelling and simulation." international journal of hydrogen energy 40, no. 42 (2015): 14640-14650.

[12] K. Wiranarongkorn and S. Authayanun, ScienceDirect Analysis of thermally coupling steam and tri-reforming processes for the production of hydrogen from bio-oil, *International Journal of Hydrogen Energy*, 41(41) (2016) 18370–18379.

[13] L. Barelli, G. Bidini, G. Cinti, F. Gallorini, and M. Pï¿½niz,

integrated with a Stirling engine, *Energy Conversion and Management*, 143 (2017) 448–458.

[23] S. M. S. Mahmoudi and L. Khani, Thermodynamic and exergoeconomic assessments of a new solid oxide fuel cell-gas turbine cogeneration system, *Energy Conversion and Management*, 123 (2016) 324–337.

[24] C. O. Colpan, I. Dincer, and F. Hamdullahpur, Thermodynamic modeling of direct internal reforming solid oxide fuel cells operating with syngas, *International Journal of Hydrogen Energy*, 32 (7) (2007) 787–795.

[25] S. H. Chan, C. F. Low, and O. L. Ding, Energy and exergy analysis of simple solid-oxide fuel-cell power systems, *Journal of Power Sources*, 103 (2) (2002) 188-200.

[26] M. Sadeghi, S. M. S. Mahmoudi, and R. Khoshbakhti Saray, Exergoeconomic analysis and multi-objective optimization of an ejector refrigeration cycle powered by an internal combustion (HCCI) engine, *Energy Conversion and Management*, 96 (2015) 403–417.

[27] M. Sadeghi, M. Yari, S. M. S. Mahmoudi, and M. Jafari, Thermodynamic analysis and optimization of a novel combined power and ejector refrigeration cycle – Desalination system, *Applied Energy*, 208 (2017) 239–251.

[28] A. Nemati, M. Sadeghi, and M. Yari, Exergoeconomic analysis and multi-objective optimization of a marine engine waste heat driven RO desalination system integrated with an organic Rankine cycle using zeotropic working fluid, *Desalination*, 422 (2017) 113–123.

[29] M. Sadeghi, A. Nemati, A. ghavimi, and M. Yari, Thermodynamic analysis and multi-objective optimization of various ORC (organic Rankine cycle) configurations using zeotropic mixtures, *Energy*, 109 (2016) 791–802.

[30] Tao G, Armstrong T, Virkar A , Intermediate temperature solid oxide fuel cell (IT-SOFC) research and development activities at MSRI, *Ninet. Annu. ACERC&ICES Conf. Utah*, (2005).

SOFC stack coupled with dry reforming, *Applied Energy*, 192 (2017) 498–507.

[14] A. S. Mehr et al, Solar-assisted integrated biogas solid oxide fuel cell (SOFC) installation in wastewater treatment plant: Energy and economic analysis, *Applied Energy*, 191 (2017) 620–638.

[15] M. Rokni, Addressing fuel recycling in solid oxide fuel cell systems fed by alternative fuels, *Energy*, 137 (2017) 1013–1025.

[16] N. Chatrattanawet, D. Saebea, S. Authayanun, A. Arpornwichanop, and Y. Patcharavorachot, Performance and environmental study of a biogas-fuelled solid oxide fuel cell with different reforming approaches, *Energy*, 146 (2018) 131–140.

[17] A. Chitsaz, M. Sadeghi, M. Sadeghi, and E. Ghanbarloo, Exergoenvironmental comparison of internal reforming against external reforming in a cogeneration system based on solid oxide fuel cell using an evolutionary algorithm, *Energy*, 144 (2018) 420–431.

[18] M. Sadeghi, M. Jafari, M. Yari, and S. M. S. Mahmoudi, Exergoeconomic assessment and optimization of a syngas production system with a desired H2/CO ratio based on methane tri-reforming process, *Journal of CO2 Utilization.*, 25 (2018) 283–301.

[19] Sanford, Klein, Thermodynamics/S. Klein, G. Nellis." *New York: Cambridge,* (2012).

[20] F. Ranjbar, A. Chitsaz, S. M. S. Mahmoudi, S. Khalilarya, and 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.

[21] M. Sadeghi, A. S. Mehr, M. Zar, and M. Santarelli, Multi-objective optimization of a novel syngas fed SOFC power plant using a downdraft gasifier, *Energy*, 148 (2018) 16–31.

[22] J. Hosseinpour, M. Sadeghi, A. Chitsaz, F. Ranjbar, and M. A. Rosen, Exergy assessment and optimization of a cogeneration system based on a solid oxide fuel cell

چگونه به این مقاله ارجاع دهیم

M. Jafari, M. Sadeghi, S.M.S Mahmoudi, M. Yari, Thermodynamic Analysis of Power Generation System Based on Solid Oxide Fuel Cell With External Reforming, Amirkabir J. Mech Eng., 53(Special Issue 1) (2021) 605-622.

DOI: 10.22060/mej.2019.16125.6279

این صفحه عمداً خالی است