Amirkabir Journal of Mechanical Engineering

Amirkabir J. Mech. Eng., 52(6) (2020) 367-370
DOI: 10.22060/mej.2019.15117.6030

Exergoeconomic Analysis of a Solid Oxide Fuel Cell Based Trigeneration System with External Reformer and Dimethyl Ether

S. Saleh Mirhasani*, S. Jafarmadar, Sh. Khalilarya, A. Chitsaza

Department of Mechanical Engineering, Urmia University, Urmia, Iran

ABSTRACT: In the present study, Exergoeconomic analysis of a combined solid oxide fuel cell with a gas turbine, a generator-absorber heat exchanger and heating process heat exchanger for heating, cooling and power production as a tri-generation system is conducted. An external steam reformer is applied to convert di-methyl ether as oxygenated fuel to hydrogen for the electrochemical process of the solid oxide fuel cell. The influence of the primary design parameters (fuel utilization factor and anode inlet temperature) on several variables (energy and exergy efficiencies, exergy destruction and unit costs of the power) are examined. Results show that energy efficiency of proposed system is 38% higher than standalone solid oxide fuel cell. It was found that the maximum exergy destructions occurred in afterburner, solid oxide fuel cell and recuperator. An increase in anode inlet temperature leads to reduction of exergy destruction in afterburner and fuelcell. Unit cost of power is equal to 23.51 $/GJ and decreases with an increase in fuel utilization factor or increasing of anode inlet temperature. Increasing of utilization factor will increase all exergy efficiencies by 12%. The effect of increase in anode inlet temperature on exergy efficiencies is positive but compared with the other parameter is lower and will increase them by 8%.

Review History:

Received:10 Oct. 2018
Revised: 16 Dec. 2018
Accepted: 4 Feb. 2019
Available Online: 15 Feb. 2019

Keywords:

Solid oxide fuel cell
Dimethyl ether
Tri-generation
external reforming
Exergoeconomic analysis

1. Introduction

This novel tri-generation system is consisted of a Solid Oxide Fuel Cell (SOFC), an air Brayton cycle for producing power, a Generator Absorber heat eXchanger (GAX) for cooling and Heat eXchanger (HX) for heating. The oxygenated fuel (di methyl ether), water and air are slightly pressurized to the operating pressure of the SOFC stack. Producing hydrogen from di methyl ether need reforming process and the steam reforming is the best choice. In mixer, the water is mixed with di methyl ether, then the mixture is entered into the external steam reformer. The preheated air entered into cathode while the products of the external reformer are supplied to the anode side. The electrochemical reactions occurred in the fuel cell stack. An inverter is utilized to convert the Direct Current (DC) power achieved by the fuel cell into the Alternating Current (AC) power which is grid quality electricity. The excess air and unreacted fuel which leaves the SOFC and enters into the After-Burner (AB), combust completely and generate high-temperature gases. The exhaust gases from the AB warm up the working fluid of bottoming brayton cycle in a heat exchanger. In bottoming cycle, the hot and high pressure air expands through a turbine and produces power. In a mixer, the expanded gases are mixed with a part of exhaust gases from the air heat to the generator of the GAX system for cooling purposes. The remaining thermal energy is recovered through a HX for heating purposes [1].

*Corresponding author's email: : soheila.mirhasani@gmail.com

2. Methodology

In line with the goals of this study, the modeling of the SOFC system, and the energy, exergy as well as Exergoeconomic analyses of considered tri-generation system is performed [2-4]. The Engineering Equation Solver (EES) software is used to solve the resulting equations. Thus, it is possible to study unit cost of product, exergy destruction rate of different components, first and second law efficiencies as well as the way those vary with the variation of anode inlet temperature and fuel utilization factor.

3. Results and Discussion

Based on the results, as fuel utilization factor increases, second law efficiencies increase while first law efficiencies have a 1percent decrease. Increase of fuel utilization factor leads to an increase in fuel concentration and consequently higher concentration voltage loss. While other voltage losses are almost constant. Higher fuel utilization factor means lower consumption of fuel and air. Thus the required power for pumps and compressors will decrease. Although the decrease of fuel and air flow rates causes lower temperature in different points of cycle and consequently lower net electrical power as well as lower cooling and heating capacity, but he effect of fuel consumption decrease is dominant and leads to

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.

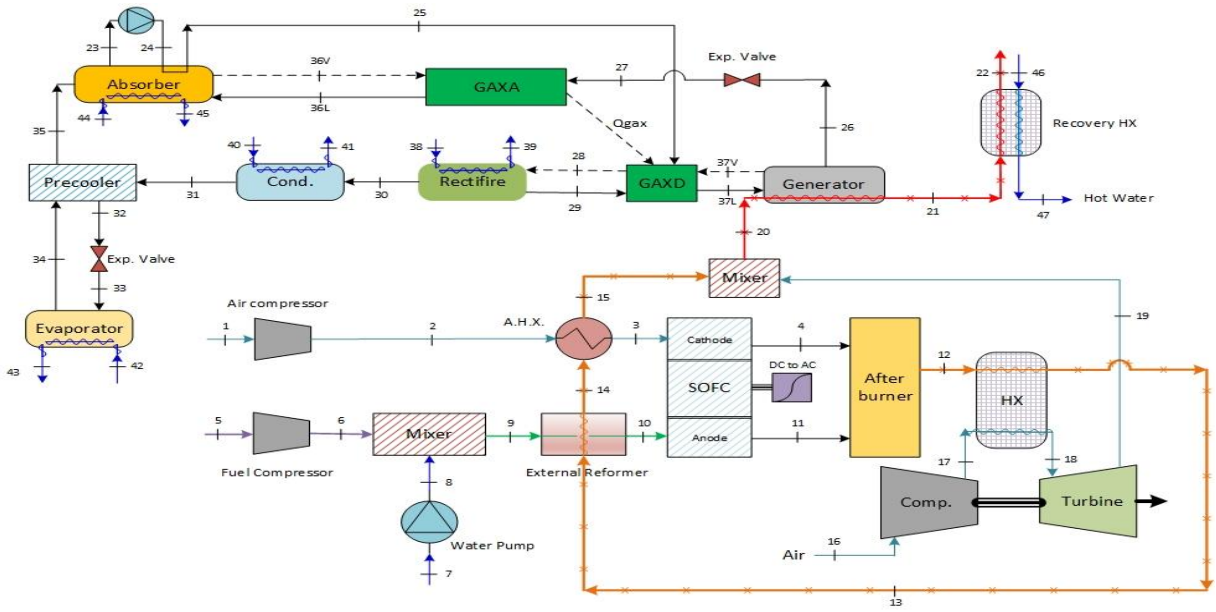


Fig. 1. A Schematic diagram of the proposed trigeneration system

increase of second law efficiencies about 12%. About first rule efficiencies this reductions are almost equivalent and just a reduction of 1% is observable.

Referring to results, after burner, SOFC and recuperator have the highest exergy destruction. Except in SOFC, an increase in fuel utilization factor lowers the exergy destruction in components. As mentioned before, higher utilization factor means higher voltage loss in SOFC and consequently higher exergy destruction. The reduction of exergy destruction in other components is due to the lowered temperature difference between cold and hot stream.

As shown in Fig. 2, by the increase of fuel utilization factor, unit cost of power will decrease. The reason is the reduced amount of fuel and air and lower cost of equipment (pumps, compressors and heat exchangers with reduced size).

Referring to the results, as anode inlet temperature increases, all first and second law efficiencies increase. Although cooling capacity of evaporator decreases due to the decreased flow rate of air and fuel, the increased power and heating capacity makes first law efficiency of tri generation system increase.

The highest exergy destruction rate belongs to afterburner, while SOFC and recuperator are in second and third place. By increasing the anode inlet temperature exergy destruction rate in after burner and SOFC are decreased while it is increased in recuperator. The exergy destruction in these two components is because of the chemical reaction occurring in them and decreases as the anode inlet temperature increases. At higher anode inlet temperatures, chemical reactions occur in higher temperature and are faster, with reduction of the voltage loss, the exergy destruction reduces. The hot flow temperature at the inlet of air heat exchanger reduces with the increase of the anode inlet temperature and this means lower temperature difference in the heat exchanger, which is the reason of lowering the exergy destruction.

As it can be observed in Fig. 3, an increase in the anode

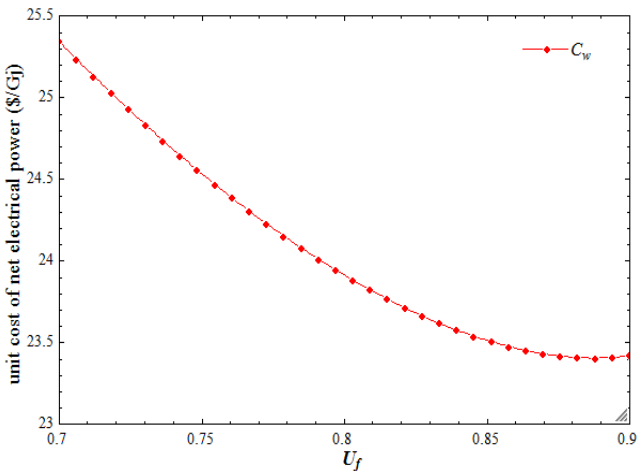


Fig. 2. The influence of fuel utilization factor variation on unit cost of power

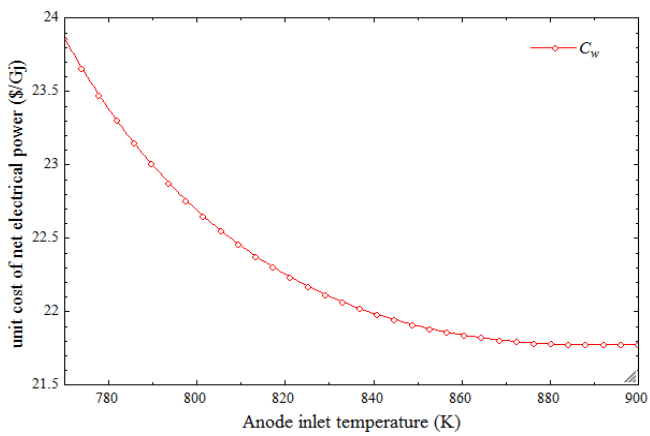


Fig. 3. The influence of anode inlet temperature variation on unit cost of power

inlet temperature is observed to lower the unit cost of net electrical power which is due to higher net electrical power at lower fuel flow rate and less air molar flow rate which leads to the reduction of fuel and components cost.

4. Conclusions

Results show that energy efficiency of proposed system is 38% higher than standalone SOFC. It was found that the maximum exergy destructions occurred in afterburner, SOFC and recuperator. An increase in anode inlet temperature leads to reduction of exergy destruction in afterburner and fuelcell, while it has reverse effect on exergy destruction rate in recuperator. Unit cost of power is equal to 23.51 $/GJ at a specific condition and decreases with an increase in fuel utilization factor or increasing of anode inlet temperature. Increasing of utilization factor will increase all exergy efficiencies by 12%. The effect of an increase in anode inlet temperature on exergy efficiencies is positive but compared with the other parameter is lower and will increase them by 8%.

References

[1] V. Zare, S. Mahmoudi, M. Yari, M. Amidpour, Thermoeconomic analysis and optimization of an ammonia- water power/cooling cogeneration cycle, Energy, 47(1) (2012) 271-283.

[2] G. Tao, T. Armestrang, A. Vikar, Intermidiate Temperature Solid Oxide Fuel Cell (IT-SOFC) Research and Development Activities at MSRI, Nineteenth Annual ACERC and ICES conference, UT, USA, (2005).

[3] T. Semelsberger, R. Broup, Thermodynamic equilibrium calculations of dimethyl ether steam reforming and dimethyl ether hydrolysis, Power Sources, 152(1) (2005) 87-96.

[4] Y. lee, K. Ahn, T. Morosuk, Exergetic and Exergoeconomic evaluation of a solid-oxide fuel-cell-based combined heat and power generation system, Energy Conversion and Management, 85 (2014) 154-64.

This page intentionally left blank

نشریه مهندسی مکانیک امیرکبیر

نشریه مهندسی مکانیک امیرکبیر، دوره ۵۲، شماره ۶، سال ۱۳۹۹، صفحات ۱۴۶۳ تا ۱۴۷۸
DOI: 10.22060/mej.2019.15117.6030

تحلیل اگزرژواکونومیک سیستم تولید سه‌گانه بر مبنای پیل سوختی اکسیدجامد با ریفُرمر خارجی و دی‌متیل‌اتر

سهیلا صالح میرحسنی*، صمد جعفرمدار، شهرام خلیل‌آریا، عطا چیت‌ساز

دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه ارومیه، ارومیه، ایران.

خلاصه: در مطالعهٔ حاضر، یک سیستم تولید سه‌گانه پیشنهادی بر اساس پیل سوختی اکسید جامد با ریفُرمر خارجی، سیستم تبرید گَکس و بازیاب حرارتی از دیدگاه ترمودینامیکی و اگزرژواکونومیکی مورد بررسی قرار گرفته است. از یک ریفُرمر خارجی برای تبدیل سوخت دی‌متیل‌اتر به هیدروژن، جهت مصرف در واکنش‌های الکتروشیمیایی پیل سوختی استفاده شده است. تأثیر پارامترهای اساسی (ضریب بهره‌وری سوخت و دمای جریان ورودی به آند) بر روی چندین متغیر (بازده انرژی و اگزرژی، تخریب اگزرژی و هزینه واحد توان تولیدی) مورد بررسی قرار گرفته است. بر اساس نتایج، بازده انرژی سیستم پیشنهادی از بازده پیل سوختی به تنهایی بیش از ۳۸٪ بیشتر است. بالا بردن دمای جریان ورودی به آند موجب نزولی شدن روند تخریب اگزرژی در پس‌سوز و پیل سوختی می‌شود در حالی که بر روی بازیاب حرارتی تأثیری معکوس دارد. هزینهٔ واحد توان تولیدی تحت شرایط مُعیّن برابر با ۲۳/۵۱ GJ/$ است و با افزایش ضریب بهره‌وری سوخت و یا افزایش دمای جریان ورودی به آند روند نزولی دارد. افزایش ضریب بهره‌وری سوخت موجب افزایش بازده‌های قانون دوم به میزان ۱۲٪ می‌شود. تأثیر افزایش دمای جریان ورودی به آند بر بازده‌های قانون دوم نیز مثبت است ولی نسبت به افزایش ضریب بهره‌وری سوخت پایین‌تر بوده و بازده‌ها ۸٪ افزایش می‌یابند.

تاریخچه داوری:
دریافت: ۱۳۹۷/۰۷/۱۸
بازنگری: ۱۳۹۷/۰۹/۲۵
پذیرش: ۱۳۹۷/۱۱/۱۵
ارائه آنلاین: ۱۳۹۷/۱۱/۲۶

کلمات کلیدی:
پیل سوختی اکسیدجامد
دی‌متیل‌اتر
سیستم تولید سه‌گانه
ریفُرمر خارجی
تحلیل اگزرژواکونومیک

۱- مقدمه

موجودی و دسترسی به منابع و گرمایش جهانی، دو مورد مهم برای پایداری تولید انرژی در آینده است. تقاضا برای انرژی، روز به روز افزایش می‌یابد در حالی که منابع سوخت‌های تجدید ناپذیر (سوخت‌های فسیلی) در حال کاهش‌اند. انتظار می‌رود مصرف انرژی جهان، ما بین سال‌های ۲۰۰۶ تا ۲۰۳۰ حدود ۴۰٪ افزایش یابد [۱]. از این رو، امروزه پیدا کردن سیستم‌های انرژی با بازده بالا نسبت به هر زمان دیگری از شروع انقلاب صنعتی، بسیار مهم و تعیین کننده است. بازده نیروگاه‌های برق متداول که بر مبنای یک محرک اصلی هستند معمولا کمتر از ۳۹٪ بوده و بیشترِ انرژی به صورت حرارت اتلافی از بین می‌رود. ادغام سیستم‌های گرمایشی و سرمایشی در یک نیروگاه معمولی، بازده نیروگاه را به طور عمده‌ای افزایش می‌دهد، به طوری که می‌توان به این ترتیب بازده نیروگاه تولید همزمان توان و گرمایش[1] را به ۸۰٪ رساند [۲ و ۳].

در یک نیروگاه تولید سه‌گانه[2]، حرارت اتلافی[3] از واحد تولید توان الکتریکی از قبیل یک توربین گاز یا یک پیل سوختی، برای راندن سیستم‌های گرمایشی و سرمایشی استفاده می‌شود. تولید سه‌گانه به معنی تولید همزمانِ سرمایش، گرمایش و توان الکتریکی بر مبنای یک نوع منبع انرژی است. بنابراین استفاده از نیروگاه‌های تولید سه‌گانه باعث افزایش بازده حرارتیِ کل و کاهش آلودگی محیط خواهد بود. در نیروگاه تولید سه‌گانه، میزان بهبود بازده نیروگاه تابع عملکرد هر یک از واحدها و روش ادغام واحدهای نیروگاه است.

پیل سوختی که یکی از مولّدهای اصلی قابل استفاده در سیستم‌های تولید سه‌گانه است، یک سیستم الکتروشیمیایی است که انرژی شیمیایی سوخت را مستقیماً به انرژی الکتریکی تبدیل می‌کند. پیل سوختی اکسید جامد بازدهی در حدود ۴۵ تا ۶۰ داشته و طول عمر این نوع پیل سوختی بیش از ۴۰۰۰۰ ساعت است. ترکیب این نوع پیل سوختی با یک توربین، بازده انرژی کلی را به ۷۰٪ افزایش

1 Combine Heating and Power (CHP)

2 Combined Cooling, Heating and Power (CCHP)

3 Waste heat

* نویسنده عهده‌دار مکاتبات: soheila.mirhasani@gmail.com

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.

می‌دهد. با توجه به دمای بالای کارکرد پیل سختی اکسید جامد، این نوع پیل سوختی در نیروگاه‌های بزرگ تولید برق و همچنین نیروگاه‌های سیکل ترکیبی مورد استفاده قرار می‌گیرد [۴ و ۵].

بورِر و همکارانش [۶] یک سیستم تولید سه‌گانه را که محرک اصلی آن ترکیب توربین گاز و پیل سوختی اکسید جامد بود، تحلیل کردند. تحلیل آنها نشان داد که سیستم ترکیبی پیل سوختی اکسید جامد و توربین گاز از نظر اقتصادی و محیطی زمانی که قیمت گاز طبیعی و الکتریسیته بالا می‌باشد، مفید و مناسب است. وِبر و همکارانش [۷] از پیل سوختی اکسید جامد به عنوان محرک اصلی نیروگاه تولید سه‌گانه استفاده کردند. آنها تحلیل‌های هزینه و انتشارآلاینده‌ها را در یک سیستم تولید سه‌گانه در یک ساختمان اداری انجام دادند و به این نتیجه رسیدند که با استفاده از این مدل در مقایسه با نیروگاه معمولی انتشار آلاینده‌ها ٪۳۰ کاهش می‌یابد و هزینه‌ها تقریبا ٪۷۰ افزایش می‌یابد. کوالسکی و زنوزی [۸] یک نیروگاه تولید سه‌گانه بر مبنای محرک اصلی پیل‌های سوختی را با سه نیروگاه دیگر بر مبنای توربین گاز مقایسه کردند. تحلیل آنها نشان می‌داد، سیستم‌های بر مبنای پیل سوختی نسبت به سیستم‌های بر مبنای توربین گاز در کاربردهای بار تبریدی بالاتر، عملکرد بهتری دارند. تحقیق انجام شده توسط وانگ و همکارانش [۹] نیز نتیجه بدست آمده از تحلیل کوالسکی و زنوزی [۸] را تأیید کرد.

بعدها چیت‌ساز و همکاران [۱۰] در مطالعه‌ای تحلیل اگزرژی و زیست محیطی را بر روی یک سیستم تولید سه‌گانه با محرک پیل سوختی اکسید جامد انجام دادند. رنجبر و همکاران [۱۱] نیز یک سیستم تولید سه‌گانه با محرک پیل سوختی را معرفی و تحلیل انرژی و اگزرژی را بر روی انجام دادند. نتایج نشان داد که استفاده از سیستم تولید سه‌گانه بازده انرژی را حداقل ٪۳۳ افزایش می‌دهد. همین‌طور با افزایش چگالی جریان، بازده اگزرژی کاهش یافته و مقدار بهینه‌ای برای چگالی جریان وجود دارد که در آن توان الکتریکی بیشینه خواهد بود. شائولین ما و همکاران [۱۲] در مطالعه‌ای به منظور بازیافت گرمای اتلافی از سیستم پیل سوختی اکسید جامد و کاهش گازهای گلخانه‌ای و آلاینده‌ها، یک سیستم نیروگاه تولید سه‌گانه با محرک پیل سوختی اکسید جامد پیشنهاد کردند تا از سیستم تولید سه‌گانه‌ای با استفاده از مخلوط آب-آمونیاک بهره بگیرند. سیستم پیشنهادی آنها که سوخت اصلی آن متان است می‌تواند بطور همزمان الکتریسیته، بار گرمایی و بار سرمایی تولید کند. نتایج این تحقیق نشان داد که تحت این شرایط با وجود کاهش بازده پیل سوختی اکسید جامد و کاهش بازده الکتریکی، بازده تبدیل انرژی کلی بیش از ٪۸۰ می‌شود. در تحقیقی که اخیراً توسط اسحاق و دینسَر [۱۳] ارائه شده است، ترکیب یک پیل سوختی اکسید جامد با سوخت مستقیم آمونیاک، کوپل شده با توربین گازی، مورد بررسی قرار گرفته است. این تحقیق، با نام تحلیل انرژی و اگزرژی یک پیل سوختی اکسید جامد با سوخت مستقیم آمونیاک، کوپل شده با یک توربین گازی انجام گرفته است.

در سال‌های اخیر اکثر تحقیقات و پژوهش‌ها در زمینه پیل سوختی، با در نظر گرفتن گاز متان، سین‌گاز و گازهای فاضلابی به عنوان سوخت مصرفی در پیل سوختی انجام شده است. در بین حامل‌های انرژی دارای هیدروژن، سوخت‌های الکلی نظیر دی‌متیل‌اتر سوخت‌هایی با مزایای رقابتی ویژه محسوب می‌شوند. این سوخت‌ها مانند هیدروژن، مفیدتر از منابع انرژی اولیه بوده و می‌تواند از بازه گسترده‌ای از سوخت‌های اولیه (گاز طبیعی، زغال سنگ، بایومس) و از طریق گازی‌سازی یا فرآیندهای سنتز شیمیایی حاصل شوند. علاوه بر این، دی‌متیل‌اتر عاری از سولفور، فلزات سنگین و دیگر ناخالصی‌ها بوده و با بازده تبدیل بالا و تولید آلاینده پایین می‌تواند برای تولید انرژی در پیل‌های سوختی، توربین‌های گازی و موتورهای احتراق داخلی به کار گرفته شود.

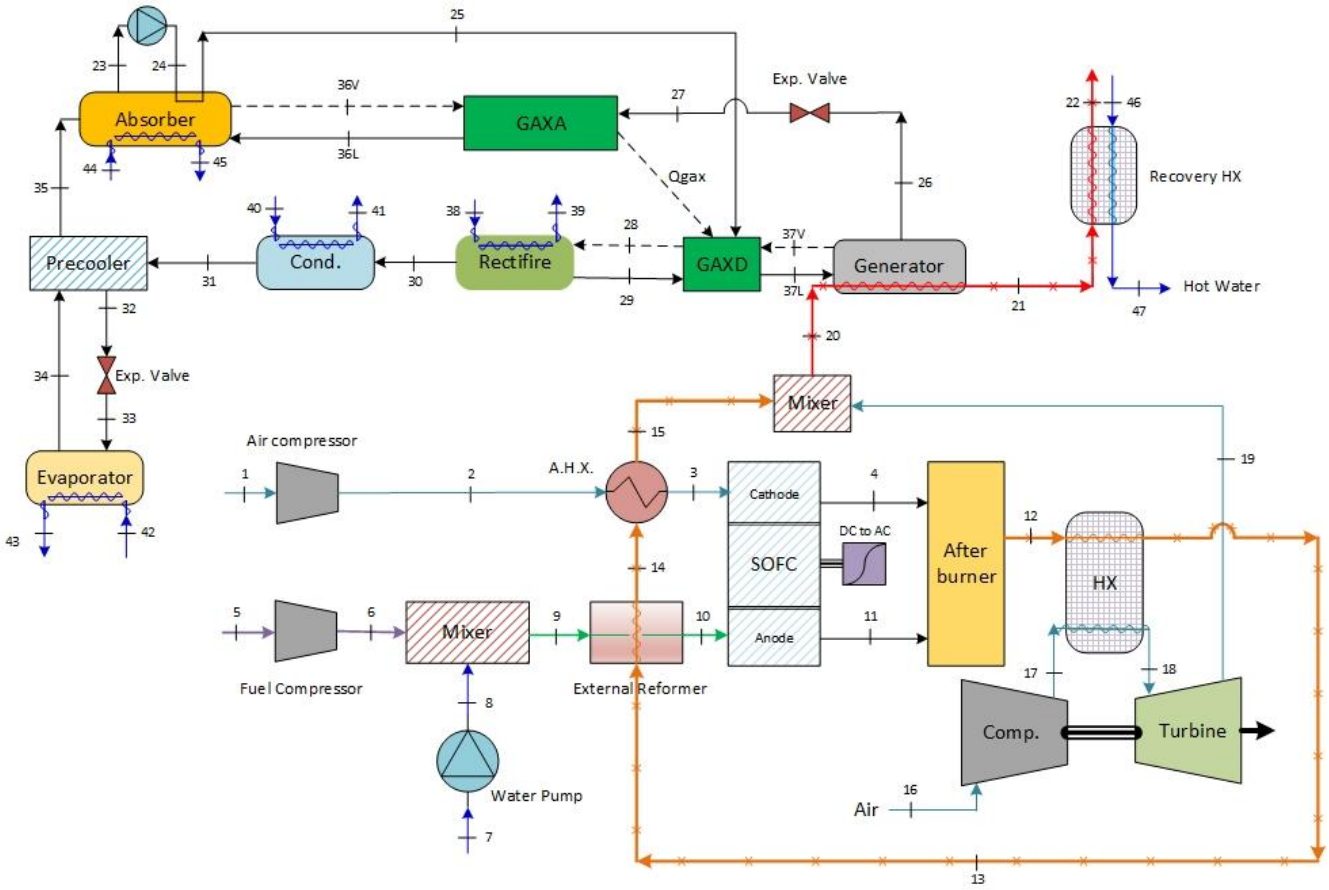
لئون و همکاران [۱۴] عملکرد یک پیل سوختی اکسید جامد با سوخت‌های مایع را با ریفُرمینگ داخلی مورد تحقیق قرار دادند. این سوخت‌ها متان، متانول و اتانول بودند. کوکو و همکاران [۱۵] مطالعه‌ای بر روی پارامترهای اساسی در سیستم‌های هیبرید پیل سوختی اکسید جامد با میکروتوربین گازی انجام داده‌اند. در این مطالعه از سوخت متانول و دی‌متیل‌اتر به جای متان استفاده شده است. در تحقیق دیگری چائو و همکارانش [۱۶] استفاده از یک پیل سوختی اکسید جامد با سوخت دی‌متیل‌اتر را برای فرآیند کُک سازی مدّ نظر قرار داده و تأثیر دمای کاری در ریفُرمینگ دی‌متیل‌اتر و روند تولید دی اکسید کربن حین این فرآیند را به توجه به توان دریافتی از پیل سوخی در فرآیند کُک سازی، مورد بررسی قرار داده‌اند. کاتسوتوشی ساتو و همکارانش [۱۷] نیز به مطالعه و بررسی یک پیل سوختی اکسید جامد دوگانه‌سوز با سوخت‌های دی‌متیل‌اتر و گاز نفتی

مایع[1] پرداخته‌اند. نتیجه تحقیق آنها نشان داد که در صورت استفاده از دی‌متیل‌اتر به جای گاز نفتی مایع در پیل سوختی اکسید جامد، کارایی پیل سوختی تغییری نداشته و در نتیجه می‌توان بدون انجام هیچ تغییری در پیل سوختی اکسید جامد با سوخت اصلی گاز نفتی مایع، از دی‌متیل‌اتر به عنوان سوخت کمکی با کارایی مناسب استفاده کرد. در ادامه تحقیقات انجام گرفته در خصوص پیل‌های سوختی اکسید جامد با سوخت دی‌متیل‌اتر، اِسنیتینیکُف و همکارانش [۱۸] انواع کاتالیست‌ها را به منظور تولید هیدروژن برای استفاده در مصارف پیل سوختی توسط ریفُرمینگ متانول، بایو اتانول و دی‌متیل‌اتر با بخار، مورد بررسی قرار داده‌اند.

علی‌رغم تحقیقات انجام گرفته پیشین، اخیراً مطالعه جدیدی مبنی بر استفاده از سوخت الکلی دی‌متیل‌اتر در یک پیل سوختیِ اکسید جامد انجام نگرفته و همچنین تحقیقی در رابطه با استفاده از این سوخت در یک سیستم تولید سه‌گانه، منتشر نشده است. از این رو در این تحقیق سعی شده است تا با معرفی یک سیستم تولید سه‌گانه با سوخت دی‌متیل‌اتر، به تحلیل ترمواکونومی آن پرداخته شود.

۲- توصیف سیستم پیشنهادی

طرح شماتیکی از سیستم تولید سه‌گانه پیشنهادی در شکل ۱ نشان داده شده است. سیستم از یک پیل سوختی اکسید جامد[2]، یک سیکل برایتون برای تولید توان و یک سیستم گَکس[3] برای تولید سرمایش و یک مبدل حرارتی برای گرمایش تشکیل شده است. دی‌متیل‌اتر، آب و هوا به مقدار جزئی متراکم می‌شوند تا فشار آنها به فشار کاری پیل‌سوختی برسد. برای تولید هیدروژن از سوخت، نیاز به فرایند ریفُرمینگ خواهد بود که استفاده از بخار آب برای این عمل[4] بهترین گزینه خواهد بود. در محفظه اختلاط آب و دی‌متیل‌اتر با یکدیگر مخلوط شده و سپس وارد ریفرمر خارجی می‌شوند. خروجی



شکل ۱ طرح‌وارهٔ سیستم تولید سه‌گانهٔ پیشنهادی

Fig. 1. A schematic diagram of the proposed trigeneration system

1 Liquefied Petroleum Gas (LPG)

2 SOFC

3 GAX

4 Reforming

ریفُرمر به آند و هوای پیش گرم‌شده به کاتد وارد می‌شود.

یک مبدل جریان مستقیم به جریان متناوب، جریان الکتریسیته تولید شده از واکنش‌های الکتروشیمیایی پیل سوختی را به جریان با کیفیت شبکه برق تبدیل می‌کند. هوای اضافی و سوختی که در پیل سوختی وارد واکنش نشده پیل را ترک کرده و وارد پس‌سوز می‌شود. در پس‌سوز احتراق کامل رُخ داده و گازهای دما بالای خروجی، سیال کاری سیکل برایتون را در یک مبدل حرارتی گرم می‌کند. در سیکل برایتون، هوای گرم و پرفشار در توربین منبسط شده و توان تولید می‌کند. سپس گازهای منبسط شده با بخشی از گازهای گرم کننده هوا در سیکل بالا مخلوط شده و برای مقاصد سرمایشی از ژنراتور سیستم گَکس عبور می‌کند. انرژی حرارتی باقی‌مانده در یک مبدل حرارتی برای مقاصد گرمایشی بازیافت می‌شود. جزئیات سیکل گَکس پیشتر توسط نویسندگان توضیح داده شده است [۱۹ و ۲۰].

در مدل‌سازی سیستم تولید سه‌گانه پیشنهادی فرضیات زیر در نظر گرفته شده است:

- سیستم تحت شرایط حالت پایا کار می‌کند.
- از تغییرات انرژی پتانسیل و جنبشی می‌توان صرف‌نظر کرد.
- همه گازها در سیستم پیل سوختی و توربین هوا مانند گاز ایده‌ال کار می‌کنند.
- هوای ورودی به پیل سوختی شامل ۷۹٪ نیتروژن و ۲۱٪ اکسیژن فرض می‌شود.
- دما در خروجی آند و کاتد یکسان و برابر با دمای کاری پیل سوختی است.
- مبرد در خروجی کندانسور و اواپراتور در حالت اشباع قرار دارد.
- محلول‌ها در خروجی ابزوربر و ژنراتور در دمای همان تجهیز هستند.

۳- مدل‌سازی سیستم

در این بخش، مدل‌سازی پیل سوختی اکسید جامد و تحلیل‌های انرژی، اگزرژی و اگزرژواکونومیک سیستم تولید سه‌گانه مورد نظر آورده شده است. در این تحقیق مدل‌سازی ترمودینامیکی سیستم‌ها با استفاده از نرم‌افزار ای.ای.اِس[1] انجام خواهد گرفت. این نرم‌افزار یک نرم‌افزار مناسب جهت حل همزمان معادلات ترمودینامیکی و اقتصادی است. این نرم‌افزار به منظور حل سیستم معادلات جبری طراحی شده و قابلیت حل معادلات دیفرانسیل، معادلات با متغیرهای مختلط، بهینه‌سازی، میان‌یابی خطی و غیرخطی و نیز رسم نمودار نتایج حاصل را دارا می‌باشد.

۳-۱- داده‌های ورودی

داده‌های ورودی مورد نیاز در جدول ۱ آورده شده‌اند.

جدول ۱- داده‌های ورودی
Table 1. Input data

پارامتر	مقدار
اختلاف دمای بین ورودی و خروجی آند	۱۰۰ K
بازده مبدل جریان مستقیم به جریان متناوب	٪۹۷
بازده ایزنتروپیک کمپرسور هوا، کمپرسور سوخت و پمپ‌ها	٪۸۵
افت فشار در پیل سوختی	٪۲
افت فشار در مبدل‌های حرارتی	٪۲
بازده پمپ محلول	٪۵۰
مقدار گاززدایی سیستم گکس	۰/۳
نسبت فشار توربین	۱۰
نست فشار کمپرسورهای سوخت و هوا	۱/۲
دمای محیط	۲۹۸/۱۵ K
فشار محیط	۱۰۱/۳ kPa
ساعات کاری سالانه سیستم	۸۰۰۰
نرخ بهره	٪۱۲
طول عمر سیستم	۲۰ سال

۳-۲- مدل‌سازی ریفُرمر خارجی

واکنش‌های ریفُرم شدن دی‌متیل‌اتر به صورت عمده گرماگیر هستند. گرمای مورد نیاز این واکنش ها از گازهای خروجی از پس‌سوز تأمین می‌شوند. واکنش‌های ریفُرمینگ و الکتروشیمیایی دی‌متیل‌اتر در روابط (۱) تا (۳) آورده شده‌اند:

$$x_r \rightarrow [CH_3OCH_3 + H_2O \leftrightarrow 2CH_3OH] \quad (۱)$$

$$y_r \rightarrow [CH_3OH + H_2O \leftrightarrow CO + 2H_2] \quad (۲)$$

$$z_r \rightarrow [CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2] \quad (۳)$$

که x_r، y_r و z_r نرخ‌های تبدیل مولی هستند. واکنش دی‌متیل‌اتر با بخار منجر به شکل‌گیری متانول می‌شود. واکنش‌های بعدی ریفُرم متانول، موجب تولید هیدروژن خواهد شد. با به کار بردن قانون بقای جرم، نرخ‌های جریان مولی گازهای در حال جریان به صورت آنچه که

1 Engineering Equation Solver (EES)

در روابط (۴) تا (۹) آورده شده‌اند، تعیین می‌شوند.

$$\dot{n}_{CH_3OCH_3}[9] = x_r \quad (۴)$$

$$\dot{n}_{H_2O}[9] = SCR \times \dot{n}_{CH_3OCH_3}[9] \quad (۵)$$

$$\dot{n}_{CO}[10] = y_r - z_r \quad (۶)$$

$$\dot{n}_{CO_2}[10] = z_r \quad (۷)$$

$$\dot{n}_{H_2}[10] = 2y_r + z_r \quad (۸)$$

$$\dot{n}_{H_2O}[10] = \dot{n}_{H_2O}[9] - x_r - z_r \quad (۹)$$

برای توصیف کمترین نسبت مولی بخار به سوخت، نسبت بخار به کربن (SCR) تعریف شده است. تحقیقات نشان می‌دهد نسبت بخار به کربن بسیار کوچک منجر به رسوب کردن حین فرآیند ریفُرمینگ خواهد شد [۲۴-۲۱]. از سوی دیگر، نسبت‌های بالاتر نسبت بخار به کربن موجب کاهش غلظت یون هیدروژن به دلیل رقیق بودن ناشی از آب واکنش نداده خواهد بود.کمترین نسبت مولی بخار به سوخت برای بیشینه کردن تولید هیدروژن ۱/۵ است. به دلیل عمل ریفُرمینگ دی‌متیل‌اتر در دمای پایین، در دما بالای گازهای خروجی از پی سوز دی‌متیل‌اتر به صورت کامل ریفُرم شده و درگازهای خروجی ریفُرمر وجود نخواهد داشت. به دلیل تعادل ترمودینامیکیِ واکنش‌ها و با استفاده از ثابت تعادل واکنش دوم، کسر مولی و نرخ جریان مولی گازهای حاصل از ریفُرم تعیین می‌شوند:

$$Ln(K_s) = -\Delta\bar{g}_s^0 / \bar{R} \times T[10] \quad (۱۰)$$

$$K_s = \frac{y_{CO_2}[10] \times y_{H_2}[10]}{y_{CO}[10] \times y_{H_2O}[10]} \quad (۱۱)$$

$$\Delta\bar{g}_s^0 = \bar{g}_{s,CO_2}^0 + \bar{g}_{s,H_2}^0 - \bar{g}_{s,H_2O}^0 - \bar{g}_{s,CO}^0 \quad (۱۲)$$

$$\bar{g}_s^0 = \bar{h} - T[10]\bar{s}^0 \quad (۱۳)$$

۳-۳- مدل‌سازی پیل سوختی اکسید جامد

روابط (۱۴) و (۱۵)، واکنش‌های شیمیایی و الکتروشیمیایی رُخ دهنده در آند و کاتد پیل سوختی را نشان می‌دهند.

$$m_r \rightarrow [CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2] \quad (۱۴)$$

$$p_r \rightarrow \left[H_2 + \tfrac{1}{2}O_2 \leftrightarrow H_2O\right] \quad (۱۵)$$

ضریب مصرف سوخت و هوا به ترتیب به صورت نشان داده شده در روابط (۱۶) و (۱۷)، تعریف می‌شوند:

$$U_f = \frac{p_r}{\dot{n}_{H_2}[10] + m_r} \quad (۱۶)$$

$$U_O = \frac{p_r/2}{\dot{n}_{O_2}[3]} \quad (۱۷)$$

با به کار بردن قانون بقای جرم، نرخ‌های جریان مولی گازهای در حال جریان تعیین می‌شود:

$$\dot{n}_{H_2O}[11] = \dot{n}_{H_2O}[10] + p_r - m_r \quad (۱۸)$$

$$\dot{n}_{CO}[11] = \dot{n}_{CO}[10] - m_r \quad (۱۹)$$

$$\dot{n}_{CO_2}[11] = \dot{n}_{CO_2}[10] + m_r \quad (۲۰)$$

$$\dot{n}_{H_2}[11] = \dot{n}_{H_2}[10] + m_r - p_r \quad (۲۱)$$

$$\dot{n}_{O_2}[4] = \dot{n}_{O_2}[3] - p_r/2 \quad (۲۲)$$

$$\dot{n}_{N_2}[3] = 79/21\, \dot{n}_{O_2}[3] \quad (۲۳)$$

$$\dot{n}_{N_2}[4] = \dot{n}_{N_2}[3] \quad (۲۴)$$

به دلیل تعادل ترمودینامیکی واکنش‌ها و با استفاده از ثابت تعادل واکنش، کسر مولی و نرخ جریان مولی گازهای حاصل از روابط (۲۵) تا (۲۸) تعیین می‌شوند:

$$Ln(K_s) = -\Delta\bar{g}_s^0 / \bar{R} \times T[11] \quad (۲۵)$$

$$K_s = \frac{y_{CO_2}[11] \times y_{H_2}[11]}{y_{CO}[11] \times y_{H_2O}[11]} \quad (۲۶)$$

$$\Delta\bar{g}_s^0 = \bar{g}_{s,CO_2}^0 + \bar{g}_{s,H_2}^0 - \bar{g}_{s,H_2O}^0 - \bar{g}_{s,CO}^0 \quad (۲۷)$$

$$\bar{g}_s^0 = \bar{h} - T[11]\bar{s}^0 \quad (۲۸)$$

که T[۱۱] دمای خروجی از پیل سوختی است. شدت جریان الکتریکی و چگالی جریان نیز مطابق با روابط (۲۹) و (۳۰)، محاسبه می‌شوند:

$$I = j.A_a \tag{۲۹}$$

$$j = \frac{2Fp_r}{N_{FC}A_a} \tag{۳۰}$$

توان تولیدی توسط پیل سوختی و ولتاژ کاری آن به صورت نشان داده شده در روابط (۳۱) و (۳۲)، تعریف می‌شوند:

$$\dot{W}_{FC,stack} = N_{FC}.I.V_c \tag{۳۱}$$

$$V_c = V_N - V_{loss} \tag{۳۲}$$

که V_N ولتاژ نرنست و V_{loss} مجموع افت ولتاژها می‌باشد. ولتاژ نرنست بیشترین ولتاژی است که در صورت وجود نداشتن جریان در مدار می‌توان به آن دست یافت. افت ولتاژ کل مجموع سه افت ولتاژ جداگانه است: افت ولتاژ اُهمی، افت ولتاژ غلظتی و افت ولتاژ فعال‌سازی. روابط مربوط به محاسبه ولتاژ نرنست و افت ولتاژها در جدول ۲ آورده شده است.

۳-۴- اعتبارسنجی

برای ارزیابی میزان صحّت مدل پیل سوختی در این پژوهش، از داده‌های تجربی تائو و همکاران [۲۵] استفاده شده است. در پیل سوختی مربوط به پژوهش تائو و همکاران [۲۵]، سوخت متان بوده است. از این‌رو برای اعتبار سنجی برنامه برای متان نوشته شده و پس از بررسی صحیح بودن، برنامه برای سوخت دی‌متیل‌اتر تغییر داده شده است. همان‌طور که در جدول ۳ دیده می‌شود، نتایج مدل پیشنهادی با داده‌های تائو و همکاران [۲۵] توافق خوبی دارد. سیکل گَکس نیز قبلاً در مرجع [۲۶] اعتبارسنجی شده است. از آنجایی که بخش‌های مختلف این مدل به طور جداگانه مورد اعتبار سنجی قرار گرفته‌اند، می‌توان نتیجه گرفت مدل حاضر صحیح می‌باشد.

۳-۵- تحلیل ترمودینامیکی

با در نظر گرفتن هر یک از اجزا به عنوان یک حجم کنترل و با

جدول ۲: معادلات الکتروشیمیایی برای پیل سوختی اکسیدجامد [۲۵]
Table 2. Electrochemical equations for solid oxide fuel cell [25]

پارامتر	معادله	
ولتاژ نرنست:		
	$V_N = -\frac{\Delta\bar{g}^0}{2F} - \frac{\bar{R}T_c}{2F}Ln\left[\frac{y_{H_2O}}{y_{H_2}\cdot\sqrt{y_{O_2}}}\right] - \frac{\bar{R}T_c}{4F}LnP_c$	(۳۳)
ولتاژ اُهمی:		
	$V_{ohm} = (R_{contact} + \rho_a L_a + \rho_c L_c + \rho_e L_e + \rho_{\text{int}} L_{\text{int}}) \times j$	(۳۴)
	$\rho_a = \left(95 \times \frac{10^6}{T_{FC,e}} \exp(-\frac{1150}{T_{FC,e}})\right)^{-1}$	(۳۵)
	$\rho_c = \left(42 \times \frac{10^6}{T_{FC,e}} \exp(-\frac{1200}{T_{FC,e}})\right)^{-1}$	(۳۶)
	$\rho_e = \left(3.34 \times \frac{10^4}{T_{FC,e}} \exp(-\frac{10300}{T_{FC,e}})\right)^{-1}$	(۳۷)
	$\rho_{\text{int}} = \left(9.3 \times \frac{10^6}{T_{FC,e}} \exp(-\frac{1100}{T_{FC,e}})\right)^{-1}$	(۳۸)
ولتاژ غلظتی:		
	$V_{conc} = V_{conc,a} + V_{conc,c}$	(۳۹)
	$V_{conc,a} = \frac{\bar{R}.T_{FC,e}}{2F}.\left(-Ln\left(1-\frac{j}{j_{as}}\right) + Ln\left(1-\frac{p_{H_2}.j}{p_{H_2O}.j_{as}}\right)\right)$	(۴۰)
	$V_{conc,c} = -\frac{\bar{R}.T_{FC,e}}{2F}Ln\left(1-\frac{j}{j_{cs}}\right)$	(۴۱)
	$j_{as} = \frac{2.F.p_{H_2}.D_{aeff}}{\bar{R}.T_{FC,e}.L_a}$	(۴۲)
	$j_{cs} = \frac{2.F.p_{O_2}.D_{ceff}}{\left(\frac{p_O - p_{O_2}}{p_O}\right)\bar{R}.T_{FC,e}.L_c}$	(۴۳)
ولتاژ فعالسازی:		
	$V_{act} = V_{act,a} + V_{act,c}$	(۴۴)
	$V_{act,a} = \frac{\bar{R}.T_{FC,e}}{F}.\left(Sinh^{-1}\left(\frac{j}{1.3\times10^4}\right)\right)$	(۴۵)
	$V_{act,c} = \frac{\bar{R}.T_{FC,e}}{F}.\left(Sinh^{-1}\left(\frac{j}{0.5\times10^4}\right)\right)$	(۴۶)

صرف نظر کردن از تغییرات انرژی پتانسیل و جنبشی، بالانس انرژی به صورت نشان داده شده در رابطه (۴۷)، نوشته می‌شود:

$$\dot{Q} - \dot{W} = \sum_i \dot{n}_i \bar{h}_i - \sum_e \dot{n}_e \bar{h}_e \tag{۴۷}$$

نرخ تخریب اگزرژی در هر جزء نیز از رابطه (۴۸) به دست می‌آید:

$$i = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right)\dot{Q}_j - \dot{W}_{cv} + \sum_i \dot{E}x_i - \sum_e \dot{E}x_e \tag{۴۸}$$

جدول ۳: مقایسه نتایج بدست آمده از مدل با مقادیر تجربی ارائه شده توسط تائو و همکاران [۲۵]

Table 3.Comparison of the results obtained from the model with the experimental values provided by Tao et al [25]

Error (%)	Power Density (W/m²) [مدل]	Power Density (W/m²) [۲۵]	Error (%)	V_{SOFC} (V) [مدل]	V_{SOFC} (V) [۲۵]	j (A/m²)
+۴	۰/۱۵۶	۰/۱۵	+۱	۰/۷۶۷۷	۰/۷۶	۲۰۰۰
+۲/۸۵	۰/۲۱۶	۰/۲۱	+۴/۷	۰/۷۱۲	۰/۶۸	۳۰۰۰
−۰/۷۶۹	۰/۲۵۸	۰/۲۶	+۴/۱۹	۰/۶۴۶	۰/۶۲	۴۰۰۰
+۱/۶	۰/۳	۰/۲۹۵	−۰/۹	۰/۵۶۴۸	۰/۵۷	۵۰۰۰
+۱/۵	۰/۳۲	۰/۳۱۵	+۲	۰/۵۳۰۴	۰/۵۲	۶۰۰۰

$\left(1-\frac{T_0}{T_j}\right)\dot{Q}_j$ در رابطه (۴۸)، نشانگر نرخ انتقال اگزرژی ناشی از انتقال حرارت در مرز با دمای jاست. در جدول ۴ روابط بکار رفته برای تعیین بازده اگزرژی آورده شده‌اند.

برای مقایسه دو سیستم انرژی مختلف، تحلیل‌های انرژی و اگزری کافی نیستند. بلکه ترکیبی از این دو تحلیل که اگزرژواکونومی خوانده می‌شود برای سنجش ناکارآمدی‌ها و دلایل آن در سیستم انرژی بکار می‌رود. محاسبه هزینه محصولات تولید شده توسط سیستم و نیز بهینه‌سازی سیستم هدف تحلیل اگزرژواکونومیک است. معادله توازن هزینه برای هر جزء از سیستم که گرما گرفته و کار انجام می‌دهد به صورت نشان داده شده در رابطه (۶۱)، قابل محاسبه است:

$$\sum_e \dot{C}_{e,k} + \dot{C}_{w,k} = \dot{C}_{q,k} + \sum_i \dot{C}_{i,k} + \dot{Z}_k \quad (۶۱)$$

$$\dot{C} = c\dot{E} \quad (۶۲)$$

که c هزینه واحد اگزرژی برای هر جریان است. $\dot{Z}_k$ میزان هزینه کل مرتبط با سرمایه‌گذاری اولیه و هزینه تعمیر و نگهداری برای جزء K بر حسب دلار بر ساعت می‌باشد و از روابط (۶۳) تا (۶۶)، قابل محاسبه است [۲۷]:

$$\dot{Z}_k = \dot{Z}_k^{CI} + \dot{Z}_k^{OM} \quad (۶۳)$$

جدول ۴ روابط به کار رفته برای تعیین بازده انرژی و اگزرژی

Table 4. Equations used to determine energy and exergy efficiencies

پارامتر	معادله	
نرخ انرژی ورودی به سیستم:	$\dot{Q}_{in} = \dot{m}_{CH_3OH}.LHV$ $LHV = 20094\ \text{kJ/kg}$	(۴۹)
توان استک پیل‌سوختی:	$\dot{W}_{FC,stack,ac} = \eta_{inv}.\dot{W}_{FC,stack}$	(۵۰)
	$\dot{W}_{net} = \dot{W}_{FC,stack,ac} + \dot{W}_T - (\dot{W}_{wp} + \dot{W}_{ac,1} + \dot{W}_{ac,2} + \dot{W}_{fc} + \dot{W}_{mainpump} + \dot{W}_{sfpump})$	(۵۱)
	$\eta_{FC} = (\dot{W}_{FC,stack,ac} - \dot{W}_{wp} - \dot{W}_{ac,1} - \dot{W}_{fc}) / \dot{Q}_{in}$	(۵۲)
	$\eta_{el} = \dot{W}_{net} / \dot{Q}_{in}$	(۵۳)
	$\eta_{cog,h} = (\dot{W}_{net} + \dot{Q}_h) / \dot{Q}_{in}$ $\dot{Q}_h = \dot{m}_w (h_{71} - h_{70})$	(۵۴)
	$\eta_{cog,c} = (\dot{W}_{net} + \dot{Q}_{eva}) / \dot{Q}_{in}$ $\dot{Q}_{eva} = \dot{m}_{eva} (h_{49} - h_{50})$	(۵۵)
	$\eta_{tri} = (\dot{W}_{net} + \dot{Q}_h + \dot{Q}_{eva}) / \dot{Q}_{in}$	(۵۶)
	$\dot{E}_{in} = \dot{m}_{CH_3OH}.\bar{e}_{CH_3OH}^{ch,0}$ $\psi_e = \dot{W}_{net} / \dot{E}_{in}$	(۵۷)
	$\psi_{cog,c} = (\dot{W}_{net} + \dot{E}_{43}) / \dot{E}_{in}$	(۵۸)
	$\psi_{cog,h} = (\dot{W}_{net} + \dot{E}_{47}) / \dot{E}_{in}$	(۵۹)
	$\psi_{tri} = (\dot{W}_{net} + \dot{E}_{43} + \dot{E}_{47}) / \dot{E}_{in}$	(۶۰)

$$\dot{Z}_k^{CI} = \left(\frac{CRF}{\tau}\right) Z_k \quad (۶۴)$$

$$CRF = \frac{i_r(1-i_r)^n}{(1+i_r)^n - 1} \quad (۶۵)$$

$$\dot{Z}_k^{OM} = \gamma_k Z_k + \omega_k \dot{E}_{p,k} + \dot{R}_k \quad (۶۶)$$

CRF ضریب بازگشت سرمایه محسوب می‌گردد که به نرخ بهره و طول عمر تجهیزات وابسته است. i_r نرخ بهره و n تعداد سال‌های کارکرد اجزای سیستم می‌باشد. γ_k برابر با ۰/۱ فرض شده و از دو عبارت دیگر در سمت راست رابطه (۶۶) صرف نظر شده است. با استفاده از ضریب هزینه نیروگاه مهندسی شیمی ، هزینه هر جزء سیستم از سال اصلی به سال مرجع تغییر یافته است:

$$\dot{Z}_{k,PY} = \dot{Z}_k \times \frac{CI_k}{CI_O} \quad (۶۷)$$

روابط مورد استفاده برای محاسبه هزینه سرمایه‌گذاری تجهیزات و بالانس هزینه، در جدول‌های ۵ و ۶ آورده شده‌اند.

۴- نتایج و بحث

نتایج حاصل از تحلیل‌های ارائه شده در این تحقیق نیز به صورت خواص ترمودینامیکی نقاط اصلی سیستم تولید سه‌گانه پیشنهادی در جدول ۷ آورده شده‌اند.

در شکل ۲، چگونگی تغییرات بازده قانون اول سیستم تولید سه‌گانه و بازده‌های قانون دوم با تغییرات ضریب بهره‌گیری سوخت نشان داده شده است. با افزایش ضریب بهره‌وری سوخت از ۰/۷ به ۰/۹ ، بازده‌های قانون دوم افزایش یافته و بازده قانون اول سیستم تولید سه‌گانه به مقدار یک درصد کاهش می‌یابد. با افزایش ضریب بهره‌وری سوخت، به دلیل افزایش غلظت سوخت، میزان افت ولتاژ غلظتی افزایش می‌یابد در حالی که سایر افت ولتاژها ثابت هستند. به این

جدول ۵ هزینه سرمایه‌گذاری برای هر یک از اجزای سیستم

Table 5. The capital investment for each component of the system

تجهیز		معادله هزینه	سال مرجع	CEPCI [۱۹]	مرجع
کمپرسور هوای ۱ و ۲	(۶۸)	$Z_{AC} = 91562 \times (\dot{W}_{AC}/455)^{0.67}$	۲۰۰۳	۴۰۲/۳	[۲۰]
کمپرسور سوخت	(۶۹)	$Z_{fc} = 91562 \times (\dot{W}_{fc}/455)^{0.67}$	۲۰۰۰	۳۹۴/۱	[۲۸]
پمپ آب	(۷۰)	$Z_{pump} = 3 \times 422 \times (\dot{W}_{p1}/1)^{0.71} \times 1.41 \times f_n$ $f_n = 1 + (0.2/(1-\eta_{p1}))$	۲۰۰۰	۳۹۴/۱	[۲۸]
مبدل حرارتی هوا	(۷۱)	$Z_{HX1} = 130 \times (A_{HX1}/0.093)^{0.78}$	۲۰۰۵	۴۶۸/۲	[۲۹]
پیل سوختی	(۷۲)	$Z_{FC} = A_a \times N_{FC} \times (2.96 \times T_{FC,e} - 1907)$	۲۰۰۲	۳۹۵/۶	[۳۰]
ریفُرمر خارجی	(۷۳)	$Z_{reformer} = 0.1 \times Z_{FC}$			[۳۱]
مبدل جریان مستقیم به متناوب	(۷۴)	$Z_{inv} = 100000 \times (\dot{W}_{FC,DC}/500)^{0.7}$	۲۰۰۲	۳۹۵/۶	[۲۰]
پس‌سوز	(۷۵)	$Z_{AB} = \left(46.08 \times \frac{\dot{m}_4}{0.955 - (P_{12}/P_4)}\right) \times (1 + e^{0.018T_{13} - 26.4})$	۱۹۹۴	۳۶۸/۱	[۳۰]
مبدل حرارتی ۲	(۷۶)	$Z_{HX2} = 130 \times (A_{HX2}/0.093)^{0.78}$	۲۰۰۵	۴۶۸/۲	[۲۹]
توربین	(۷۷)	$Z_T = \dot{W}_T \times (1318.5 - 98.32 \times Ln(\dot{W}_T))$	۲۰۰۵	۴۶۸/۲	[۲۹]
دزوربر	(۷۸)	$Z_{desorber} = 17500 \times (A_{desorber}/100)^{0.6}$	۲۰۰۰	۳۹۴/۱	[۲۹]
دزوربر گکس	(۷۹)	$Z_{GAXD} = 17500 \times (A_{GAXD}/100)^{0.6}$	۲۰۰۰	۳۹۴/۱	[۳۲]
ابزوربر	(۸۰)	$Z_{absorber} = 17500 \times (A_{absorber}/100)^{0.6}$	۲۰۰۰	۳۹۴/۱	[۲۹]
ابزوربر گکس	(۸۱)	$Z_{GAXA} = 16500 \times (A_{GAXA}/100)^{0.6}$	۲۰۰۰	۳۹۴/۱	[۲۹]
رکتی فایر	(۸۲)	$Z_{rectifier} = 17000 \times (A_{rectifier}/100)^{0.6}$	۲۰۰۰	۳۹۴/۱	[۲۹]
کندانسور	(۸۳)	$Z_{cond} = 8000 \times (A_{cond}/100)^{0.6}$	۲۰۰۰	۳۹۴/۱	[۲۹]
پیش سردکن	(۸۴)	$Z_{PC} = 12000 \times (A_{PC}/100)^{0.6}$	۲۰۰۰	۳۹۴/۱	[۳۲]
اواپراتور	(۸۵)	$Z_{eva} = 16000 \times (A_{eva}/100)^{0.6}$	۲۰۰۰	۳۹۴/۱	[۲۹]
پمپ اصلی	(۸۶)	$Z_{mainpump} = 2100 \times (\dot{W}_p/10)^{0.26} \times \left(\frac{1-etap}{eatap}\right)^{0.5}$	۲۰۰۰	۳۹۴/۱	[۲۸]
مبدل حرارتی ۳	(۸۷)	$Z_{HX3} = 130 \times (A_{HX3}/0.093)^{0.78}$	۲۰۰۵	۴۶۸/۲	[۲۹]

جدول ۶. روابط بالانس هزینه، معادلات کمکی برای هریک از اجزا

Table 6. Cost balance equations, auxiliary equations for each component

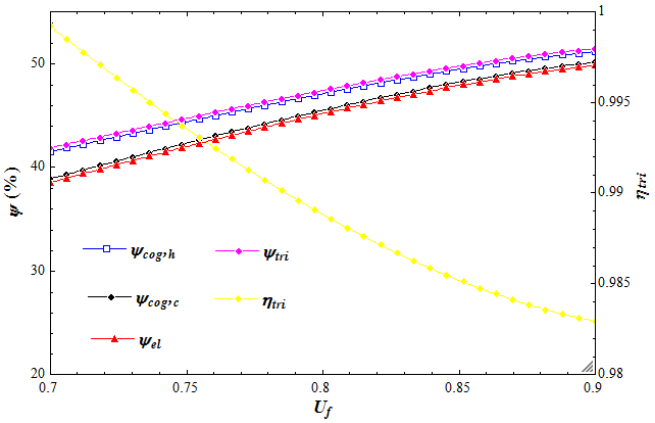
تجهیز	رابطه بالانس هزینه	معادله کمکی
کمپرسور هوا	$\dot{C}_2=\dot{C}_1+\dot{Z}_{AC,PY}$	$c_1=0$
کمپرسور سوخت	$\dot{C}_6=\dot{C}_5+\dot{Z}_{fc,PY}$	$c_5=9.5[\$/GJ]$
پمپ آب	$\dot{C}_8=\dot{C}_7+\dot{Z}_{wp,PY}$	$c_7=0$
مبدل حرارتی هوا	$\dot{C}_{15}+\dot{C}_3=\dot{C}_{14}+\dot{C}_2+\dot{Z}_{AHE,PY}$	$c_{15}=c_{14}$
محفظه اختلاط ۱	$\dot{C}_9=\dot{C}_6+\dot{C}_8+\dot{Z}_{mixer,PY}$	
ریفرمر خارجی	$\dot{C}_{10}+\dot{C}_{14}=\dot{C}_9+\dot{C}_{13}+\dot{Z}_{ref,PY}$	$\dot{Z}_{ref,PY}=0.1\times\dot{Z}_{FC,PY}$ $c_{13}=c_{14}$
پیل سوختی	$\dot{C}_4+\dot{C}_{11}+\dot{C}_{48}=\dot{C}_3+\dot{C}_{10}+\dot{Z}_{FC,PY}$	$c_{11}=c_{48}$ $c_4=c_{48}$
مبدل جریان مستقیم به متناوب	$\dot{C}_{49}=\dot{C}_{48}+\dot{Z}_{INV}$	$c_{49}=c_w$
پس‌سوز	$\dot{C}_{12}=\dot{C}_4+\dot{C}_{11}+\dot{Z}_{AB,PY}$	
کمپرسور هوای ۲	$\dot{C}_{17}=\dot{C}_{16}+\dot{Z}_{AC,PY}$	$c_{16}=0$
مبدل حرارتی۲	$\dot{C}_{13}+\dot{C}_{18}=\dot{C}_{12}+\dot{C}_{17}+\dot{Z}_{HX2,PY}$	$c_{12}=c_{13}$
توربین	$\dot{C}_{19}+\dot{C}_{49}=\dot{C}_{18}+\dot{Z}_{T,PY}$	$c_{49}=c_w$
محفظه اختلاط ۲	$\dot{C}_{20}=\dot{C}_{19}+\dot{C}_{15a}+\dot{Z}_{mixer,PY}$	$(\dot{C}_{28}-\dot{C}_{25})/(\dot{E}x_{28}-\dot{E}x_{25})=(\dot{C}_{26}-\dot{C}_{25})/(\dot{E}x_{26}-\dot{E}x_{25})$ $c_{20}=c_{21}$
دزوربر	$\dot{C}_{26}+\dot{C}_{28}+\dot{C}_{21}=\dot{C}_{29}+\dot{C}_{20}+\dot{C}_{25}+\dot{C}_{GAXD}+\dot{Z}_{desorber,PY}$	$c_{rq}=c_{av}$ $c_{25}=c_{av}$ $c_{44}=0$
دزوربر گکس	$\dot{C}_{28}+\dot{C}_{37,l}=\dot{C}_{v,37}+\dot{C}_{25}+\dot{C}_{rq}+\dot{C}_{29}+\dot{Z}_{GAXD,PY}$	$(\dot{C}_{27}+\dot{C}_{35})/(\dot{E}x_{27}+\dot{E}x_{35})=\dfrac{\dot{C}_{23}}{\dot{E}x_{23}}$ $(\dot{C}_{27}+\dot{C}_{24})/(\dot{E}x_{27}+\dot{E}x_{24})=\dfrac{\dot{C}_{25}}{\dot{E}x_{25}}$
ابزوربر	$\dot{C}_{23}+\dot{C}_{25}+\dot{C}_{45}+\dot{C}_{GAXA}=\dot{C}_{35}+\dot{C}_{27}+\dot{C}_{24}+\dot{Z}_{absorber,PY}$ $\dot{C}_{av}+\dot{C}_{36,l}=\dot{C}_{v,36}+\dot{C}_{27}+\dot{Z}_{GAXA,PY}$	$(\dot{C}_{av}-(\dot{C}_{27}+\dot{C}_{v,36}))/(\dot{E}x_{av}-(\dot{E}x_{34}-\dot{E}x_{v,36}))=(\dot{C}_{l,36}-(\dot{C}_{28}-\dot{C}_{v,27}))/(\dot{E}x_{l,36}-(\dot{E}x_{28}-\dot{E}x_{v,27}))$
ابزوربر گکس		$(\dot{C}_{30}-\dot{C}_{28})/(\dot{E}x_{30}-\dot{E}x_{28})=(\dot{C}_{28}-\dot{C}_{27})/(\dot{E}x_{28}-\dot{E}x_{27})$ $c_{38}=c_{39}$
رکتی‌فایر	$\dot{C}_{30}+\dot{C}_{29}+\dot{C}_{39}=\dot{C}_{28}+\dot{C}_{38}+\dot{Z}_{rectifier,PY}$	$c_{40}=c_{41}$
کندانسور	$\dot{C}_{41}+\dot{C}_{31}=\dot{C}_{29}+\dot{C}_{38}+\dot{Z}_{cond,PY}$	$c_{34}=c_{35}$
پیش‌سردکن	$\dot{C}_{35}+\dot{C}_{32}=\dot{C}_{31}+\dot{C}_{34}+\dot{Z}_{PC,PY}$	$c_{33}=c_{34}$
اواپراتور	$\dot{C}_{43}+\dot{C}_{34}=\dot{C}_{42}+\dot{C}_{33}+\dot{Z}_{eva,PY}$	
شیر انبساط ۱	$\dot{C}_{26}=\dot{C}_{27}+\dot{Z}_{\exp valve1,PY}$	
شیر انبساط ۲	$\dot{C}_{33}=\dot{C}_{32}+\dot{Z}_{\exp valve2,PY}$	$c_p=c_w$
پمپ اصلی و موتور	$\dot{C}_{24}=\dot{C}_{23}+\dot{C}_p+\dot{Z}_{mainpump,PY}+\dot{Z}_{motor,PY}$	$c_{21}=c_{22}$
بازیاب حرارتی	$\dot{C}_{47}+\dot{C}_{27}=\dot{C}_{46}+\dot{C}_{21}+\dot{Z}_{HX3,PY}$	
		$c_w=\dfrac{\dot{C}_{w,net}}{\dot{W}_{net}}$ $c_{cooling}=\dfrac{\dot{C}_{43}}{\dot{E}x_{43}}$ $c_{heating}=\dfrac{\dot{C}_{47}}{\dot{E}x_{47}}$

جدول ۷. خواص ترمودینامیکی و هزینهٔ جریان‌های سیستم

Table 7. Thermodynamic properties and cost of the streams of the system

جریان	T (K)	p (kPa)	$\dot{m}$ (kg/s)	$\dot{E}$ (kW)	C ($/h)	c ($/GJ)
۱	۲۹۸/۲	۱۰۱/۳	۱/۳۷۱	۶/۱۳۸	۰	۰
۲	۳۱۶/۹	۱۲۱/۶	۱/۳۷۱	۲۸/۴۱	۲/۶۸۲	۲۶/۲۲
۳	۴۷۵/۹	۱۱۹/۱	۱/۳۷۱	۲۷۸	۲۹/۸۲	۲۹/۸
۴	۸۷۷	۱۱۶/۷	۱/۳۶۶	۳۹۹/۸	۲۹/۳۳	۲۰/۳۸
۵	۲۹۸/۲	۱۰۱/۳	۰/۱۸۴	۶۶۹/۴	۲۲/۸۹	۰۹/۵
۶	۳۰۶/۴	۱۲۱/۶	۰/۱۸۴	۶۶۹/۴	۲۲/۹۳	۹/۵۱۳
۷	۲۹۸/۲	۱۰۱/۳	۰/۲۱۶	۱۱/۳۸	۰	۰
۸	۲۹۸/۲	۱۲۱/۶	۰/۲۱۶	۱۱/۳۹	۰/۰۰۰۷۶	۰/۰۱۸
۹	۳۰۰/۱	۱۲۱/۶	۰/۰۴	۶۵۹/۲	۲۲/۹۳	۹/۶۶۲
۱۰	۷۷۷	۱۱۹/۱	۰/۰۴	۶۱۳/۳	۲۷/۲۲	۱۲/۳۳
۱۱	۸۷۷	۱۱۶/۷	۰/۰۷۲	۱۶۲/۹	۱۱/۹۵	۲۰/۳۸
۱۲	۹۳۷/۴	۱۱۰/۹	۱/۴۳۸	۴۹۸	۴۱/۷۸	۲۳/۳
۱۳	۸۸۵/۱	۱۰۸/۷	۱/۴۳۸	۴۳۶/۵	۳۶/۶۲	۲۳/۳
۱۴	۸۱۵/۸	۱۰۴/۴	۱/۴۳۸	۳۵۷/۱	۲۹/۹۶	۲۳/۳
۱۵	۴۴۰/۳	۱۰۲/۳	۱/۴۳۸	۵۱/۰۵	۴/۲۸۲	۲۳/۳
۱۶	۲۹۸/۱۵	۱۰۱/۳	۰/۲۳	۱/۰۳۳	۰	۰
۱۷	۵۶۹/۱	۱۰۱۳	۰/۲۳	۶۵/۳۵	۶/۳۳۷	۲۶/۹۳
۱۸	۹۱۹	۹۹۲/۷	۰/۲۳	۱۱۷/۳	۱۱/۵۵	۲۷/۳۷
۱۹	۵۶۲/۸	۹۹/۲۷	۰/۲۳	۱۸/۶	۱/۸۳۲	۲۷/۳۷
۲۰	۴۶۱/۷	۹۹/۲۷	۱/۳۰۹	۵۱/۰۱	۵/۰۴۴	۲۷/۴۶
۲۱	۴۳۱/۷	۹۹/۲۷	۱/۳۰۹	۳۷/۳	۳/۶۸۸	۲۷/۴۶
۲۲	۳۲۰/۹	۹۷/۲۹	۱/۳۰۹	۴/۵۱۸	۰/۴۴۶	۲۷/۴۶
۲۳	۳۱۵	۴۷۸/۴	۰/۱	۹۴۳/۸	۲۰۲/۸	۵۹/۶۹
۲۴	۳۱۵/۵	۱۵۴۸	۰/۱	۹۴۴	۲۰۲/۹	۵۹/۶۹
۲۵	۳۵۸/۹	۱۵۴۸	۰/۱	۹۴۶/۲	۲۰۳	۵۹/۶
۲۶	۴۳۹/۴	۱۵۴۸	۰/۱	۱۵۷/۱	۳۳/۲۶	۵۸/۸۱
۲۷	۳۹۹/۲	۴۷۸/۴	۰/۰۶	۱۵۶/۶	۳۳/۲۶	۵۹
۲۸	۳۵۸/۹	۱۵۴۸	۰/۰۴۱	۸۱۷/۱	۱۷۵/۲	۵۹/۵۷
۲۹	۳۵۸/۹	۱۵۴۸	۰/۰۰۱	۹/۵۴۷	۲/۲۰۷	۶۴/۲۲
۳۰	۳۴۰/۳	۱۵۴۸	۰/۰۴۰۲	۸۰۶/۹	۱۷۳	۵۹/۵۷
۳۱	۳۱۳/۲	۱۵۴۸	۰/۰۴۰۲	۸۰۴/۲	۱۷۳/۱	۵۹/۷۹
۳۲	۲۸۵/۳	۱۵۴۸	۰/۰۴۰۲	۸۰۴/۱	۱۷۳/۲	۵۹/۸۲
۳۳	۲۷۶/۲	۴۷۸/۴	۰/۰۴۰۲	۸۰۴	۱۷۳/۲	۵۹/۸۲
۳۴	۲۷۸/۲	۴۷۸/۴	۰/۰۴۰۲	۸۰۰/۷	۱۷۲/۴	۵۹/۸۲
۳۵	۳۰۳/۳	۴۷۸/۴	۰/۰۴۰۲	۸۰۰/۵	۱۷۲/۴	۵۹/۸۲
۳۶V	۳۵۸/۹	۴۷۸/۴	۰/۰۱۱	۲۰۴/۸	۵۸/۲۹	۷۹/۰۸
۳۶L	۳۵۸/۹	۴۷۸/۴	۰/۰۷	۳۵۴	۸۹/۶۹	۷۰/۳۷
۳۷V	۳۹۹/۲	۱۵۴۸	۰/۰۱۶	۲۸۵/۷	۶۰/۹۹	۵۹/۲۹
۳۷L	۳۹۹/۲	۱۵۴۸	۰/۰۷	۴۳۴/۲	۹۳/۱۴	۵۹/۶
۳۸	۲۹۸/۲	۱۰۱/۳	۰/۰۲۵	۰/۰۰۰۰۴	۰	۰
۳۹	۳۳۸/۹	۱۰۱/۳	۰/۰۲۵	۰/۲۶۶	۰	۰
۴۰	۲۹۸/۲	۱۰۱/۳	۰/۵۱۶	۰/۰۰۰۶۷	۰	۰
۴۱	۳۲۰/۳	۱۰۱/۳	۰/۵۱۶	۱/۶۸۸	۰	۰
۴۲	۲۹۸/۲	۱۰۱/۳	۰/۶۵	۰/۰۰۰۸	۰	۰
۴۳	۲۸۱/۲	۱۰۱/۳	۰/۶۵	۱/۳۶	۰/۸۱۱	۱۶۵/۷
۴۴	۲۹۸/۲	۱۰۱/۳	۰/۲۰۸	۰/۰۰۰۲	۰	۰
۴۵	۳۳۸/۹	۱۰۱/۳	۰/۲۰۸	۲/۲۲۷	۰/۸۱۲	۱۰۱/۴
۴۶	۲۹۸/۲	۱۰۱/۳	۱/۵	۷۹۱	۰	۰
۴۷	۳۲۲/۴	۹۹/۲۷	۱/۵	۷۹۶/۹	۴/۳۸۳	۱/۵۲۸

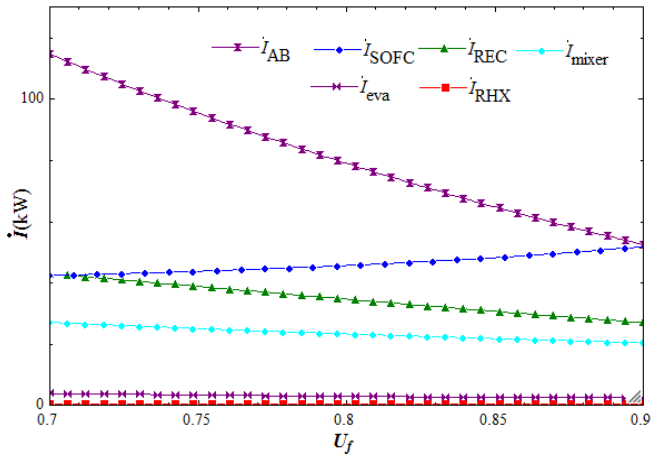
ترتیب با افزایش ضریب بهره‌وری سوخت، ولتاژ پیل سوختی کاهش می‌یابد. افزایش ضریب بهره‌وری سوخت به معنای کاهش دبی سوخت و هوای مصرفی است که کاهش کار مورد نیاز کمپرسورها و پمپ‌ها را به دنبال دارد. اگرچه با کاهش سوخت و هوای مصرفی دماهای نقاط مختلف در سیکل نیز کاهش می‌یابند و در نتیجه توان خالص سیستم و توان سرمایشی و گرمایشی نیز کاهش خواهد داشت اما اثر کاهش دبی سوخت ورودی غالب است و باعث افزایش بازده‌های قانون دوم می‌شود. تمامی بازده‌های قانون دوم افزایشی معادل ۱۲٪ دارند. در مورد بازده قانون اول سیستم آثار این کاهش‌ها تقریبا معادل است و فقط کاهش نزدیک یک درصد قابل مشاهده است.



شکل ۲ چگونگی تغییرات بازده قانون اول سیستم تولید سه‌گانه و بازده های قانون دوم با تغییرات ضریب بهره‌گیری سوخت

Fig. 2. The influence of fuel utilization factor variation on first and second law efficiencies of the trigeneration system

در شکل ۳، چگونگی تغییرات میزان تخریب اگزرژی اجزای مختلف با تغییرات ضریب بهره‌گیری سوخت دیده می‌شود. همان‌طور که در این شکل قابل مشاهده است، بالاترین میزان تخریب اگزرژی به ترتیب متعلق به پس‌سوز، پیل سوختی و بازیاب گرما است. سه عامل تخریب اگزرژی واکنش شیمیایی، اختلاط و انتقال گرمای همراه با اختلاف دما در جریان ها است. دلیل تخریب اگزرژی در محفظه احتراق و پیل سوختی واکنش شیمیایی، و در بازیاب گرما انتقال حرارت با اختلاف دما در جریان‌ها است. به جز پیل سوختی، در سایر اجزا با افزایش ضریب بهره‌وری سوخت میزان تخریب اگزرژی روند نزولی دارد و با افزایش ضریب بهره‌وری سوخت کاهش می‌یابد. در پیل سوختی، با افزایش غلظت سوخت افت فشار غلظتی و در نتیجه تخریب اگزرژی افزایش می‌یابد و این دلیل روند صعودی نمودار تخریب اگزرژی پیل

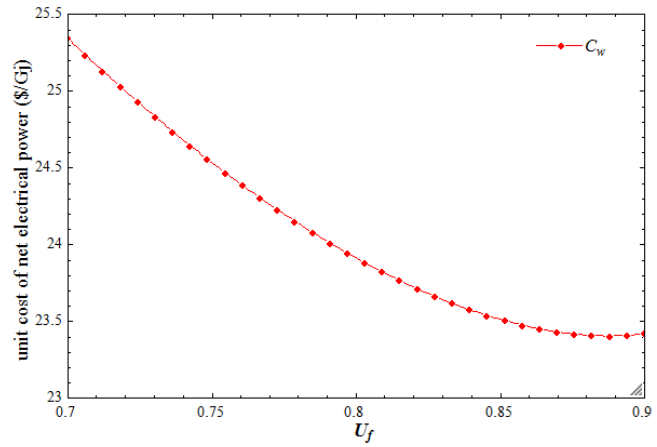


شکل ۳ چگونگی تغییرات میزان تخریب اگزرژی اجزای مختلف با تغییرات ضریب بهره‌گیری سوخت

Fig. 3. The influence of fuel utilization factor variation on exergy destruction in different components

سوختی است. با کاهش دماها در نقاط مختلف سیکل، میزان اختلاف دما در جریان‌های گرم‌شونده و سردشونده کاهش یافته که موجب نزولی شدن روند تخریب اگزرژی در مبدل‌های حرارتی می‌شود.

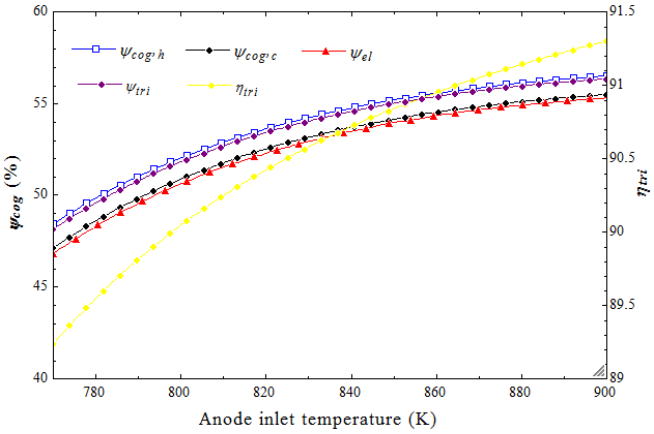
در شکل ۴ تغییرات هزینهٔ واحد توان تولیدی بر حسب تغییرات ضریب بهره‌وری سوخت نشان داده شده است. همان‌طور که مشخص است با افزایش ضریب بهره‌وری سوخت، هزینه واحد توان تولیدی کاهش می‌یابد. زیرا با افزایش ضریب بهره‌وری سوخت برای تولید توان میزان کمتری از سوخت و هوا مورد نیاز خواهد بود که کاهش هزینه مربوط به سوخت مصرفی و نیز هزینه‌های تجهیزات (پمپ‌ها و کمپرسورهای کوچکتر، مبدل‌های حرارتی با مساحت کمتر) را به دنبال دارد.



شکل ۴: چگونگی تغییرات هزینه واحد توان تولیدی سیستم با تغییرات ضریب بهره‌گیری سوخت.

Fig. 4. The influence of fuel utilization factor variation on unit cost of power

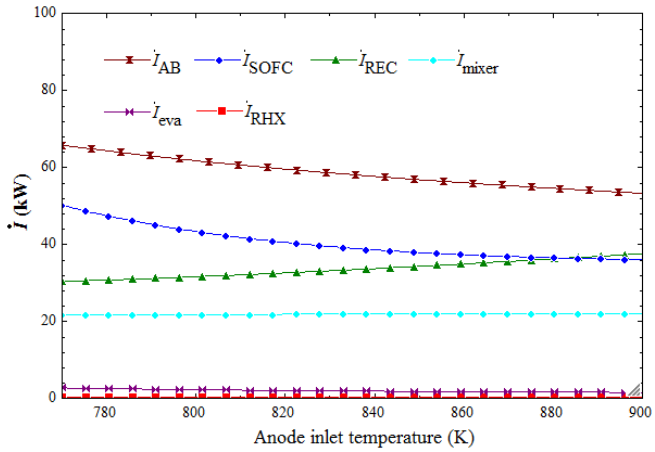
در شکل‌های ۵ تا ۷ اثر تغییرات دمای جریان ورودی به آند بر روی بازده‌ها، میزان تخریب اگزرژی در اجزاء و هزینه واحد توان تولیدی نشان داده شده است. در شکل ۵، چگونگی تغییرات بازده قانون اول سیستم تولید سه‌گانه و بازده‌های قانون دوم با تغییرات دمای جریان ورودی به آند در چگالی جریان ثابت برابر با A/m^2 ۳۵۰۰ و ضریب بهره‌وری سوخت ۰/۸۵ نشان داده شده است. همان طور که دیده می‌شود، تمامی بازده‌ها با افزایش دما روند صعودی دارند. با وجود کاهش بار سرمایشی اواپراتور به دلیل کاهش دبی ناشی از کاهش دبی سوخت و هوا، آثار افزایش توان تولیدی خالص و افزایش توان حرارتی در بازیاب، موجب روند صعودی بازده قانون اول سیستم تولید سه‌گانه می‌شود.



شکل ۵: چگونگی تغییرات بازده قانون اول سیستم تولید سه‌گانه و بازده‌های قانون دوم با تغییرات دمای جریان ورودی به آند

Fig. 5. The influence of anode inlet temperature variation on first and second law efficiencies of the trigeneration system

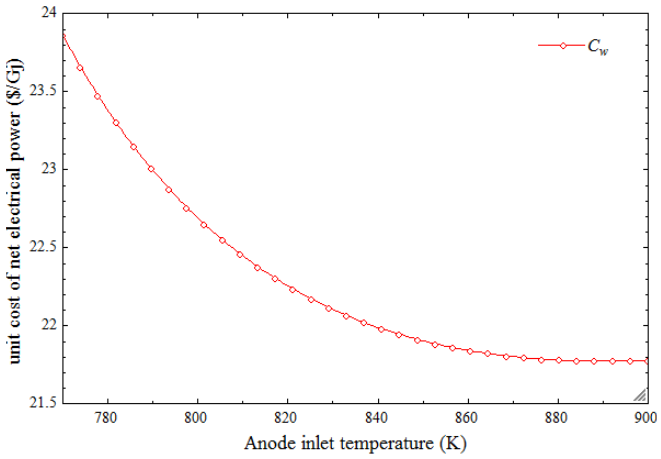
در شکل ۶ چگونگی تغییر نرخ تخریب اگزرژی اجزای مختلف با تغییرات دمای جریان ورودی به آند، نشان داده شده است. همان طور که دیده می‌شود، بالاترین میزان تخریب اگزرژی به پس‌سوز تعلق دارد و پیل سوختی و بازیاب حرارتی در رده دوم و سوم قرار دارند. با بالا رفتن دمای جریان ورودی به آند نرخ تخریب اگزرژی در پس‌سوز و پیل سوختی کاهش یافته است، در حالی که این نرخ در بازیاب حرارتی افزایش می‌یابد. افزایش دمای جریان ورودی به آند به معنای افزایش دمای کاری پیل سوختی است و موجب کاهش افت ولتاژها و افزایش ولتاژ کاری پیل سوختی می‌شود. که این به معنی افزایش توان تولیدی پیل سوختی و کاهش نرخ اگزرژی تخریبی است. به دنبال افزایش دمای جریان ورودی به آند، دمای جریان سردشونده ورودی به بازیاب حرارتی بالا می‌رود و به دلیل اختلاف دمای بالای آن با جریان گرم شونده ورودی به بازیاب، تخریب اگزرژی بالا خواهد رفت.



شکل ۶ : چگونگی تغییر میزان تخریب اگزرژی اجزای مختلف با تغییرات دمای جریان ورودی به آند

Fig. 6. The influence of anode inlet temperature variation on exergy destruction in different components

در شکل ۷ می‌توان تغییرات هزینه واحد توان تولیدی را با تغییرات دمای جریان ورودی به آند، مشاهده کرد. به دلیل کاهش مصرف سوخت و در نتیجه هزینه اگزرژی ورودی و از سوی دیگر افزایش توان تولیدی، روند این نمودار نزولی خواهد بود. با بالا رفتن دمای جریان ورودی به آند، واکنش‌های شیمیایی در پیل سوختی و محفظه احتراق در دمای بالاتر و با سرعت بیشتری رُخ می‌دهند. بالا رفتن دمای محصولات احتراق خروجی از محفظه احتراق، باعث بالا رفتن دمای جریان ورودی به توربین شده و کار توربین را افزایش می‌دهد. از سوی دیگر میزان سوخت ورودی افزایش ناچیزی دارد



شکل ۷. چگونگی تغییرات هزینه واحد توان تولیدی سیستم با تغییرات دمای جریان ورودی به آند

Fig. 7. The influence of anode inlet temperature variation on unit cost of power

اما میزان کاهش دبی هوای مصرفی به مراتب بیشتر است و موجب کاهش کار مصرفی پمپ‌ها و کمپرسورها و نیز مساحت مبدل‌های حرارتی است. این امر منجر به افزایش کار خالص می‌گردد.

۶- نتیجه گیری

از مطالعه سیستم تولید سه‌گانه پیشنهادی بر اساس پیل سوختی اکسید جامد با ریفُرمر خارجی و سیستم تبرید گَکس و بازیاب حرارتی که از دیدگاه ترمودینامیکی و اگزرژواکونومیکی صورت گرفت، می‌توان به نتایج زیر اشاره کرد:

- بازده قانون اول سیستم تولید سه‌گانه نسبت به بازده پیل سوختی به تنهایی، بیش از ۳۸٪ افزایش داشته است.

- افزایش ضریب بهره‌وری سوخت افزایش تقریبا ۱۲٪ تمامی بازده‌های قانون دوم را به دنبال دارد. تاثیر افزایش دمای جریان ورودی به آند بر بازده‌های قانون دوم نیز مثبت است و موجب افزایش ۸٪ بازده‌ها می‌شود.

- در هر دو حالت مورد بررسی بالاترین میزان تخریب اگزرژی به پس‌سوز، پیل سوختی و بازیاب حرارتی تعلق دارد . استفاده از تجهیزات با کارایی بالاتر می‌تواند موجب کاهش چشمگیر تخریب اگزرژی در این سیستم شود.

- بالا بردن ضریب بهره‌وری سوخت موجب کاهش هزینهٔ واحد توان تولیدی از ۲۵/۳۴ $/GJ به ۲۳/۴۲ $/GJ می‌شود. همین‌طور میزان تخریب اگزرژی در پس‌سوز و بازیاب را کاهش می‌دهد در حالی که روند تخریب اگزرژی در پیل سوختی صعودی است.

- نتایج مدل‌سازی نشان می‌دهد بالا بردن دمای جریان ورودی به آند موجب نزولی شدن روند تخریب اگزرژی در پس‌سوز و پیل سوختی می‌شود در حالی که بر روی بازیاب حرارتی تأثیری معکوس دارد.

- با افزایش دمای جریان ورودی به آند، هزینهٔ واحد توان تولیدی روند نزولی دارد و از ۲۳/۸۶ $/GJ به ۲۱/۷۶ $/GJ کاهش می‌یابد.

فهرست علائم

علائم یونانی

η	بازده
ψ	بازده اگزرژیک
τ	ضخامت، m
δ	ضخامت الکترولیت، m
ρ	چگالی، $kg.m^{-3}$

علائم انگلیسی

A	مساحت، m^2
c	هزینهٔ واحد اگزرژی، $/GJ
CRF	ضریب بازگشت سرمایه
D	ضریب نفوذ، $m^2.s^{-1}$
$\bar{e}_x$	اگزرژی مخصوص مولی، $J.mol^{-1}$
$\dot{E}x$	نرخ اگزرژی، W
F	ثابت فارادی
f	فوگاسیتهٔ اجزای شیمیایی داخل سیستم
$\bar{g}$	انرژی گیبس مخصوص مولی، $J.mol^{-1}$
G	انرژی گیبس، J
$\bar{h}$	آنتالپی مخصوص مولی، $J.mol^{-1}$
I	شدت جریان، A
j	چگالی جریان، $A.m^{-2}$
K_s	ثابت تعادلی واکنش
LHV	ارزش حرارتی پایین سوخت، $kJ.kg^{-1}$
N_{FC}	تعداد صفحات پیل سوختی
$\dot{n}$	نرخ جریان مولی، $mol.s^{-1}$
P	چگالی توان خروجی از پیل سوختی، $W.m^{-2}$
p	فشار جزئی، kPa
Q	حرارت، J
$\dot{Q}$	نرخ انتقال حرارت، W
$\bar{R}$	ثابت جهانی گازها، $J.mol^{-1}.K^{-1}$
R_Ω	مقاومت الکترولیت، Ω.m
$\bar{s}$	آنتروپی مخصوص مولی، $J.mol^{-1}.K^{-1}$
S	آنتروپی، $J.K^{-1}$
SCR	کمترین نسبت مولی بخار به کربن
T	دما، K
U_f	ضریب مصرف سوخت
U_O	ضریب مصرف هوا
V	ولتاژ، V
W	کار، J
$\dot{W}$	توان، W
y	کسر مولی اجزاء شیمیایی
$\dot{Z}_k$	میزان کل هزینهٔ صرف شده، $/GJ

زیر نویس

a	آند
act	فعال‌سازی
AB	پس‌سوز
AC	جریان متناوب
c	کاتد، مدار بسته
con	غلظتی
C	کمپرسور
DC	جریان مستقیم
e	الکتریکی، کاری
eva	اواپراتور
FC	پیل سوختی
G	ژنراتور
HE	مبدل حرارتی
INV	مبدل جریان مستقیم به متناوب
MC	محفظه اختلاط
N	مدار باز، نِرنست
T	توربین

بالا نویس

0	شرایط استاندارد
eff	مؤثر

منابع و مراجع

[1] Energy Information Administration, *International Energy Outlook*, U.S.A, (2009).

[2] CHP: Evaluating the benefits of greater global investment, *International Energy Agency*, France, (2008).

[3] T. Kerr, CHP and emissions trading options for policy makers, *International Energy Agency*, USA, (2008).

[4] Office of Administration U.S. Environmental Protection Agency, Laboratories for the 21st Century, Energy Efficiency Resources Management In partnership with the U.S. Department of Energy, and Renewable Energy. On-site power systems for laboratories, (2003).

[5] EG, G-Services & National Energy Technology Laboratory (U.S.), Fuel Cell Handbook. Morgantown, WV: U.S. Dept. of Energy, Office of Fossil Energy, *National Energy Technology Laboratory*, (2004).

[6] M. Burer, K. Tanaka, Multi-criteria optimization of a district cogeneration plant integrating a solid oxide fuel cell-gas turbine combinedcycle, heat pumps and chillers, *Energy*, 28(6) (2003) 497–518.

[7] C. Weber, M. Koyama, S. Kraines, CO_2-emissions reduction potential and costs of a decentralized energy system for providing electricity, cooling and heating in an office-building in tokyo, *Energy*, 31(14) (2006) 2705–2725.

[8] M. Zenouzi,G. J. Kowalski, Selection of distributed power-generating systemsbasedon electric, heating, and cooling loads, *Journal of Energy Resources Technology*, 128(3) (2006) 268-177.

[9] J. J. Wang, Y. Y. Jing, C. F. Zhang, A fuzzy multicriteriadecision-making model for trigeneration system, *Energy Policy*, 36(10) (2008) 3823-3832.

[10] A. Chitsaz, S. M. Mahmoudi, M. Rosen, Greenhouse gas emission and exergy analyses of an integrated trigeneration system driven by a solid oxide fuelcell, *Applied Thermal Engineering*, (2015).

[11] F. Ranjbar, A. Chitsaz, S. M. Mahmoudi, SH. Khalilarrya, M. Rosen, Energy and exergy assessments of a novel trigeneration system based on a SOFC, *Energy Conversion and Manageement*, 87(1) (2014) 318-327.

[12] M. wang, Y. Zhequan, Thermodynamic analysis of a new combined cooling, heat and power system driven by solid oxide fuel cell based on ammonia, *Journal of Power Sources*, 196(1) (2011) 8463-8471.

[13] I. Dincer, Energy and Exergy analyses of direct ammonia solid oxide fuel cell integrated with gas turbine power cycle, *Journal of Power Sources*, 212(1) (2012) 73-85.

[14] P. Leone, A. lanzini, G.A. Ortigoza-Villalba, R. borchiellini, operation of a solid oxide fuelcell under direct internal reforming of liquid fuels, *Chemical Engineering Journal*, 191(1) (2012) 349-355.

[15] D. Cocco, V. Tola, Externally reformed solid oxide fuel cell- microgas turbine hybrid systems fueled by methanol and di methyl ether, *Energy*, 34 (2009) 2124-2130.

[16] C. Su, R. Ran, W. Wang, Z. Shao, Coke formation and performance of an intermediate-temperature solid oxide fuel cell operating on dimethyl ether fuel, , *Power Source*, 196 (2011) 1967-1974.

[17] P.V. Snytnikov, S.D. Badmaev, G.G. Volkova, D.I. Potemkin, M.M. Zyryanova, Catalysts for hydrogen production in a multifuel processor by methanol, dimethyl ether and bioethanol steam reforming for fuel cell applications, *International Journal of Hydrogen Energy*, 37 (2012) 16388-16396.

[18] K. Sato, Y. Tanaka, A. Negishi, T. Kato, Dual fuel type solid oxide fuel cell using dimethyl ether and liquefied petroleum gas as fuels, *Power Source*, 217 (2012) 37-42.

[19] V. Zare, S. Mahmoudi, M. Yari, M. Amidpour, Thermoeconomic analysis and optimization of an

of a novel trigeneration system based on a SOFC, *Energy Conversion and Management*, 87 (2014) 318-327.

[27] Y. lee, K. Ahn, T. Morosuk, Exergetic and exergoeconomic evaluation of a solid- oxide fuel-cell-based combined heat and power generation system, *Energy Conversion and Management*, 85 (2014) 154-64.

[28] B. Najafi, A. Shirazi, M. Aminyavari, F. Rinaldi, R. Taylor, Exergetic, economic and enviromental analyses and multi- objective optimization of an SOFC-gas turbine hybrid cycle coupled with an MSF desalination system, *Desalination*, 334(1) (2014) 46-59.

[29] Y. D. Lee, Thermodynamic, econmic and enviromental evaluation of solid oxide fuel cell hybrid power generation system, Berlin University, Berlin, (2015).

[30] A. Mehr, V. Zare, S.M. Mahmoudi, Standard GAX versus hybrid GAX absorption refrigeration cycle: from the view of thermoeconomics, *Energy Conversion and Management*, 76(1) (2013) 68-82.

[31] S. Assabumrungrat, W. Sangtongkitcharoen, Effects of electrolyte type and flow pattern on performance of methanol-fuelled solid oxide fuel cells, *Journal of Power Sources*, (2005) 18-23.

[32] S. Singhal, High temperature SOFCs fundamentals, design and applications, *Elsevier*, (2003).

ammonia- water power/cooling cogeneration cycle, *Energy*, 47(1) (2012) 271-283.

[20] F. Calise, M. Dentice d'Accadia, L. Vanoli, M. Von Spakovsky, single elvel optimization of a hybrid SOFC-GT power plant, *Power Source*, 159(2) (2006) 1169-1185.

[21] T. Semelsberger, R. Broup, Thermodynamic equilibrium calculations of dimethyl ether steam reforming and dimethyl ether hydrolysis, *Power Sources*, 152(1) (2005) 87-96.

[22] Y. Lwin, W. Wan Daud, A. Mohammad, Z. Yaakob, Hydrogen production from steam-methanol reforming: thermodynamic analysis, *Hydrogen Energy*, 25 (2000) 47-53.

[23] I. Fishtik, A. Alexander, R. Datta, D. Geana, A thermodynamic analysis of hydrogen production by steam reforming of ethanol via response reactions, *Hydrogen Energy*, 25 (2000) 31-45.

[24] D. Cocco, V. Tola, Use of alternative hydrogen energy carriers in SOFC–MGT hybrid power plants, *Energy Conversion and Management*, 50 (2009) 1040-1048.

[25] G. Tao, T. Armestrang, A. Vikar, Intermidiate Temperature Solid Oxide Fuel Cell (IT-SOFC) Research and Development Activities at MSRI, *Nineteenth Annual ACERC and ICES Confrence*, UT, USA, (2005).

[26] F. Ranjbar, A. Chitsaz, S.M. Mahmoudi, Sh. Khalil Arrya, M. Rosen, Energy and exergy assessments

این صفحه عمداً خالی است