Archive of SID



ISSN: 2476-6909; Modares Mechanical Engineering. 2020;20(3):553-564

Exergoeconomic Analysis of an Integrated Steam Biomass Gasification System with a Solid Oxide Fuel Cell for Power and Freshwater Generations

ARTICLE INFO

Article Type Original Research

Authors Shayan E.¹ PhD, Zare V.*² PhD, Mirzaee I.¹ PhD

How to cite this article Shayan E, Zare V, Mirzaee I. Exergoeconomic Analysis of an Integrated Steam Biomass Gasification System with a Solid Oxide Fuel Cell for Power and Freshwater Generations. 2020;20(3):553-564.

¹Mechanical Engineering Department, Engineering Faculty, Urmia University, Urmia, Iran ²Mechanical Engineering Department, Mechanical Engineering Faculty, Urmia University of Technology, Urmia, Iran

*Correspondence

Address: Aerospace Engineering Department, New Technologies & Engineering Faculty, Shahid Beheshti University, Velenjak Square, Tehran, Iran Postal Code: 3815688349 Phone: +98 (44) 31980228 Fax: +98 (44) 31980228 v.zare@uut.ac.ir

Article History

Received: November 19, 2018 Accepted: April 24, 2019 ePublished: March 01, 2020 In recent years, the integration of biomass gasification with solid oxide fuel cells offers an emerging alternative for conventional power generation systems. Also, due to the everincreasing human need for drinking water and the limitation of available drinking water resources, the desalination of the oceans saltwater is one of the promising solutions for the water scarcity problem. Therefore, in the present study, a novel integrated system containing steam biomass gasification, solid oxide fuel cell and multi-effect desalination system is introduced. Modeling and exergoeconomic analysis of the system is performed in EES software. A parametric study is conducted to examine the effects of key operating parameters on the net output power, exergy efficiency and unit product cost of the integrated system are obtained 46.04% and 4.57\$/GJ respectively.

Keywords Biomass; Exergoeconomic; Solid Oxide Fuel Cell ; Steam Gasification; Water Desalination

CITATION LINKS

ABSTRACT

[1] Thermo-economic analysis with reliability consideration of a hybrid system of gas turbine, SOFC and multiple effect ... [2] Cost optimization of a combined power and water desalination plant with exergetic ... [3] Thermodynamic analysis and energy efficiency of thermal desalination ... [4] Development of a steady-state mathematical model for MEE-TVC desalination ... [5] Solid oxide fuel cells powered by biomass gasification for high efficiency power ... [6] Simulation and optimization of multi effect desalination coupled to a gas turbine plant ... [7] Thermodynamic and economic optimization of SOFC-GT and its cogeneration ... [8] Thermoeconomic and exergy analysis in using hybrid systems (GT+MED+RO) ... [9] Exergoeconomic optimization of hybrid system of GT, SOFC and MED implementing ... [10] Performance assessment and multi-objective optimization of an integrated organic ... [11] Exergetic, economic and environmental analyses and multiobjective optimization of ... [12] Introduction of an efficient small-scale freshwater-power generation cycle (SOFC-GT-MED), ... [13] Four E analysis and multi-objective optimization of combined cycle power plants integrated with Multi-stage Flash (MSF) desalination ... [14] Cost optimization of a combined power and water desalination plant with exergetic, ... [15] Coupling of biomass gasification and SOFC-gas turbine hybrid system for small scale cogeneration applications. ... [16] Investigation on performance of an integrated SOFC-GE-KC power generation system ... [17] Thermodynamic modeling of an integrated biomass gasification and solid oxide fuel ... [18] Energy analysis of an SOFC system fed by ... [19] Multi-objective optimization of a pressurized solid oxide fuel cell-gas turbine hybrid system integrated with seawater reverse ... [20] Multi-objective optimization of a hybrid biomassbased SOFC/GT/double effect ... [21] On the use of different gasification agents in a biomass fueled SOFC by integrated ... [22] Hydrogen production from biomass gasification; A theoretical comparison of using ... [23] Proposal, exergy analysis and optimization of a new biomass-based ... [24] Thermodynamic and exergoeconomic analysis of biogas fed solid oxide fuel cell power plants emphasizing on ... [25] A comparative study of two SOFC based cogeneration systems fed by municipal solid waste by means of either the gasifier or ... [26] Energy and exergy assessments of a novel trigeneration system based on a solid oxide ... [27] Approximate evaluation of the exergy of ... [28] Exergy analysis of hydrogen production from biomass ... [29] Thermal design and ... [30] Biomass steam gasification-an extensive parametric modeling ... [31] Intermediate temperature solid oxide fuel cell (IT-SOFC) research and ... [32] Steady state analysis of the Tripoli West LT-HT-MED ...

Copyright© 2019, TMU Press. This open-access article is published under the terms of the Creative Commons Attribution NonCommunity 4.0 International License which permits Share (copy and redistribute the material in any medium or format) and Adapt (remix, transform, and build upon the material) under the Attribution-NonCommercial terms.

تحلیل اگزرژی اقتصادی سیستم ترکیبی گازسازی زیستتوده با عامل بخار و پیل سوختی اکسید جامد برای تولید توام توان و آب شیرین

> **الناز شایان PhD** گروه مکانیک، دانشکده فنی، دانشگاه ارومیه، ارومیه، ایران

وحید زارع ٔ PhD گروه مکانیک، دانشکده مکانیک، دانشگاه صنعتی ارومیه، ارومیه، ایران **ایرج میرزایی PhD** گروه مکانیک، دانشکده فنی، دانشگاه ارومیه، ارومیه، ایران

چکیدہ

در سالهای اخیر، ترکیب گازسازی زیستتوده با پیل سوختی اکسید جامد، یک جایگزین امیدبخش برای سیستمهای تولید توان معمول است. همچنین با توجه به نیاز روزافزون انسان به آب آشامیدنی و وجود محدودیت در منابع قابل دسترس آب آشامیدنی، شیرینسازی آب شور اقیانوسها یکی از راه حلهای امیدبخش معضل کمبود آب است. بنابراین در تحقیق حاضر، یک سیستم ترکیبی جدید، متشکل از گازسازی زیستتوده با عامل بخار، پیل سوختی اکسید جامد و آبشیرین کن حرارتی چند مرحلهایی معرفی شده است. مدلسازی و تحلیلهای اگزرژی اقتصادی سیستم ترکیبی در نرمافزار ZES انجام گرفته است. برای بررسی اثرات پارامترهای کلیدی بر توان خروجی خالص، بازده اگزرژی و هزینه واحد اثرات پارامترهای کلیدی بر توان خروجی خالص، بازده اگزرژی و هزینه واحد که بازده اگزرژی سیستم ترکیبی و هزینه تولید واحد الکتریسیته، بهترتیب ۲٫۰۵% و GJ

کلیدواژهها: زیست توده، اگزرژی اقتصادی، پیل سوختی اکسید جامد، گازسازی بخار، آبشیرین *ک*ن

> تاریخ دریافت: ۱۳۹۷/۸/۲۸ تاریخ پذیرش: ۱۳۹۸/۴/۲ نویسنده مسئول: v.zare@uut.ac.ir

۱- مقدمه

در سالهای اخیر، تولید آب شیرین یکی از بزرگترین مشکلات کشورهای با آب و هوای گرم و خشک، خصوصاً خاورمیانه بهشمار میرود. شیرینسازی آب شور اقیانوسها توسط روشهای حرارتی یکی از راهحلهای امیدبخش برای حل این مشکل در جهان است^[1]. از آنجا که شیرینسازی آب نسبتاً گران است و به انرژی قابل ملاحظهایی نیاز دارد، تولید همزمان بهعنوان روش اساسی برای کاهش مصرف انرژی کل معرفی میشود^[2]. روشهای حرارتی یکی از روشهای متداول برای شیرینسازی آب دریاها هستند؛ زیرا آنها میتوانند از انرژی هدررفته گازهای خروجی استفاده کنند. (MSF) و تقطیر چند مرحلهایی (MED) برای ترکیب با نیروگاههای آبشیرین کن MED دارای هزینه نگهداری پایین، هندسه ساده، عملکرد آسان و مصرف انرژی پایین در مقایسه با آبشیرین کن MSF

ترکیب فرآیند گازسازی با سیکل تولید توان با بازدهی بالا بهعنوان روشی برای تولید توان و آب شیرین معرفی میشود. گاز سنتز تولیدشده از گازسازی زیست توده بهعنوان سوخت ورودی به پیل سوختی اکسید جامد (SOFC) استفاده میشود؛ بنابراین سیستم ترکیبی گازسازی زیست توده با SOFC تشکیل میشود که بازده تولید توان را افزایش و میزان آلودگی هوا را کاهش میدهد^[5]. با استفاده از یک مبدل بازیاب حرارتی، امکان ترکیب این گونه سیستمهای ترکیبی با دیگر سیستمهای حرارتی آسانتر میشود. به طوری که با استفاده از یک مولد بخار بازیاب حرارتی میتوان از حرارت هدررفته سیستم ترکیبی گازسازی زیست توده با SOFC برای تولید بخار اشباع محرک مورد نیاز برای سیستم MED استفاده کرد^[6].

تعداد محدودی از مطالعات ترکیب گازسازی زیست توده با SOFC و سیستم آبشیرینکن را در سالهای گذشته بررسی کردهاند. *اکبرپور* و همکاران^[7]، ترکیب گازسازی سوخت سنگین با سیستم هیبریدی متشکل از SOFC با توربین گاز (GT) و MED را برای تولید توان و آب شیرین بررسی کردند. با استفاده از تحلیل بهینهسازی اقتصادی و ترمودینامیکی آنها نشان دادند که دوره برگشت برای SOFC با توربین گاز، SOFC با توربین گاز و بخار و SOFC با توربین گاز و MED بهترتیب ۹/۸۸، ۶/۷۸ و ۳۱/۸۶% است. *مختاری* و همکاران^[8]، تحلیل اگزرژی و ترمواقتصادی سیستم هیبریدی متشکل از توربین گاز با MED و اسمز معکوس (RO) را برای شیرینسازی آب شور خلیج فارس بررسی کردند و نتیجه گرفتند که برگشت سیستم RO، ۴۲% و قیمت نهایی ۲/۳\$/m³ است./حمدی و همکاران^[9]، تحلیل اگزرژی اقتصادی سیستم هیبریدی متشکل از SOFC ،GT و MED را با به کاربردن الگوریتم ژنتیک انجام دادند. نتایج نشان داد که مقدار بهینه پارامتر طراحی منجر به افزایش بازده اگزرژی از ۵۷ تا ۶۳/۵% شد و همچنین هزینه الکتریسیته نیز تا /۰/۶۴۳**%/kwh کاهش یافت**. عامری و جرجانی^[10]، مدلسازی ترمودینامیکی سیستم ترکیبی متشکل از میکروتوربین گاز، مولد بخار بازیاب حرارتی (HRSG)، سیکل رانکین آلی (ORC) و MED را بررسی کردند. با استفاده از تحلیل اگزرژی و اقتصادی، آنها نشان دادند که هنگامی که قیمت تولید توان کاهش مییابد، بازده اگزرژی افزایش مییابد. همچنین نشان دادند که R134a نسبت به R123 و R245fa در تولید آب شیرین دارای نتیجه بهتری است. *نجفی* و همکاران[11]، تحلیل ترمودینامیکی، اقتصادی و محیطی سیستم هیبریدی SOFC-GT-MSF را انجام دادند. آنها نشان دادند که نرخ هزینه کل سیستم مینیمم میشود، هنگامی که بازده اگزرژی ماکزیمم میشود و همچنین زمان بازپرداخت سیستم مورد مطالعه را حدود ۹ سال برآورد کردند. *مرآتیزمان* و همکاران^[12]، سیستم ترکیبی SOFC-GT-MED را با استفاده از تحلیل اگزرژی اقتصادی بررسی کردند. آنها نشان دادند که ترکیب MED با SOFC-GT باعث اقتصادیترشدن سیستم ترکیبی میشود. *صنا*یع و همکاران^[13]، تحلیل بهینهسازی چند هدفه سیکل ترکیبی تولید توان با دستگاه آبشیرین کن MSF را انجام دادند. نتایج آنها نشان میدهد که

تغییر دمای محیط بر توان خروجی و تولید آب شیرین و همچنین دوره بازیرداخت تاثیر میگذارد. *حسینی* و همکاران^[14]، بهینهسازی چند هدفه سیستم ترکیبی توربین گاز با MSF را بررسی کردند. آنها نشان دادند که هزینه محصولات و هزینه محیطی بهترتیب ۱۳/۴ و ۵۳/۴% کاهش مییابد؛ در حالی که ۱۴/۸% افزایش در بازده اگزرژی کل اتفاق میافتد. *مینیوتیلو* و همکاران^[15]، ترکیب گازسازی زیست توده را با سیستم هیبریدی SOFC-GT بهمنظور تولید همزمان بررسی کردند. مدلهای عددی ارایهشده بر اساس تحلیلهای ترمودینامیکی و ترمواقتصادی نشان داد که سیستم پیشنهادی آنها برای تولید الکتریسیته و توان گرمایی از زیستتوده با بازدهی بالا بسیار امید بخش است. *تان* و همکاران^[16]، سیستم هیبریدی جدید تولید توان را با ترکیب گازسازی زیستتوده و پیل سوختی اکسید جامد و سیکل کالینا پیشنهاد دادند. نتایج نشان داد که بازده انرژی سیستم هیبریدی بر اساس ارزش حرارتی پایین سوخت ۶۴/۲% حاصل شد. جیا و همکاران^[17]، سیستم ترکیبی گازسازی زیستتوده با SOFC را با استفاده از تحلیلهای انرژی و اگزرژی بررسی کردند. نتایج نشان داد که بازده الکتریکی کل حدود ۴۰% و بازده اگزرژی کل حدود ۳۶% حاصل شد. دی*لورنز* و همکاران^[18]، سیستم ترکیبی گازسازی زیستتوده با SOFC را در سیستم تولید همزمان پیشنهاد دادند. آنها تاثیر ترکیبات گاز سنتز و ضریب برگشت را بر عملکرد سیستم ارزیابی کردند. نتایج نشان داد که مقدار بهینه برای نسبت برگشتی گاز آند هنگامی حاصل میشود که بازده گرمایی سیستم ماکزیمم شود. *اولوی* و همکاران^[19]، بهینهسازی سیستم هیبریدی SOFC-GT را در ترکیب با سیکل رانکین آلی (ORC) و واحد آبشیرینکن اسمز معکوس (RO) با استفاده از الگوریتم ژنتیک انجام دادند. نتایج نشان داد که بازده اگزرژی کل سیستم حدود ۷۱/۳% و نرخ هزینه کل سیستم حدود ۲۵۶USD/s برآورد شد. *بهزادی* و همکاران^[20]، بهینهسازی سیستم هیبریدی SOFC-GT را در ترکیب با چیلر جذبی دو اثره و واحد آبشیرین کن اسمز معکوس بررسی کردند. نتایج نشان داد که بازده اگزرژی و نرخ هزینه کلی سیستم پیشنهادشده در شرایط بهینه بهترتیب ۳۸/۱۶% و ۶۹/۴۷**%/**GJ حاصل شد. *شایان* و همکاران^[21]، تحلیل اگزرژی اقتصادی و بهینهسازی سیستم ترکیبی گازسازی زیست توده با پیل سوختی اکسید جامد با دو عامل مختلف گازسازی را بررسی کردند. نتایج نشان داد که در شرایط بهینه، هنگامی که بخار بهجای هوا استفاده میشود، توان خروجی خالص و بازده اگزرژی بهترتیب ۱۴/۸ و ۲۴/۹% افزایش یافت و هزینه واحد محصول سیستم ۸/۹% کاهش یافت.

بررسیها نشان میدهد که بیشتر تحقیقات انجامشده در زمینه سیستمهای هیبریدی در مورد ترکیبات دوگانه پیل سوختی با زیست توده یا پیل سوختی با دستگاه آب شیرین کن بوده است. همچنین بیشتر مطالعات انجام شده برای گازسازی زیست توده با عامل هوا انجام شده است. در تحقیق حاضر برای گازسازی زیست توده از عامل بخار استفاده شده است که منجر به تولید بیشتر

هیدروژن میشود؛ در نتیجه توان تولیدی پیل افزایش مییابد. مقایسه عملکرد سیستم ترکیبی پیل سوختی با زیستتوده با دو عامل مختلف گازسازی بهطور کامل در مرجع^[12] آمده است. اگرچه ترکیب SOFC-GT با MED در سالهای اخیر مورد مطالعه قرار گرفته است، اما تاکنون هیچ مطالعهایی روی ترکیب سهگانه متشکل از گازسازی زیستتوده با عامل بخار، پیل سوختی اکسید جامد و MED صورت نگرفته است. سیستم معرفیشده، یک سیستم جدید بوده و تحلیل اگزرژی اقتصادی سیستم مورد مطالعه برای ارزیابی عملکرد سیستم برای اولین بار مورد تحلیل و بررسی قرار گرفته است. همچنین مطالعه پارامتریک برای تعیین تاثیر پارامترهای کلیدی بر عملکرد کلی سیستم انجام شده است.

۲- توصیف سیستم ترکیبی و فرضیات ۲-۲- توصیف سیستم مورد مطالعه

شماتیک سیستم ترکیبی مورد مطالعه برای تولید همزمان توان و آب شیرین در شکل ۱ نمایش داده میشود. سیستم از گاز سنتز بهدستآمده از گازسازی زیستتوده با عامل بخار بهعنوان سوخت SOFC استفاده میکند.



شکل ۱) شماتیک سیستم ترکیبی درنظرگرفتهشده گازسازی زیستتوده با SOFC همراه با آبشیرین کن MED

بخار تولیدشده از طریق مولد بخار همراه با زیست وده به راکتور گازساز فرستاده می شود، به طوری که فرآیند گازساز اتفاق می افتد و گاز سنتز تولید می شود. گاز سنتز به عنوان سوخت (جریان نقطه ۴) توسط کمپرسور سوخت، متراکم می شود و بعد با گاز برگشتی از آند مخلوط شده و وارد آند SOFC می شود (جریان نقطه۷). از طرف دیگر، هوای محیط در کمپرسور هوا متراکم می شود (جریان نقطه ۳) و سپس با گذر از مبدل حرارتی، با گاز برگشتی از کاتد مخلوط شده و وارد کاتد SOFC می شود. در سمت آند، ریفورمینگ داخلی شده و وارد کاتد SOFC می شود. در سمت آند، ریفورمینگ داخلی اتفاق می افتد که هیدروژن غنی تولید می کند، که در واکنش الکتروشیمیایی داخل استک پیل سوختی شرکت می کند. بعد از اینکه واکنش الکتروشیمیایی داخل استک SOFC انجام می شود،

۵۵۶ الناز شایان و همکاران ــــ

هوای اضافی خروجی از سمت کاتد (جریان نقطه ۱۲) و سوخت واکنشنداده خروجی از سمت آند (جریان نقطه ۱۵) بهطور کامل در پس سوز می سوزد که گاز احتراق دما بالا تولید می کند (جریان نقطه ۱۷). گاز خروجی از پس سوز، برای پیش گرم کردن هوای ورودی به مخلوط کننده و تولید بخار در مولد بخار استفاده می شود. جریان خروجی از مولد بخار (حالت ۲۰) بهقدر کافی گرم است که در HRSG برای تولید بخار اشباع استفاده خواهد شد که به عنوان بخار محرک در دستگاه MED برای تولید آب شیرین استفاده می شود.

۲-۲- فرضیات

فرضیات زیر برای تحلیل سیستم ترکیبی بهکار رفته است^{[23, 23,}4. - سیستم ترکیبی تحت شرایط پایا کار میکند؛

- تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل ناچیز فرض شده است؛

- همه گازها بهعنوان گاز ایدهال در نظر گرفته شدهاند؛

- هیچ یک از اجزاء سیستم با محیط تبادل گرمایی ندارند؛

- خاکستر پشت فرآیند گازسازی ناچیز فرض میشود؛

- دمای گاز خروجی فرآیند گازسازی در دمای گازساز فرض میشود؛

- گازهایدادهنشده خروجی از SOFC فرض میشود تماماً در محفظه پسسوز اکسید میشوند؛

- اُفت فشار مناسب در پیل سوختی و مبدلهای حرارتی و پسسوز در نظر گرفته میشود؛

- در واحد شیرینکن محصول تقطیرشده عاری از نمک است؛

- در واحد شیرین کن اختلاف دما بین هر گام یکسان فرض میشود؛

- در واحد شیرین کن نرخ جریان در هر گام برابر است؛

- ارزیابی نقطه جوشش برای تمام گامها یکسان است؛

- ظرفیت گرمایی ویژه آب شور و آب شیرین معادل با ظرفیت گرمایی ویژه آب تغذیه است.

۳- مدلسازی و تحلیل سیستم ترکیبی

سیستم ترکیبی مورد مطالعه شامل سه جزء اساسی گازسازی زیست وده با عامل بخار، پیل سوختی اکسید جامد، آب شیرین کن حرارتی چند مرحله ایی است.

۲-۳- مدلسازی گازسازی زیستتوده با بخار

برای سوخت زیستتوده، واکنش گازسازی با عامل بخار بهصورت زیر است^{[22}:

$$\begin{split} & CH_aO_b + wH_2O + m(H_2O) \to n_{H2}H_2 + \\ & n_{CO}CO + n_{CO2}CO_2 + n_{H2O}H_2O + \\ & n_{CH4}CH_4 + n_CC_{(s)} \end{split}$$

 ${\rm CH}_{\rm a}{\rm O}_{\rm b}$ نشاندهنده فرمول شیمیایی زیست توده است، ${\rm e}$ ${\rm b}$ عداد ${\rm CH}_{\rm a}{\rm O}_{\rm b}$ مولهای H و O هستند که از تحلیل نهایی زیست توده به دست می آید. w محتوای رطوبت زیست توده و m کیلومولهای بخار به رکیلومولهای زیست توده است که به صورت نسبت مولی بخار به زیست توده نیز بیان می شود. در برخی مقالات، به صورت نسبت جرمی بخار به زیست توده (STBM) تعریف می شود [22]:

$$STBM = \frac{M_{H2O} \times m}{(M_{biomass} + M_{H2O} \times w)}$$
(Y)

با به کاربردن تعادل مولی برای H، C و O، ضرایب n_H2 تا n بهدست میآید. طی فرآیند گازسازی با عامل بخار واکنشهای زیر اتفاق میافتد^[22]:

$$CH_4 + H_2 O \leftrightarrow CO + 3H_2 \tag{(\mathcal{P})}$$

$$\mathrm{CO} + \mathrm{H}_2\mathrm{O} \leftrightarrow \mathrm{CO}_2 + \mathrm{H}_2 \tag{(f)}$$

محتوای رطوبت بر مول زیست توده به صورت زیر تعریف می شود^[22]: $\mathbf{w} = \frac{M_{biomass} \times MC}{M_{H2O} \times (1-MC)}$ (۵)

Mbiomass و MH20 بهترتیب جرم مولکولی سوخت زیستتوده و آب هستند. MC نیز محتوای رطوبت را نشان میدهد. ثابتهای تعادلی برای واکنش تجزیه متان (۳) و واکنش دگرگونی گاز-آب (۴) بهصورت زیر نوشته میشوند^[22].

$$K_{1} = \frac{n_{CO} n_{H2}^{3}}{n_{CH4} n_{H2O}} \left(\frac{P/P_{ref}}{n_{tot}}\right)^{2}$$
(§)

$$K_2 = \frac{n_{H2} n_{CO2}}{n_{CO} n_{H2O}} \left(\frac{P/P_{ref}}{n_{tot}}\right)^0 \tag{Y}$$

بهطوری که K₁ و K₂ ثابتهای تعادلی هستند که به تغییرات تابع گیبس بهصورت زیر مربوط میشوند^[22].

$$-\frac{\Delta G_1^0}{\bar{R}T_g} = \ln K_1 \tag{A}$$

$$-\frac{\Delta G_2^0}{RT_a} = \ln K_2 \tag{9}$$

بهطوری که ۵G⁰ و ۵G⁰ بهترتیب تغییرات تابع آزاد گیبس معادله تجزیه متان و واکنش دگرگونی گاز- آب هستند. با فرض گازسازی آدیاباتیک در دمای دادهشده، معادله تعادل انرژی برای یافتن نسبت مولی بخار به زیستتوده بهصورت زیر حل میشود:

$$\begin{split} \bar{h}_{f-biomass}^{0} + w \times \left(\bar{h}_{f-H20}^{0} + H_{vap} \right) + \\ m \times \left(\bar{h}_{f-steam}^{0} \right) &= n_{H2} \left(\bar{h}_{f-H2}^{0} + \Delta \bar{h}_{H2} \right) + \\ n_{CO} \left(\bar{h}_{f-CO}^{0} + \Delta \bar{h}_{CO} \right) + n_{CO2} \left(\bar{h}_{f-CO2}^{0} + \\ \Delta \bar{h}_{CO2} \right) + n_{H2O} \left(\bar{h}_{f-H2O}^{0} + \Delta \bar{h}_{H2O} \right) + \\ n_{CH4} \left(\bar{h}_{f-CH4}^{0} + \Delta \bar{h}_{CH4} \right) + n \times \\ n_{C} \left(\bar{h}_{f-C(s)}^{0} + \Delta \bar{h}_{C(s)} \right) \end{split}$$
(\`)

۳-۲- مدلسازی پیل سوختی اکسید جامد با گازهای برگشتی آند و کاتد

در تحقیق حاضر از پیل سوختی اکسید جامد با بهبوددهنده داخلی مستقیم استفاده شده است که در آن از حرارت آزادشده طی واکنش الکتروشیمیایی الکترودها برای انجام واکنش گرماگیر بهسازی استفاده میشود. واکنشهای شیمیایی انجامیافته در یک پیل منفرد، بهصورت زیر است^[24].

$$CH_4 + H_2 0 \leftrightarrow CO + 3H_2 \tag{11}$$

$$\mathrm{CO} + \mathrm{H}_2\mathrm{O} \leftrightarrow \mathrm{CO}_2 + \mathrm{H}_2 \tag{11}$$

در واکنش دگرگونی گاز- آب، CO تولیدشده در واکنش بهسازی بخار با آبی که توسط گاز برگشتی آند به SOFC وارد میشود، واکنش میدهد. واکنش الکتروشیمیایی کل که در پیل سوختی رخ میدهد بهصورت زیر است.

$$\mathrm{H}_{2} + \frac{1}{2}\mathrm{O}_{2} \to \mathrm{H}_{2}\mathrm{O} \tag{19}$$

با فرض نرخ تبدیل مولی yr ،xr و z^r و اکنشهای بهسازی، دگرگونی و الکتروشیمیایی، ثابتهای تعادلی برای واکنشهای

دگرگونی و بهسازی داخل استک SOFC با ریفورمر داخلی بهصورت زیر بیان میشود.

$$\ln K_{s} = -\frac{\Delta \overline{G}_{s}^{0}}{\overline{R}T_{FC,e}} = (1\%)$$
$$\ln \left[\frac{(\hat{n}_{CO_{2},7} + y_{r})(\hat{n}_{H_{2},7} + 3x_{r} + y_{r} - z_{r})}{(\hat{n}_{CO,7} + x_{r} - y_{r})(\hat{n}_{H_{2}O,7} - x_{r} - y_{r} + z_{r})} \right]$$

$$\ln K_{\rm R} = -\frac{\Delta \bar{G}_{\rm R}^0}{\bar{R} T_{\rm FC,e}} = (10)$$

$$\ln \left[\frac{(\dot{n}_{\rm CO,7} + x_{\rm r} - y_{\rm r})(\dot{n}_{\rm H_{2,7}} + 3x_{\rm r} + y_{\rm r} - z_{\rm r})^3}{(\dot{n}_{\rm CH_{4,7}} + x_{\rm r})(\dot{n}_{\rm H_{2,0,7}} - x_{\rm r} - y_{\rm r} + z_{\rm r})} \right]$$

بهطوری که \overline{R} و $T_{FC,e}$ ثابت جهانی گاز و دمای پیل سوختی است. همچنین $\overline{\Delta G}^0$ تغییرات تابع آزاد گیبس واکنشهای دگرگونی و بهسازی است $^{[24]}$. zr با استفاده از مقادیر معلوم چگالی جریان (j)، ثابت فارادی (F)، تعداد پیل (N_{FC}) و مساحت سطح فعال (Aa بهصورت زیر تعریف میشود $^{[24]}$.

$$Z_r = \frac{jN_{FC}A_a}{2F} \tag{15}$$

با استفاده از ضریب مصرف سوخت (Uf)، مقدار هیدروژن واکنش دادهشده در واکنش الکتروشیمیایی بهصورت زیر محاسبه میشود. $U_f = rac{z_r}{\dot{n}_{H_{2,7}+3x_r+y_r}}$ (۱۷)

با بهکاربردن معادله تعادل انرژی برای حول استک و نادیدهگرفتن تلفات گرما از استک، معادله تعادل انرژی به شکل زیر نوشته میشود^[24].

$$\begin{split} \dot{W}_{FC,stack} &= \sum_{k} \dot{n}_{k,14} \, \bar{h}_{k,14} \, + \\ \sum_{l} \dot{n}_{l,11} \, \bar{h}_{l,11} - \sum_{m} \dot{n}_{m,7} \, \bar{h}_{m,7} \, - \\ \sum_{n} \dot{n}_{n,10} \, \bar{h}_{n,10} \end{split}$$
(1A)

بهطوری که m ،l ،k و n اجزاء گاز در هر حالت هستند. همچنین، توان تولیدشده توسط استک پیل سوختی بهصورت زیر محاسبه میشود.

$$\dot{W}_{FC,stack} = N_{FC} j A_a V_c \tag{19}$$

بهطوری که ولتاژ پیل بهصورت زیر تعریف می
شود. $V_c = V_N - V_{loss}$ (۲۰)

√N ولتاژ برگشتپذیر پیل سوختی است و Vloss اُفتهای مربوط به پیل است که شامل افت ولتاژ ناحیه فعالسازی (Vact)، افت ولتاژ ناحیه اهمی (Vohm) و افت ولتاژ ناحیه غلظت (Vconc) هستند که بهصورت زیر تعریف میشود:

$$V_{loss} = V_{act} + V_{ohm} + V_{conc} \tag{(Y1)}$$

برای محاسبه مقادیر مربوط به هر کدام از اُفتها، جزییات مدل در مراجع^[25, 26] موجود است.

۳-۳- مدلسازی آبشیرینکن حرارتی

آبشیرین *ک*ن حرارتی چند مرحلهایی (MED) یکی از موثرترین روش آبشیرین *ک*ن است. مدل ریاضی حالت پایای سیستم MED و روش حل آن بر مبنای قوانین اصلی تعادل جرم، تعادل انرژی و معادلات انتقال گرما با روابط موجود برای تخمین خواص فیزیکی توسعه داده میشود. دستگاه با شکل تغذیه موازی در نظر گرفته شده است و شامل اواپراتور، جعبههای فلاش، اجکتور بخار و کندانسور است^[12]. فرض شده است که اختلاف دمای تمام گامها

Volume 20, Issue 3, March 2020 www.SID.ir

یکسان است، بهطوری که T₁ و T_n بهترتیب دمای گام اول و آخر هستند و بهصورت زیر محاسبه میشود:

$$\Delta T = \frac{T_1 - T_n}{(YY)}$$

$$T_1 = T_s^{n-1} \Delta T \tag{(Y")}$$

$$T_{i+1} = T_i - \Delta T_i \tag{(YF)}$$

T_s دمای بخار متراکمشده است. قابل توجه است که در انتهای محاسبات و حل معادلات تعادل جرم و انرژی، دمای هر گام بهطور دقیق بهدست میآید. دمای بخار در تمام گامها بهصورت زیر محاسبه میشود^[4].

$$T_{vi} = T_i - BPE \tag{Ya}$$

بهطوری که BPE ارزیابی نقطه جوشش است. نرخ جریان تغذیه آب دریا (F) بهطور مساوی در تمام گامها با نرخ جریان معادل (Fi بخش میشود و توسط رابطه زیر محاسبه میشود:

$$F_i = \frac{F}{n} \ i = 1, 2, 3, \dots, n \tag{Y8}$$

بخار محرک اولین گام توسط مولد بخار بازیافت حرارت تامین میشود. بنابراین، معادله تعادل انرژی اولین گام بهصورت زیر نوشته میشود:

$$D_{1} = \frac{(D_{m} + D_{ev})L_{s} - F_{1}C_{p}(T_{1} - T_{f})}{L_{1}}$$
(YY)

بهطوری که D_m نرخ جریان بخار محرک، D_{ev} نرخ جریان بخارمکششده، L_s گرمای نهان تبخیر در دمای T_s و L1 گرمای نهان تبخیر در دمای T1 است. مقدار بخار مکششده و نسبت اختلاط توسط رابطههای زیر محاسبه میشود:

$$D_{ev} = \frac{D_m}{R_a} \tag{YA}$$

$$R_{a} = 0.296 \frac{(P_{s})^{1.09}}{(P_{ev})^{1.04}} \left(\frac{P_{m}}{P_{ev}}\right)^{0.015} \left(\frac{PCF}{TCF}\right)$$
(Y9)

$$PCF = 3 \times 10^{-7} (P_m)^2 - 9 \times 10^{-4} (P_m) + ("\circ)$$

1.6101

$$TCF = 2 \times 10^{-8} (T_{ev})^2 - 6 \times (10^{-4} (T_{ev}) + 1.0047)$$
(91)

بهطوری که P_m فشار بخار محرک، P_{ev} فشار بخار متراکمشده و T_{ev} دمای بخار مکششده است. میزان شوری آب شور اولین گام توسط رابطه زیر به دست میآید:

$$X_1 = \frac{F_1}{B_1} X_f \tag{(YY)}$$

مقدار آب شور خروجی گامها و میزان شوری برای گامهای ۲ تا n توسط دو رابطه زیر به دست میآید:

$$B_i = F_i + B_{i-1} - D_i \ i = 2, \dots, n$$
 (44)

$$X_{i} = \frac{F_{i}}{B_{1}}X_{f} + \frac{B_{i-1}}{B_{i}}X_{i-1} \quad i = 2, \dots, n$$
 (WF)

بخار در گامهای ۲ تا n توسط دو مکانیزم جوشش و فلاشینگ تولید میشود. در این گامها، بخار دفعشده از هر گام وارد گام بعدی میشود و به علت کاهش فشار مقدار کمی بخار تشکیل میشود. بخار فلاشیافته از آب شور ورودی به گامهای ۲ تا n توسط رابطه زیر به دست میآید^[4].

$$d_{i} = \frac{B_{i-1}C_{p}(T_{i-1}-T_{i}')}{L_{i}} \quad i = 2, \dots, n$$
 (ma)

i'T دمای سردشده آب شور است. مقدار کمی بخار در جعبه فلاش به علت فلاشینگ آبشیرین کندانسشده در گام قبلی تشکیل

۵۵۸ الناز شایان و همکاران ـ

(٣۶)

میشود. نرخ جریان جرم بخار تشکیلیافته در جعبه فلاش توسط معادله زیر به دست میآید^[4].

$$d'_{i} = \frac{D_{i-1}C_{p}(T_{v_{i-1}} - T_{i}^{"})}{L'_{i}} \quad i = 2, ..., n$$

i"t دمای خنکشده بخار چگالشیافته است. مقدار بخار خارجشده از گامهای ۳ تا n توسط رابطه زیر بهدست میآبد^[4].

$$D_{i} = \frac{(D_{i-1}L_{i-1}+d_{i-1}L_{i-1}+d'_{i-1}L'_{i-1})}{L'_{i}} - (\forall \forall)$$

$$\frac{(F_{i}C_{p}(T_{i}-T_{f}))}{L'_{i}} + \frac{(B_{i-1}C_{p}(T_{i-1}-T_{i}))}{L'_{i}}$$

نرخ جریان آب خنکشدہ توسط رابطہ زیر به دست می آید: $M_{cw} = \frac{(D_n + d'_n - D_{ev})L_s}{C_n (T_n - T_n)} - F$ (۳۸)

دست میآید:

$$A_{1} = \frac{(D_{m} + D_{ev})L_{s}}{U_{1}(T_{s} - T_{1})}$$
(\mathcal{P})

$$A_{i} = \frac{(D_{i-1} + d_{i-1})L_{i-1}}{U_{i}(\Delta T)} \quad i = 2, \dots, n$$
 (\mathfrak{F}_{\circ})

$$A_c = \frac{(D_n + d'_n)L_n}{U_c LMTD_e} \tag{(F1)}$$

مساحت انتقال گرمای ویژه، مقدار کل آب شیرین و آب شور بهصورت زیر تعریف میشوند:

$$A_d = \frac{\sum_{i=1}^n A_i + A_c}{p_i} \tag{FY}$$

$$D_t = \sum_{i=1}^n D_i \quad i = 1, 2, \dots, n \tag{(FT)}$$

$$B_n = \sum_{i=1}^n B_i \ i = 1, 2, \dots, n$$
 (FF)

ضریب عملکرد سیستم دستگاه آبشیرینکن (GOR) توسط رابطه زیر تعریف میشود:

$$GOR = \frac{D_t}{D_m} \tag{F\Delta}$$

۳-۴- تحلیل اگزرژی

یکی از مباحثی که از قانون دوم ترمودینامیک ناشی میشود، روش تحلیل اگزرژی در مدلسازی سیستمها است. این روش جدید بر اساس مفهوم اگزرژی به بیان پتانسیل کار سیستم نسبت به محیط میپردازد و بر همین اساس نابودی اگزرژی یا بازگشتناپذیری نیز بهعنوان معیاری برای عدم کارایی سیستم معرفی میشود. نرخ اگزرژی کل جریان بهصورت مجموع اگزرژی جنبشی Ex_K، اگزرژی پتانسیل Ex_c، اگزرژی فیزیکی Ex_{ph} و اگزرژی شیمیایی اگزرژی است^[11]. در تحقیق حاضر تغییرات اگزرژی جنبشی و پتانسیل ناچیز فرض شده است، بنابراین اگزرژی جریان بهصورت مجموع اگزرژی فیزیکی و شیمیایی تعریف میشود:

$$\dot{Ex} = \dot{Ex}_{ph} + \dot{Ex}_{ch} \tag{(F5)}$$

مقدار اگزرژی فیزیکی و اگزرژی شیمیایی هر جزء توسط دو رابطه زیر تعریف میشود:

$$\begin{split} \vec{E}x_{ph} &= \sum_{i} \dot{n}_{i} \left((h_{i} - h_{0}) - T_{0}(s_{i} - s_{0}) \right) \quad (\texttt{FY}) \\ \vec{E}x_{ch} &= \dot{n} \left[\sum_{i} x_{i} e x_{0,i} + \bar{R} T_{0} \sum_{i} x_{i} \ln x_{i} \right] \quad (\texttt{FA}) \end{split}$$

xi کسر مولی اجزاء گاز و exo, i اگزرژی شیمیایی استاندارد هر جزء گاز است. برای سوخت جامد زیستتوده نیز مقدار اگزرژی شیمیایی ویژه توسط رابطه زیر تعریف میشود^[23].

Archive of SID

 $ex_{biomass}^{ch} = \beta LHV_{biomass}$

به به موری که ضریب β و LHV $_{biomass}$ توسط دو رابطه زیر محاسبه می شود $^{[27,\,28]}$.

$$\beta = \frac{1.0414 + 0.0177 \left[\frac{H}{C}\right] - 0.3328 \left[\frac{O}{C}\right] \left(1 + 0.0537 \left[\frac{H}{C}\right]\right)}{1 - 0.4021 \left[\frac{O}{C}\right]}$$
($\Delta \circ$)

$$LHV_{biomass} = 0.0041868(1 + (\Delta 1))$$

$$0.15[O]) \left(7837.667[C] + 33888.889[H] - \frac{[O]}{2}\right)$$

پس از محاسبه مقدار اگزرژی هر جزء، نرخ انهدام اگزرژی از معادله تعادل اگزرژی به دست میآید.

$$\vec{E}x_D = \sum \vec{E}x_{in} - \sum \vec{E}x_{out} \tag{(\DeltaY)}$$

 $\sum {
m Ex}_{
m out}$ بهطوری که $\sum {
m Ex}_{
m in}$ نرخ اگزرژی ورودی حجم کنترل و $\sum {
m Ex}_{
m in}$ نرخ اگزرژی خروجی از حجم کنترل است.

۵-۳- تحلیل اقتصادی

(۴۹)

این نوع تحلیل، تحلیل اگزرژی و محاسبه هزینه را بهعنوان ابزاری قوی برای مطالعه سیستماتیک و بهینهسازی سیستمهای انرژی ترکیب میکند. دانستن هزینه اگزرژی عرضهشده جزء، اجازه میدهد تا تجزیه و تحلیل اقتصادی جزء بر اساس طراحی، تعمیر و نگهداری و هزینههای سرمایهگذاری باشد^[29]. تجزیه و تحلیل اگزرژی اقتصادی یک ابزار موثر در پیداکردن رابطه بین هزینه ورودی از جمله سوخت و هزینههای سرمایهگذاری و هزینههای تولید است. برای یک جزء سیستم که جریان ورودی i و جریان خروجی e دارد، هزینه اگزرژی بهصورت زیر است:

$$\dot{C} = c \dot{E} x \tag{(\Delta Y)}$$

بهطوری که c هزینه در واحد اگزرژی است که واحد آن GJ/\$ است و Ėx نرخ اگزرژی است. موازنه هزینه سیستم برای هر جزء سیستم بهصورت زیر تعریف میشود^[29].

$$\begin{split} & \sum \dot{\mathbf{C}}_{\text{out},k} + \dot{\mathbf{C}}_{\text{w},k} = \sum \dot{\mathbf{C}}_{\text{in},k} + \dot{\mathbf{C}}_{\text{q},k} + \dot{\mathbf{Z}}_{\text{k},\text{PY}} & (\Delta \boldsymbol{\varsigma}) \\ & \dot{\mathbf{Z}}_{k,PY} = \dot{\mathbf{Z}}_{k}^{0} \cdot \frac{CI_{k,PY}}{CI^{0}} & (\Delta \boldsymbol{\varsigma}) \end{split}$$

در این رابطه، مجموع ارزش جریانهای خُروجی با مجموع هزینههای ورودی بهعلاوه سرمایهگذاری و تعمیر و نگهداری و باقی هزینهها معادل قرار داده شده است. مجموع هزینههای مربوط به سرمایهگذاری اولیه ${\dot Z}^{0,{
m CI}}_{
m K}$ و هزینههای مربوط به تعمیر و نگهداری سرمایه گذاری اولیه ${\dot Z}^{0,{
m CI}}_{
m K}$ معرفی مربوط به تعمیر و نگهداری میشوند[24].

$$\dot{Z}_k^0 = Z_k^{0,CI} + Z_k^{0,OM} \tag{$\Delta \mathcal{F}$}$$

$$\dot{Z}_{k}^{0} = \frac{z_{k} \cdot CRF.\varphi}{N} \tag{(\Delta Y)}$$

در رابطه فوق z_k هزینه اولیه خرید دستگاه kام (که بر اساس پارامترهای ترمودینامیکی محاسبه میشود)، ϕ ضریب تعمیرات و نگهداری (۱/۰۶-۱/۱)، N تعداد ساعات کارکرد سالانه سیستم تحت بار کامل و CRF ضریب بازگشت سرمایه است. ضریب بازگشت سرمایه، خود تابعی از نرخ بهره (ir) و تعداد سالهای عملکرد دستگاهها (n) بوده و با توجه به مقادیر این دو پارامتر محاسبه

می شود. به طوری که نرخ بهره برابر ۱/۰ تا ۱۲/۰ در نظر گرفته شده است.

$$CRF = \frac{i_r(1+i_r)^n}{(1+i_r)^{n-1}} \tag{(\DeltaA)}$$

معادلات هزینه استفادهشده در تحلیل اقتصادی برای هر جزء سیستم در جدول ۱ آورده شده است.

معادلات هزينه	اجزاء سيستم
$Z_{gasifier} = 1600 \times \left(\dot{m}_{drybiomass} \left[\frac{kg}{h} \right] \right)^{0.67}$	راکتور گازساز
$Z_{SOFC} = A_a \times N_{FC} \times (2.96 \times T_{FC,e} - 1907)$	استک SOFC
$Z_{AB} = \frac{46.08 \times \dot{m}_{17}}{\left(0.955 - \left(\frac{P_{13}}{P_4}\right)\right)} \times (1 + e^{0.018T_{13} - 26.4})$	محفظه پسسوز
$Z_{AC} = 91562 \times \left(\dot{W}_{AC} / 455 \right)^{0.67}$	کمپرسور هوا
$Z_{FC} = 91562 \times \left(\dot{W}_{FC} / 455 \right)^{0.67}$	کمپرسور سوخت
$Z_{AHX} = 390 \times (A_{AHX}/0.093)^{0.78}$	مبدل حرارتی هوا
$Z_{FHX} = 130 \times (A_{FHX}/0.093)^{0.78}$	مبدل حرارتی سوخت
$Z_{inv} = 100000 \times (\dot{W}_{SOFC,DC}/500)^{0.7}$	تبدیل AC-DC
$Z_{SG} = 390 \times (A_{SG}/0.093)^{0.78}$	مولد بخار
$\begin{aligned} Z_{HRSG} &= 6570 \times \left(\left(\frac{Q_{eco}}{\Delta T_{eco}} \right)^{0.8} + \left(\frac{Q_{eva}}{\Delta T_{eva}} \right)^{0.8} \right) + 21276 \dot{m}_{steam} + \\ &1184.4 (\dot{m}_{gas}) \end{aligned}$	مولد بخار بازیافت حرارتی
$Z_{MED} = 201.67 \times Q \times \Delta T_{LMTD} \times dp_t^{0.15} \times dp_s^{-0.15}$	آبشیرینکن حرارتی
$Z_{Pump} = 705.48 \times \dot{W}_{Pump}^{0.71} \times \left(1 + \frac{0.2}{1 - \eta_{Pump}}\right)$	پمپ

۶-۳- ارزیابی عملکرد سیستم

برای سیستم تولید توام توان و آب شیرین شامل راکتور گازساز، SOFC و MED بازده حرارتی و اگزرژی سیستم بهصورت زیر تعریف میشود^[1,11].

$$\begin{split} \eta_{th} &= \frac{W_{net} + Q_{HRSG}}{\dot{m}_{biomass}LHV_{biomass}} & (\Delta 9) \\ \Psi_{total} &= \frac{W_{net} + (E_{29} + E_{28} + E_{27} - E_{26})}{Ex_{biomass} + Ex_{steam}} & (\mathcal{F}_{\circ}) \end{split}$$

از طرفی توان کلی سیستم برابر است با:

$$\dot{W}_{net} = \dot{W}_{FC,STACK,AC} - \left(\dot{W}_{FC} + \dot{W}_{AC} + (\mathfrak{H})\right)$$
$$\dot{W}_{Pumps}$$

همچنین هزینه واحد محصولات (c_{p,k})، هزینه واحد الکتریسیته (c_w) و هزینه واحد آب شیرین تولیدی (c_{dis}) برای سیستم تولید توام توان و آب شیرین شامل راکتور گازساز، SOFC و MED بهصورت زیر تعریف میشوند^[9].

$$c_{P,k} = \frac{\dot{c}_{P,k}}{E_{X_{P,k}}} \tag{(5Y)}$$

$$c_w = \frac{\dot{c}_{w,net}}{W_{net}} \tag{$\%$}$$

$$c_{dis} = \frac{\dot{c}_{dis}}{\dot{c}_{dis}} \tag{99}$$

۴- صحتسنجی

در این قسمت ابتدا صحتسنجی مدلسازی سیستم ترکیبی گازسازی زیستتوده با عامل بخار و پیل سوختی اکسید جامد با

. تحليل اگزرژی اقتصادی سيستم ترکيبی گازسازی زيستتوده با عامل بخار و پيل سوختی اکسيد.. ۵۵۹

آبشیرین کن حرارتی در سه بخش ارایه شده است. زیرا سیستم مورد مطالعه شامل سه جزء اساسی گازسازی زیستوده با عامل بخار، پیل سوختی اکسید جامد و آبشیرین کن تبخیری است. بنابراین با مقایسه مدل ترمودینامیکی پیادهشده این سه جزء با مقالات مرجع، از صحت مدل ارایهشده اطمینان حاصل میشود.

۱-۴- فرآیند گازسازی زیستتوده با عامل بخار

چوب با فرمول شیمیایی CH_{1.44}O_{0.66} بهعنوان سوخت زیست توده برای گازسازی در نظر گرفته شده است. دادههای ورودی به منظور مدل سازی فرآیند گازسازی زیست توده با عامل بخار در سیستم ترکیبی گازسازی زیست توده با عامل بخار و پیل سوختی اکسید جامد با آب شیرین کن حرارتی در جدول ۲ آورده شده است. به منظور صحت سنجی مدل گازسازی، درصد اجزاء گاز به دست آمده از گازسازی با عامل بخار با نتایج موجود در کار / *سکاستر*^[00] مقایسه شده است. همخوانی نزدیک بین این نتایج در جدول ۳، صحت روش حاضر را تایید می کند.

جدول ۲) دادههای ورودی به راکتور گازساز^[22]

مقدار	پارامتر
٤٠٠	دمای بخار ورودی به راکتور گازساز
	(°C)
40	دمای زیستتوده ورودی به راکتور
	گازساز (C°)
٨٠٠	دمای گاز سنتز خروجی از راکتور
	گازساز (℃)
٢٥	دمای محیط (C°)
1/012	فشار محیط (bar)
١/٥١٣	فشار راکتور گازساز (bar)
١٠	محتوای رطوبت در زیستتوده (%)

جدول ۳) درصد اجزاء گاز تولیدی با عامل گازسازی بخار

تولیدی کار <i>اسکاستر</i> ^[30]	اجزاء گاز تر
بژن ۲۵/۲۶	ھيدروژ
کربن ۲٥/٨٤	منوكسيد
د کربن ۱۰/۳۰	دی اکسید
1Y/11	آب
۰/۰۹ ن	متان

۲-۴- پیل سوختی اکسید جامد

دادههای ورودی بهمنظور مدلسازی پیل سوختی اکسید جامد (SOFC) با گاز برگشتی آند و کاتد در سیستم ترکیبی گازسازی زیست وده با عامل بخار و پیل سوختی اکسید جامد با آب شیرین کن حرارتی در جدول ۴ آورده شده است. در این تحقیق با استفاده از نتایج تجربی انجامشده توسط *تائو* و همکاران^[13] و نتایج عددی مراجع^[26-24] به صحت سنجی مدل سازی پیل سوختی اکسید جامد پرداخته شده است. نتایج تجربی برای پیل سوختی که در آن از متان بهعنوان سوخت استفاده شده، به دست آمده است. همان طور که در جدول ۵ مشاهده می شود، همخوانی نتایج تجربی و عددی با نتایج حاصل از کار حاضر صحت کد تهیه شده را نشان می دهد.

۵۶۰ الناز شایان و همکاران .

ں سوختی اکسید جامد ^[24,26]	جدول ۴) دادههای ورودی به پیل
مقدار	پارامتر
استک	اختلاف دمای ورودی و خروجی
·	(°C)
۰/٨٥	ضريب مصرف سوخت
۰/۰۱	سطح موثر (m ²)
٣٠٠٠	چگالی جریان پایه (A/m²)
•/۹٧	ضریب تبدیل DC-AC
٩٠٠	دمای ورودی پایه (°C)
0	ضخامت آند (µm)
٥٠	ضخامت کاتد (µm)
١٠	ضخامت الكتروليت (µm)
٣٠٠	ضخامت اتصال میانی (µm)
1000	تعداد سلولها
Y	أفت فشار استک (%)
و کاتد ۵/۶	نسبت برگشتی گاز خروجی آند و

جدول ۵) مقایسه نتایج بهدستآمده از کار حاضر با نتایج تجربی و عددی انجامشده قبلی^{(24-26,31]}

6						
چگالی جریا	Ċ	4000	٣٠٠٠	٤	۵۰۰۰	٦٠٠٠
(A/m^2)						
	کار	∘/٧۶٨	∘/۶۶V	₀/۶۴۸	∘/۵۸۸	∘/۵۱۸
	حاضر					
(V) [[31]	۰/۷۶	۰/۶۸	۰/۶۲	∘/۵Y	۰/۵۲
وننار پيل (٧)	[24]	∘/۷۸۴	۰/Y۱۰	°/8KI	°/∆۶Y	°/۵۱۲
	[25]	°\\&A	°/8YE	°/8MK	∘/۵۸۲	°/&⊬V
	[26]	∘/۲۹	۰/Y۱۱	0/8FF	۰/۵۶	∘/۵۱
	کار	∘/۱۵۳	۰/۲۱۱	∘/۲۵۸	₀/४१₩	۰/۳۱۱
	حاضر					
چگالی توان	[31]	∘/۱۵	۰/۲۱	۰/۲۶	₀/۲۹۵	۰/۳۱۵
(W/m ²)	[24]	°/10A	∘/۲۱٤	∘/۲٥٥	∘/۲۸۷	°\h.h
	[25]	∘/۱٤٨	۰/Y۰0	₀/۲٥٣	∘/۲۹٤	₀/٣٢٨
	[26]	∘/۱۵۸	∘/۲۱٦	₀/۲٥٣	۰/۲۸۸	∘/٣

۳-۴- آبشیرین کن حرارتی

دادههای ورودی بهمنظور مدلسازی آبشیرینکن حرارتی در سیستم ترکیبی گازسازی زیستتوده با عامل بخار و پیل سوختی اکسید جامد با آبشیرینکن حرارتی در جدول ۶ آورده شده است.

جدول ۶) دادههای ورودی به آبشیرینکن حرارتی

مقدار	پارامتر
0	تعداد مراحل آبشیرینکن حرارتی
٤٥	دمای آب دریای تغذیه (C°)
40	دمای آب دریای خنک (°C)
٤٦٠٠٠	میزان شوری آب دریای تغذیه (ppm)
٦٧/٧	بیشترین دمای آب شور (°C)
٤٨	کمترین دمای آب شور (^C °)
0	فشار بخار محرک (bar)

برای بررسی صحت و سقم مدل پیادهشده آبشیرینکن حرارتی کافی است که ضریب عملکرد بهدستآمده و تولید آب شیرین با

دادههای موجود دستگاههای تجاری محاسبه شده و با نتایج آن مقایسه شود^[4]. همان طور که در جدول ۷ مشاهده میشود، نتایج حاصل از مدل موجود بسیار نزدیک به نتایج گزارششده سیستم ترایپولی^[32] است. مقادیر مورد نیاز برای تحلیل اقتصادی سیستم ترکیبی درنظرگرفتهشده نیز در جدول ۸ مشاهده میشود.

جدول ۲) مقایسه نتایج حاصل از مدل موجود با نتایج سیستم ترایپولی^[32]

پارامتر	کار حاضر	سیستم ترایپولی ^[32]
تعداد مراحل	٤	٤
فشار بخار محرک (kPa)	۲۳۰۰	۲۳۰۰
بیشترین دمای آب شور (C°)	٦٠/١	٦٠/١
کمترین دمای آب شور (C°)	٤٥/٤	40/4
أفت دما در هر مرحله (C°)	٤/٩	٤/٩
دمای آب دریای تغذیه (°C)	٤١/٥	٤١/٥
دمای آب دریای خنک (C°)	۳١/٥	٣١/٥
نسبت اختلاط	1/12	١/١٤
نرخ جریان بخار محرک (kg/s)	λ/λ	λ/λ
ضريب عملكرد	7/77	1/01
تولید آب شیرین (kg/s)	77/٨٥	οΥ/λ

جدول ۸) دادههای مورد نیاز برای تحلیل اقتصادی

مقدار	پارامتر
۰/۱۲	نرخ بهره
٨٠٠٠	زمان کارکرد سالانه (hour)
۲۰	طول عمر پروژه با توجه به زمان کارکرد (year)
٢	قيمت زيستتوده (GJ/\$)
١/٥٦	ضریب نگهداری

در این بخش برای بررسی عملکرد سیستم ترکیبی گازسازی زیست توده با عامل بخار، SOFC و MED، تحلیل های اگزرژی اقتصادی با استفاده از کدنویسی در نرمافزار EES صورت گرفته است. برای ارزیابی اثرات یارامترهای کلیدی نظیر چگالی جریان، ضریب مصرف سوخت بر عملکرد سیستم درنظرگرفته شده، مطالعه پارامتریک انجام شده است. از مهمترین اهداف موجود این مطالعه پارامتریک میتوان به توان خروجی خالص، بازده اگزرژی و هزینه واحد توليد الكتريسيته اشاره كرد. مقايسه نتايج تحقيق حاضر با مقاله مرجع^[21] نشان میدهد که اضافه کردن MED به ترکیب پیل سوختی و زیست توده موجب بهبود عملکرد سیستم ترکیبی می شود. از مهمترین نتایج موجود میتوان به بازده اگزرژی سیستم ترکیبی اشاره کرد. بهطوری که بازده اگزرژی سیستم ترکیبی گازسازی زیستتوده با عامل بخار و پیل سوختی (SG+SOFC)، ۳۸/۴۴% حاصل شد[21]. بنابراین با اضافه کردن واحد آب شیرین کن به سیستم ترکیبی موجود (SG+SOFC+MED)، بازده اگزرژی سیستم حدود ۱۶/۵٪ افزایش مییابد. بهطور کلی دلیل اصلی افزایش بازده اگزرژی سیستم ترکیبی سهگانه، کاهش چشمگیر تخریب اگزرژی کل است. از آنجایی که اضافه کردن آبشیرین کن حرارتی به سیستم ترکیبی پیل سوختی و زیستتوده باعث بهبود بازده اگزرژی سیستم شده

است. بنابراین تاثیر دو مشخصه مهم پیل سوختی (چگالی جریان، ضریب مصرف سوخت) بر عملکرد سیستم ترکیبی مورد بررسی قرار گرفته است.

نمودار ۱ تاثیر چگالی جریان در شرایط ضریب مصرف سوخت ۸۵/۰ و نسبت برگشتی گاز آند و کاتد ۲/۴ بر توان خروجی خالص سیستم درنظرگرفتهشده را نشان میدهد. یک مقدار بهینهایی برای چگالی جریان وجود دارد که در آن توان خروجی خالص ماکزیمم میشود؛ زیرا در این چگالی جریان، کاهش ولتاژ بر تاثیر مستقیم چگالی در تولید توان غالب میشود، بهطوری که ماکزیمم توان برای سیستم درنظرگرفتهشده ۱۸/۶۶kW در چگالی جریان ۵۱۱۱۸/m² بهدست مىآيد.



نمودار ۱) تاثیر چگالی جریان بر توان خروجی خالص سیستم درنظرگرفتهشده

تاثیر چگالی جریان بر بازده اگزرژی سیستم درنظرگرفتهشده در نمودار ۲ نشان داده میشود. همان طور که میدانیم افزایش چگالی جریان علاوہبر افزایش توان خروجی خالص، نرخ جریان جرم سوخت را نیز افزایش میدهد. از آنجا که تاثیر افزایش نرخ جریان جرم بسیار تاثیرگذارتر از توان خروجی خالص است، بنابراین افزایش چگالی جریان منجر به کاهش بازده اگزرژی میشود. همان طور که مشاهده میشود با افزایش چگالی جریان از ۲۰۰۰ تا ۸/m²، بازده اگزرژی از ۴۶/۰۴ تا ۲۰/۶% کاهش مییابد. بهطوری که بازده اگزرژی سیستم ترکیبی گازسازی زیستتوده با عامل بخار، پیل سوختی با آبشیرین کن (SG+SOFC+MED)، نسبت به حالت بدون آبشیرین کن (SG+SOFC)، ۱۶/۵ افزایش مییابد. دلیل اصلی افزایش بازده اگزرژی سیستم ترکیبی (SG+SOFC+MED) نسبت به حالت بدون آبشیرین کن، کاهش چشمگیر تخریب اگزرژی کل سيستم است.

تاثیر چگالی جریان بر هزینه واحد تولید الکتریسیته سیستم درنظرگرفتهشده در نمودار ۳ نشان میدهد که کمترین مقدار هزینه واحد توليد الكتريسيته براي سيستم درنظرگرفتهشده /GJ\$/6J بهدست میآید. همان طور که مشاهده میشود، با افزایش چگالی جريان هزينه واحد توليد الكتريسيته نيز افزايش مىيابد، زيرا با افزایش چگالی جریان بازده اگزرژی سیستم درنظرگرفتهشده کاهش مىيابد، بهطورى كه هزينه واحد توليد الكتريسيته سيستم تركيبي گازسازی زیستتوده با عامل بخار، پیل سوختی با آبشیرینکن (SG+SOFC+MED)، نسبت به حالت بدون آبشیرینکن (SG+SOFC)، ۲/۷۵ کاهش می یابد.

> Volume 20, Issue 3, March 2020 www.SID.ir

مشخصه بعدی، ضریب مصرف سوخت است که تاثیر بسزایی بر توان خروجي خالص، بازده اگزرژي و هزينه واحد توليد الكتريسيته سیستم درنظرگرفتهشده دارد. نمودار ۴ تاثیر ضریب مصرف سوخت را در شرایط چگالی جریان ۳۰۰۰A/m² و نسبت برگشتی گاز آند و کاتد ۴/۰ بر توان خروجی خالص سیستم درنظرگرفتهشده نشان میدهد. همان طور که مشاهده میشود، هنگامی که ضریب مصرف سوخت از ۵/۰ تا ۹/۰ افزایش مییابد، توان خروجی خالص از ۱۶/۸۸ تا ۱۳/۵۵% کاهش مییابد. همان طور که میدانیم، افزایش ضریب مصرف سوخت منجر به کاهش نرخ جریان جرم سوخت و ولتاژ پیل مىشود.





درنظرگرفتهشده



نمودار ٤) تاثیر ضریب مصرف سوخت بر توان خروجى خالص سيستم درنظرگرفتهشده

Modares Mechanical Engineering

۵۶۲ الناز شایان و همکاران .

تاثیر ضریب مصرف سوخت بر بازده اگزرژی سیستم درنظرگرفتهشده در نمودار ۵ نشان میدهد که با افزایش ضریب مصرف سوخت بازده اگزرژی افزایش مییابد. زیرا با افزایش ضریب مصرف سوخت، توان خروجی خالص و نرخ جریان جرم سوخت کاهش مییابد. با افزایش ضریب مصرف سوخت از ۵/۵ تا ۹/۵، بازده اگزرژی از ۲۴/۴۶ تا ۵/۸۳% افزایش مییابد (نمودار ۵).



نمودار ۵) تاثیر ضریب مصرف سوخت بر بازده اگزرژی سیستم درنظرگرفته شده

تاثیر ضریب مصرف سوخت بر هزینه واحد تولید الکتریسیته سیستم درنظرگرفتهشده در نمودار ۶ نشان میدهد که افزایش ضریب مصرف سوخت از ۵/۵ تا ۹/۵ منجر به افزایش هزینه واحد تولید الکتریسیته از ۳/۹۷ تا ۴/۹۷**\$/**۹۷ میشود. زیرا با افزایش ضریب مصرف سوخت توان خروجی خالص برای هر دو عامل کاهش مییابد؛ بنابراین هزینه واحد تولید الکتریسیته افزایش مییابد.

نمودار ۲ تاثیر تعداد مراحل آبشیرین کن حرارتی را بر آب شیرین تولیدی سیستم درنظرگرفتهشده نشان میدهد. همان طور که مشاهده میشود با افزایش تعداد مراحل آبشیرین کن حرارتی، مقدار آب شیرین تولیدی افزایش مییابد. با افزایش تعداد مراحل آبشیرین کن حرارتی از ۴ تا ۹، مقدار آب شیرین تولیدی از ۳۰/۰ تا VY kg/s، افزایش مییابد.

تاثیر تعداد مراحل آبشیرین کن حرارتی بر ضریب عملکرد سیستم درنظرگرفتهشده (نمودار ۸) نشان میدهد که با افزایش تعداد مراحل، ضریب عملکرد بهدستآمده بهطور خطی افزایش مییابد؛ زیرا با افزایش تعداد مراحل، مقدار آب شیرین تولیدی افزایش مییابد. با افزایش تعداد مراحل آبشیرین کن حرارتی از ۴ تا ۹، ضریب عملکرد سیستم درنظرگرفتهشده از ۲/۹۱ تا ۱۲/۴۵ افزایش مییابد.

تاثیر تعداد مراحل آبشیرین کن حرارتی بر هزینه واحد تولید آب شیرین نشان میدهد که هر چه تعداد مراحل آبشیرین کن حرارتی بیشتر شود، هزینه واحد تولید آب شیرین پایین میآید (نمودار ۹). کاهش هزینه آب به دلیل افزایش تولید آب شیرین در تعداد مراحل بیشتر است. همان طور که مشاهده میشود با افزایش تعداد مراحل آبشیرین کن حرارتی از ۴ تا ۹، هزینه واحد تولید آب شیرین سیستم درنظرگرفتهشده از ۴/۴ تا ۱/۶۶



نمودار ٦) تاثیر ضریب مصرف سوخت بر روی هزینه واحد تولید الکتریسیته سیستم درنظرگرفتهشده



نمودار ۷) تاثیر تعداد مراحل آبشیرینکن حرارتی بر تولید آب شیرین سیستم درنظرگرفتهشده



نمودار ۸) تاثیر تعداد مراحل آبشیرینکن حرارتی بر ضریب عملکرد سیستم درنظرگرفتهشده



نمودار ۹) تاثیر تعداد مراحل آبشیرین کن حرارتی بر هزینه واحد تولید آب شیرین سیستم درنظرگرفتهشده

۵- نتیجهگیری

در مطالعه حاضر، یک سیستم جدید تولید توام توان و آب شیرین بر اساس استفاده از گاز سنتز بهدستآمده از گازسازی زیستتوده با عامل بخار بهعنوان سوخت پیل سوختی اکسید جامد بررسی شد. تحلیل اگزرژی اقتصادی سیستم مورد مطالعه، برای ارزیابی عملکرد میستم برای اولین بار مورد تحلیل و بررسی قرار گرفت. برای مطالعه جدید یک واحد آبشیرین کن حرارتی به سیستم ترکیبی گازسازی زیستتوده با پیلسوختی اضافه شد. پس از تحلیل اگزرژی اقتصادی سیستم ترکیبی جدید، این نتیجه حاصل شد که با اضافهکردن واحد آبشیرین کن حرارتی به سیستم ترکیبی گازسازی زیستتوده با پیلسوختی[21] میتوان بازده حرارتی و اگزرژی را افزایش داد. همچنین هزینه واحد تولید الکتریسیته نیز کاهش مییابد. خلاصه نتایج بهدستآمده از تحقیق حاضر به شرح زیر است:

- با افزایش چگالی جریان پیل سوختی، توان تولیدی سیستم ترکیبی ابتدا افزایش و سپس کاهش مییابد بهطوری که چگالی جریان بهینهایی وجود دارد که در آن توان خروجی خالص ماکزیمم میشود؛ بهطوری که ماکزیمم توان برای سیستم درنظرگرفتهشده ۱۸/۶۶kW در چگالی جریان ۵۱۱۱۸/m² بهدست آمد.

- با افزایش چگالی جریان پیل سوختی، بازده اگزرژی سیستم ترکیبی کاهش مییابد و هزینه واحد تولید الکتریسیته نیز افزایش مییابد. - افزایش ضریب مصرف سوخت پیل سوختی، منجر به کاهش توان خروجی خالص و افزایش بازده اگزرژی و هزینه واحد تولید الکتریسیته سیستم درنظرگرفتهشده شد.

- با افزایش تعداد مراحل آبشیرینکن حرارتی، مقدار آب شیرین تولیدی بیشتر میشود. ولی افزایش تعداد مراحل تا حدی میتواند انجام شود که دمای بخار خروجی در آخرین مرحله به حدی باشد که بتواند آب دریای ورودی به کندانسور را به دمای آب تغذیه برساند.

- افزایش تعداد مراحل آبشیرین کن حرارتی، منجر به افزایش ضریب عملکرد سیستم درنظرگرفتهشده و کاهش هزینه واحد تولید آب شیرین شد.

- ترکیب سیستم تولید توان با آبشیرینکن حرارتی منجر به افزایش بازده اگزرژی کل سیستم حدود ۱۶/۵% شد و دلیل اصلی افزایش بازده اگزرژی کل سیستم کاهش چشمگیر تخریب اگزرژی کل است. - ترکیب سیستم تولید توان با آبشیرینکن حرارتی منجر به کاهش ۲/۷۵درصدی هزینه واحد تولید الکتریسیته شد.

تشکر و قدردانی: موردی توسط نویسندگان بیان نشد. **تاییدیه اخلاقی:** موردی توسط نویسندگان بیان نشد. **تعارض منافع:** موردی توسط نویسندگان بیان نشد. **سهم نویسندگان:** الناز شایان (نویسنده اول)، نگارنده مقدمه/پژوهشگر اصلی (۵۰%)؛ وحید زارع (نویسنده دوم)، روششناس/پژوهشگر کمکی/نگارنده بحث (۳۰%)؛ ایرج میرزایی

(نویسنده سوم)، یژوهشگر کمکی (۲۰%)

- تحلیل اگزرژی اقتصادی سیستم ترکیبی گازسازی زیست توده با عامل بخار و بیل سوختی اکسید. Arc ۵۶۳ منابع مالی: موردی توسط نویسندگان بیان نشد.

فهرست علايم

نرخ بهره: i_r CRF: ضریب بازگشت سرمایه N: تعداد ساعات كاركرد سالانه (\$/h) هزينه سرمايه گذارى (b) C: هزينه واحد اگزرژي ([G/\$] (kW) ذرخ اگزرژی: : نرخ هزینه اگزرژی (h/\$) s: آنتروپی ویژه (kJ/kmol K) ex: اگزرژی ویژه (kJ/kmol) (J/mol K) ثابت جهانی گازها: \overline{R} (A/m²): چگالی جریان F: ثابت فارادی (C/mol) m: نرخ جریان جرمی (kg/s) h: آنتالپی ویژه (kJ/kmol) (kW) ذرخ انتقال گرما: لًا: توان (kW) P: فشار (bar) T: دما (C°) V: ولتاژ (V) A: مساحت (m²) n: تعداد مولها (kmol) U: ضریب انتقال حرارت کلی (kW/m²K) LHV: ارزش گرمایی پایین (kJ/kmol علايم يونانى Φ: ضریب تعمیرات نگهداری η: بازده حرارتی ازده اگزرژی ψ : بالا نويسها CI: سرمایه گذاری اولیه OM: تعمیر و نگهداری زيرنويسها D: تخریب اگزرژی i: ورود e: خروج ch: شىمىايى ph: فيزيكى net: خالص

منابع

1- Pourfatemi SM, Ahmadi R. Thermo-economic analysis with reliability consideration of a hybrid system of gas turbine, SOFC and multiple effect desalinatin. Modares Mechanical Engineering. 2017;17(10):321-332. [Persian] 2- Hosseini SR, Amidpour M, Shakib SE. Cost optimization of a combined power and water desalination plant with exergetic, environment and reliability consideration. Desalination. 2012;285:123-130.

3- Brogioli D, La Mantia F, Yip NY. Thermodynamic analysis and energy efficiency of thermal desalination processes. Desalination. 2018;428:29-39.

Archive of SID

18- De Lorenzo G, Fragiacomo P. Energy analysis of an SOFC system fed by syngas. Energy Conversion and Management. 2015;93:175-186.

19- Eveloy V, Rodgers P, Al-Alili A. Multi-objective optimization of a pressurized solid oxide fuel cell-gas turbine hybrid system integrated with seawater reverse osmosis. Energy. 2017;123:594-614.

20- Behzadi A, Habibollahzade A, Zare V, Ashjaee M. Multiobjective optimization of a hybrid biomass-based SOFC/GT/double effect absorption chiller/RO desalination system with CO₂ recycle. Energy Conversion and Management. 2019;181:302-318.

21- Shayan E, Zare V, Mirzaee I. On the use of different gasification agents in a biomass fueled SOFC by integrated gasifier: A comparative exergo-economic evaluation and optimization. Energy. 2019;171:1126-1138.

22- Shayan E, Zare V, Mirzaee I. Hydrogen production from biomass gasification; A theoretical comparison of using different gasification agents. Energy Conversion and Management. 2018;159:30-41.

23- Gholamian E, Mahmoudi SMS, Zare V. Proposal, exergy analysis and optimization of a new biomass-based cogeneration system. Applied Thermal Engineering. 2016;93:223-235.

24- Mehr AS, Mahmoudi SMS, Yari M, Chitsaz A. Thermodynamic and exergoeconomic analysis of biogas fed solid oxide fuel cell power plants emphasizing on anode and cathode recycling: A comparative study. Energy Conversion and Management. 2015;105:596-606.

25- Yari M, Saberi Mehr A, Seyed Mahmoudi SM, Santarelli M. A comparative study of two SOFC based cogeneration systems fed by municipal solid waste by means of either the gasifier or digester. Energy. 2016;114:586-602.

26- Ranjbar F, Chitsaz A, Mahmoudi SMS, Khalilarya S, Rosen MA. Energy and exergy assessments of a novel trigeneration system based on a solid oxide fuel cell. Energy Conversion and Management. 2014;87:318-327.

27- Szargut J, Styrylska T. Approximate evaluation of the exergy of fuels. Brennst Warme Kraft. 1964;16(12):598-96. [German]

28- Abuadala A, Dincer I, Naterer GF. Exergy analysis of hydrogen production from biomass gasification. International Journal of Hydrogen Energy. 2010;35(10):4981-4990.

29- Bejan A, Tsatsaronis G, Moran MJ. Thermal design and optimization. NewYork: John Wiley & Sons; 1995. P. 333-369.

30- Schuster G, Löffler G, Weigl K, Hofbauer H. Biomass steam gasification-an extensive parametric modeling study. Bioresour Technology. 2001;77(1):71-79.

31- Tao G, Armstrong T, Virkar A. Intermediate temperature solid oxide fuel cell (IT-SOFC) research and development activities at MSRI. Nineteenth Annual ACERC&ICES Conference, Utah, United States, February 17, 2005. Unknown Publisher; 2005.

32- Ashour MM. Steady state analysis of the Tripoli West LT-HT-MED plant. Desalination. 2003;152(1-3):191-194.

4- Al-Mutaz IS, Wazeer I. Development of a steady-state mathematical model for MEE-TVC desalination plants. Desalination. 2014;351:9-18.

5- Gadsbøll Rø, Thomsen J, Bang-Møller C, Ahrenfeldt J, Henriksen UB. Solid oxide fuel cells powered by biomass gasification for high efficiency power generation. Energy. 2017;131:198-206.

6- Shakib SE, Amidpour M, Aghanajafi C. Simulation and optimization of multi effect desalination coupled to a gas turbine plant with HRSG consideration. Desalination. 2012;285:366-376.

7- Akbarpour Reyhani H, Meratizaman M, Ebrahimi A, Pourali O, Amidpour M. Thermodynamic and economic optimization of SOFC-GT and its cogeneration opportunities using generated syngas from heavy fuel oil gasification. Energy. 2016;107:141-164.

8- Mokhtari H, Sepahvand M, Fasihfar A. Thermoeconomic and exergy analysis in using hybrid systems (GT+MED+RO) for desalination of brackish water in Persian Gulf. Desalination. 2016;399:1-15.

9- Ahmadi R, Pourfatemi SM, Ghaffari S. Exergoeconomic optimization of hybrid system of GT, SOFC and MED implementing genetic algorithm. Desalination. 2017;411:76-88.

10- Ameri M, Jorjani M. Performance assessment and multi-objective optimization of an integrated organic Rankine cycle and multi-effect desalination system. Desalination. 2016;392:34-45.

11- Najafi B, Shirazi A, Aminyavari M, Rinaldi F, Taylor RA. Exergetic, economic and environmental analyses and multi-objective optimization of an SOFC-gas turbine hybrid cycle coupled with an MSF desalination system. Desalination. 2014;334(1):46-59.

12- Meratizaman M, Monadizadeh S, Amidpour M. Introduction of an efficient small-scale freshwater-power generation cycle (SOFC-GT-MED), simulation, parametric study and economic assessment. Desalination. 2014;351:43-58.

13- Sanaye S, Asgari S. Four E analysis and multi-objective optimization of combined cycle power plants integrated with Multi-stage Flash (MSF) desalination unit. Desalination. 2013;320:105-117.

14- Hosseini SR, Amidpour M, Shakib SE. Cost optimization of a combined power and water desalination plant with exergetic, environment, and reliability considerationn. Desalination. 2012;285:123-130.

15- Minutillo M, Perna A, Jannelli E, Cigolotti V, Woo Nam S, Pil Yoon S, Wan Kwon B. Coupling of biomass gasification and SOFC-gas turbine hybrid system for small scale cogeneration applications. Energy Procedia. 2017;105:730-737.

16- Tan L, Dong X, Gong Z, Wang M. Investigation on performance of an integrated SOFC-GE-KC power generation system using gaseous fuel from biomass gasification. Renewable Energy. 2017;107:448-461.

17- Jia J, Abudula A, Wei L, Sun B, Shi Y. Thermodynamic modeling of an integrated biomass gasification and solid oxide fuel cell system. Renewable Energy. 2015;81:400-410.