



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

ABSTRACT

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 ever-increasing 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. The results indicate that the 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

- [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 multi-objective 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 biomass-based 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 ...

تحلیل آگرژی 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

چکیده

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 راه‌حل‌های 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 آب‌شیرین‌کن حرارتی چند مرحله‌ای معرفی شده است. مدل‌سازی و تحلیل‌های آگرژی اقتصادی سیستم ترکیبی در نرم‌افزار EES انجام گرفته است. برای بررسی اثرات پارامترهای کلیدی بر توان خروجی خالص، بازده آگرژی و هزینه واحد تولید الکتریسیته یک مطالعه پارامتریک انجام شده است. نتایج نشان می‌دهد که بازده آگرژی سیستم ترکیبی و هزینه تولید واحد الکتریسیته، به ترتیب 47% و $4/05\$/GJ$ حاصل شد.

کلیدواژه‌ها: زیست‌توده، آگرژی اقتصادی، پیل سوختی اکسید جامد، گازسازی بخار، آب‌شیرین‌کن

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 ملاحظه‌ای 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. سیستم‌های آب‌شیرین‌کن حرارتی نظیر تقطیر سریع چند مرحله‌ای (MSF) و تقطیر چند مرحله‌ای (MED) برای ترکیب با نیروگاه‌های حرارتی با استفاده از مولد بخار بازیاب حرارتی مناسب هستند [3]. آب‌شیرین‌کن MED دارای هزینه نگهداری پایین، هندسه ساده، عملکرد آسان و مصرف انرژی پایین در مقایسه با آب‌شیرین‌کن MSF است [4].

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 زیست‌توده به‌عنوان سوخت ورودی به پیل سوختی اکسید جامد (SOFC) استفاده می‌شود؛ بنابراین سیستم ترکیبی گازسازی زیست‌توده 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. به‌طوری که با استفاده از یک مولد بخار بازیاب حرارتی می‌توان از حرارت هدررفته سیستم ترکیبی گازسازی زیست‌توده با SOFC برای تولید بخار اشیاع محرک مورد نیاز برای سیستم MED استفاده کرد [6].

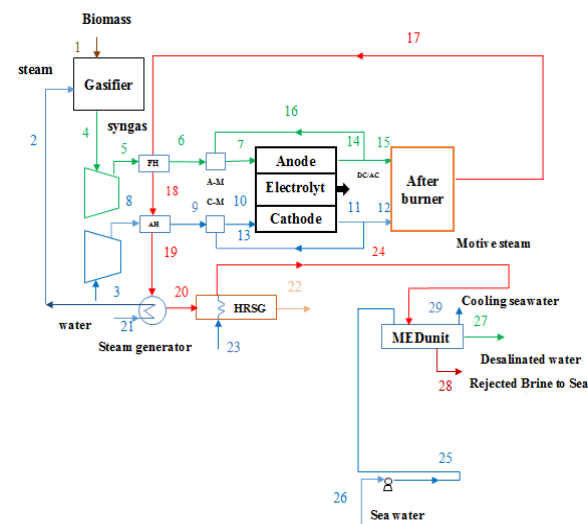
تعداد محدودی از مطالعات ترکیب گازسازی زیست‌توده با SOFC و سیستم آب‌شیرین‌کن را در سال‌های گذشته بررسی کرده‌اند. اکبریور و همکاران [7]، ترکیب گازسازی سوخت سنگین با سیستم هیبریدی متشکل از SOFC با توربین گاز (GT) و MED را برای تولید توان و آب شیرین بررسی کردند. با استفاده از تحلیل بهینه‌سازی اقتصادی و ترمودینامیکی آنها نشان دادند که دوره برگشت برای SOFC با توربین گاز، SOFC با توربین گاز و بخار و SOFC با توربین گاز و MED به ترتیب $9/88$ ، $6/78$ و $3/86\%$ است. مختاری و همکاران [8]، تحلیل آگرژی و ترمو اقتصادی 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، 42% و قیمت نهایی $2/3\$/m^3$ است. احمدی و همکاران [9]، تحلیل آگرژی اقتصادی سیستم هیبریدی متشکل از SOFC، GT و MED را با به‌کاربردن الگوریتم ژنتیک انجام دادند. نتایج نشان داد که مقدار بهینه پارامتر طراحی منجر به افزایش بازده آگرژی از 57 تا $63/5\%$ شد و همچنین هزینه الکتریسیته نیز تا $0/643\$/kwh$ 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 آگرژی و اقتصادی، آنها نشان دادند که هنگامی که قیمت تولید توان کاهش می‌یابد، بازده آگرژی افزایش می‌یابد. همچنین نشان دادند که R_{134a} نسبت به R_{123} و R_{245fa} 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 آگرژی ماکزیمم می‌شود و همچنین زمان بازپرداخت سیستم مورد مطالعه را حدود ۹ سال برآورد کردند. مرآت‌زمان و همکاران [12]، سیستم ترکیبی SOFC-GT-MED را با استفاده از تحلیل آگرژی اقتصادی بررسی کردند. آنها نشان دادند که ترکیب MED با SOFC-GT باعث اقتصادی‌تر شدن سیستم ترکیبی می‌شود. صنایع و همکاران [13]، تحلیل بهینه‌سازی چند هدفه سیکل ترکیبی تولید توان با دستگاه آب‌شیرین‌کن MSF را انجام دادند. نتایج آنها نشان می‌دهد که

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 [21] آمده است. اگرچه ترکیب SOFC-GT با MED در سال‌های اخیر مورد مطالعه قرار گرفته است، اما تاکنون هیچ مطالعه‌ای 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 انرژی 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

۲-۱- 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.



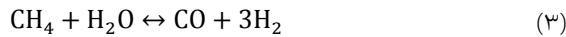
شکل ۱) شماتیک سیستم ترکیبی دنظرگرفته‌شده گازسازی زیست‌توده با SOFC همراه با آب‌شیرین‌کن MED

بخار تولیدشده از طریق مولد بخار همراه با زیست‌توده به راکتور گازساز فرستاده می‌شود، به‌طوری که فرآیند گازساز اتفاق می‌افتد و گاز سنتز تولید می‌شود. گاز سنتز به‌عنوان سوخت (جریان نقطه ۴) توسط کمپرسور سوخت، متراکم می‌شود و بعد با گاز برگشتی از آند مخلوط شده و وارد آند SOFC می‌شود (جریان نقطه ۷). از طرف دیگر، هوای محیط در کمپرسور هوا متراکم می‌شود (جریان نقطه ۳) و سپس با گذر از مبدل حرارتی، با گاز برگشتی از کاتد مخلوط شده و وارد کاتد SOFC می‌شود. در سمت آند، ریفرمینگ داخلی اتفاق می‌افتد که هیدروژن غنی تولید می‌کند، که در واکنش الکتروشیمیایی داخل استک پیل سوختی شرکت می‌کند. بعد از اینکه واکنش الکتروشیمیایی داخل استک SOFC انجام می‌شود،

تغییر دمای محیط بر توان خروجی و تولید آب شیرین و همچنین دوره بازپرداخت 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 انرژی کل اتفاق می‌افتد. مینیوتیلو و همکاران [15]، ترکیب گازسازی زیست‌توده را با سیستم هیبریدی SOFC-GT به‌منظور تولید همزمان بررسی کردند. مدل‌های عددی ارائه‌شده 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 انرژی بررسی کردند. نتایج نشان داد که بازده الکتریکی کل حدود ۴۰٪ و بازده انرژی کل حدود ۳۶٪ حاصل شد. دی‌اورنر 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 انرژی کل سیستم حدود ۷۱/۳٪ و نرخ هزینه کل سیستم حدود ۲۵۶ USD/s٪ برآورد شد. بهزادی و همکاران [20]، بهینه‌سازی سیستم هیبریدی SOFC-GT را در ترکیب با چیلر جذبی دو اثره و واحد آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس بررسی کردند. نتایج نشان داد که بازده انرژی و نرخ هزینه کلی سیستم پیشنهادشده در شرایط بهینه به‌ترتیب ۳۸/۱۶٪ و [۶۹/۴۷\$/G] حاصل شد. شایان و همکاران [21]، تحلیل انرژی اقتصادی و بهینه‌سازی سیستم ترکیبی گازسازی زیست‌توده 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 انرژی 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 زیست‌توده یا پیل سوختی با دستگاه آب‌شیرین‌کن بوده است. همچنین بیشتر مطالعات انجام‌شده برای گازسازی زیست‌توده با عامل هوا انجام شده است. در تحقیق حاضر برای گازسازی زیست‌توده از عامل بخار استفاده شده است که منجر به تولید بیشتر

با به کار بردن تعادل مولی برای H، C و O، ضرایب n_{H_2} تا n_C به دست می‌آید. طی فرآیند گازسازی با عامل بخار واکنش‌های زیر اتفاق می‌افتد [22]:



محتوای رطوبت بر مول زیست‌توده به صورت زیر تعریف می‌شود [22]:

$$w = \frac{M_{biomass} \times MC}{M_{H_2O} \times (1 - MC)} \quad (۵)$$

M_{H_2O} و $M_{biomass}$ به ترتیب 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) به صورت زیر نوشته می‌شوند [22].

$$K_1 = \frac{n_{CO} n_{H_2}^3}{n_{CH_4} n_{H_2O}} \left(\frac{P/P_{ref}}{n_{tot}} \right)^2 \quad (۶)$$

$$K_2 = \frac{n_{H_2} n_{CO_2}}{n_{CO} n_{H_2O}} \left(\frac{P/P_{ref}}{n_{tot}} \right)^0 \quad (۷)$$

به طوری که K_1 و K_2 ثابت‌های تعادلی هستند که به تغییرات تابع گیبس به صورت زیر مربوط می‌شوند [22].

$$-\frac{\Delta G_1^0}{RT_g} = \ln K_1 \quad (۸)$$

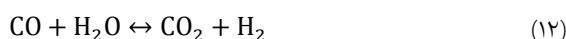
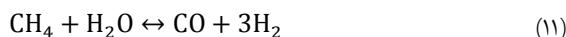
$$-\frac{\Delta G_2^0}{RT_g} = \ln K_2 \quad (۹)$$

به طوری که ΔG_1^0 و ΔG_2^0 به ترتیب تغییرات تابع آزاد گیبس معادله تجزیه متان و واکنش دگرگونی گاز-آب هستند. با فرض گازسازی آدیاباتیک در دمای داده شده، معادله تعادل انرژی برای یافتن نسبت مولی بخار به زیست‌توده به صورت زیر حل می‌شود:

$$\begin{aligned} \bar{h}_{f-biomass}^0 + w \times (\bar{h}_{f-H_2O}^0 + H_{vap}) + \\ m \times (\bar{h}_{f-steam}^0) = n_{H_2} (\bar{h}_{f-H_2}^0 + \Delta \bar{h}_{H_2}) + \\ n_{CO} (\bar{h}_{f-CO}^0 + \Delta \bar{h}_{CO}) + n_{CO_2} (\bar{h}_{f-CO_2}^0 + \\ \Delta \bar{h}_{CO_2}) + n_{H_2O} (\bar{h}_{f-H_2O}^0 + \Delta \bar{h}_{H_2O}) + \\ n_{CH_4} (\bar{h}_{f-CH_4}^0 + \Delta \bar{h}_{CH_4}) + n \times \\ n_C (\bar{h}_{f-C(s)}^0 + \Delta \bar{h}_{C(s)}) \end{aligned} \quad (۱۰)$$

۲-۳- 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 آزاد شده طی واکنش الکتروشیمیایی الکترودها برای انجام واکنش گرماگیر بهسازی استفاده می‌شود. واکنش‌های شیمیایی انجام یافته در یک پیل منفرد، به صورت زیر است [24].



در واکنش دگرگونی گاز-آب، CO تولید شده 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 به صورت زیر است.



با فرض نرخ تبدیل مولی X_r ، Y_r و Z_r برای واکنش‌های بهسازی، دگرگونی و الکتروشیمیایی، ثابت‌های تعادلی برای واکنش‌های

هوای اضافی خروجی از سمت کاتد (جریان نقطه ۱۲) و سوخت واکنش‌نداده خروجی از سمت آند (جریان نقطه ۱۵) به طور کامل در پس‌سوز می‌سوزد که گاز احتراق دما بالا تولید می‌کند (جریان نقطه ۱۷). گاز خروجی از پس‌سوز، برای پیش‌گرم کردن هوای ورودی به مخلوط‌کننده و تولید بخار در مولد بخار استفاده می‌شود. جریان خروجی از مولد بخار (حالت ۲۰) به قدر 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 می‌شود.

۲-۲- فرضیات

فرضیات زیر برای تحلیل سیستم ترکیبی به کار رفته است [4, 22, 23].

- سیستم ترکیبی تحت شرایط پایا کار می‌کند؛
- تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل ناچیز فرض شده است؛
- همه گازها به عنوان 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؛
- گازهای داده‌نشده خروجی از SOFC فرض می‌شود تماماً در محفظه پس‌سوز اکسید می‌شوند؛

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

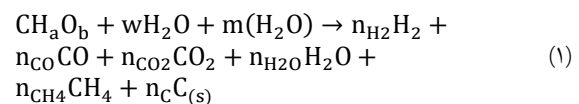
- در واحد شیرین‌کن محصول تقطیرشده عاری از نمک است؛
- در واحد شیرین‌کن اختلاف دما بین هر گام یکسان فرض می‌شود؛
- در واحد شیرین‌کن نرخ جریان در هر گام برابر است؛
- ارزیابی نقطه جوشش برای تمام گام‌ها یکسان است؛
- ظرفیت گرمایی ویژه آب شور و آب شیرین معادل با ظرفیت گرمایی ویژه آب تغذیه است.

۳- مدل‌سازی و تحلیل سیستم ترکیبی

سیستم ترکیبی مورد مطالعه شامل سه جزء اساسی گازسازی زیست‌توده با عامل بخار، پیل سوختی اکسید جامد، آب‌شیرین‌کن حرارتی چند مرحله‌ای است.

۳-۱- مدل‌سازی گازسازی زیست‌توده با بخار

برای سوخت زیست‌توده، واکنش گازسازی با عامل بخار به صورت زیر است [22]:



$CH_a O_b$ نشان‌دهنده فرمول شیمیایی زیست‌توده است، a و b تعداد مول‌های H و O هستند که از تحلیل نهایی زیست‌توده به دست می‌آید. w محتوای رطوبت زیست‌توده و m کیلومول‌های بخار بر کیلومول‌های زیست‌توده است که به صورت نسبت مولی بخار به زیست‌توده نیز بیان می‌شود. در برخی مقالات، به صورت نسبت جرمی بخار به زیست‌توده (STBM) تعریف می‌شود [22]:

$$STBM = \frac{M_{H_2O} \times m}{(M_{biomass} + M_{H_2O} \times w)} \quad (۲)$$

یکسان است، به طوری که T_1 و T_n به ترتیب دمای گام اول و آخر هستند و به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\Delta T = \frac{T_1 - T_n}{n-1} \quad (۲۲)$$

$$T_1 = T_s - \Delta T \quad (۲۳)$$

$$T_{i+1} = T_i - \Delta T_i \quad (۲۴)$$

T_s دمای بخار متراکم‌شده است. قابل توجه است که در انتهای محاسبات و حل معادلات تعادل جرم و انرژی، دمای هر گام به طور دقیق به دست می‌آید. دمای بخار در تمام گام‌ها به صورت زیر محاسبه می‌شود [4].

$$T_{vi} = T_i - BPE \quad (۲۵)$$

به طوری که BPE ارزیابی نقطه جوشش است. نرخ جریان تغذیه آب دریا (F) به طور مساوی در تمام گام‌ها با نرخ جریان معادل (F_i) پخش می‌شود و توسط رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$F_i = \frac{F}{n} \quad i = 1, 2, 3, \dots, n \quad (۲۶)$$

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

$$D_1 = \frac{(D_m + D_{ev})L_s - F_1 C_p (T_1 - T_f)}{L_1} \quad (۲۷)$$

به طوری که D_m نرخ جریان بخار محرک، D_{ev} نرخ جریان بخارمکش شده، L_s گرمای نهان تبخیر در دمای T_s و L_1 گرمای نهان تبخیر در دمای T_1 است. مقدار بخار مکش شده و نسبت اختلاط توسط رابطه‌های زیر محاسبه می‌شود:

$$D_{ev} = \frac{D_m}{R_a} \quad (۲۸)$$

$$R_a = 0.296 \frac{(P_s)^{1.19}}{(P_{ev})^{1.04}} \left(\frac{P_m}{P_{ev}} \right)^{0.015} \left(\frac{PCF}{TCF} \right) \quad (۲۹)$$

$$PCF = 3 \times 10^{-7} (P_m)^2 - 9 \times 10^{-4} (P_m) + 1.6101 \quad (۳۰)$$

$$TCF = 2 \times 10^{-8} (T_{ev})^2 - 6 \times 10^{-4} (T_{ev}) + 1.0047 \quad (۳۱)$$

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

$$X_1 = \frac{F_1}{B_1} X_f \quad (۳۲)$$

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

$$B_i = F_i + B_{i-1} - D_i \quad i = 2, \dots, n \quad (۳۳)$$

$$X_i = \frac{F_i}{B_i} X_f + \frac{B_{i-1}}{B_i} X_{i-1} \quad i = 2, \dots, n \quad (۳۴)$$

بخار در گام‌های ۲ تا n توسط دو مکانیزم جوشش و فلاشینگ تولید می‌شود. در این گام‌ها، بخار دفع شده 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].

$$d_i = \frac{B_{i-1} C_p (T_{i-1} - T'_i)}{L_i} \quad i = 2, \dots, n \quad (۳۵)$$

T'_i دمای سرد شده آب شور است. مقدار کمی بخار در جعبه فلاش به علت فلاشینگ آب‌شیرین‌کننده‌ها در گام قبلی تشکیل

دگرگونی و بهسازی داخل استک SOFC با ریفرمر داخلی به صورت زیر بیان می‌شود.

$$\ln K_s = - \frac{\Delta G_s^0}{RT_{FC,e}} = \quad (۱۴)$$

$$\ln \left[\frac{(\dot{n}_{CO_2,7} + y_r)(\dot{n}_{H_2,7} + 3x_r + y_r - z_r)}{(\dot{n}_{CO,7} + x_r - y_r)(\dot{n}_{H_2O,7} - x_r - y_r + z_r)} \right]$$

$$\ln K_R = - \frac{\Delta G_R^0}{RT_{FC,e}} = \quad (۱۵)$$

$$\ln \left[\frac{(\dot{n}_{CO,7} + x_r - y_r)(\dot{n}_{H_2,7} + 3x_r + y_r - z_r)^3}{(\dot{n}_{CH_4,7} + x_r)(\dot{n}_{H_2O,7} - x_r - y_r + z_r)} \right]$$

به طوری که \bar{R} و $T_{FC,e}$ ثابت جهانی گاز و دمای پیل سوختی است. همچنین ΔG^0 تغییرات تابع آزاد گیبس واکنش‌های دگرگونی و بهسازی است [24]. Z_r با استفاده از مقادیر معلوم چگالی جریان (J)، ثابت فارادی (F)، تعداد پیل (N_{FC}) و مساحت سطح فعال (A_a) به صورت زیر تعریف می‌شود [24].

$$Z_r = \frac{j N_{FC} A_a}{2F} \quad (۱۶)$$

با استفاده از ضریب مصرف سوخت (U_f)، مقدار هیدروژن واکنش داده شده در واکنش الکتروشیمیایی به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$U_f = \frac{Z_r}{\dot{n}_{H_2,7} + 3x_r + y_r} \quad (۱۷)$$

با به کار بردن معادله تعادل انرژی برای حول استک و نادیده گرفتن تلفات گرما از استک، معادله تعادل انرژی به شکل زیر نوشته می‌شود [24].

$$\dot{W}_{FC,stack} = \sum_k \dot{n}_{k,14} \bar{h}_{k,14} + \quad (۱۸)$$

$$\sum_l \dot{n}_{l,11} \bar{h}_{l,11} - \sum_m \dot{n}_{m,7} \bar{h}_{m,7} - \sum_n \dot{n}_{n,10} \bar{h}_{n,10}$$

به طوری که k, l, m, n اجزاء گاز در هر حالت هستند. همچنین، توان تولید شده توسط استک پیل سوختی به صورت زیر محاسبه می‌شود.

$$\dot{W}_{FC,stack} = N_{FC} j A_a V_c \quad (۱۹)$$

به طوری که ولتاژ پیل به صورت زیر تعریف می‌شود.

$$V_c = V_N - V_{loss} \quad (۲۰)$$

V_N ولتاژ برگشت‌پذیر پیل سوختی است و V_{loss} افت‌های مربوط به پیل است که شامل افت ولتاژ ناحیه فعالسازی (V_{act})، افت ولتاژ ناحیه اهمی (V_{ohm}) و افت ولتاژ ناحیه غلظت (V_{conc}) هستند که به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$V_{loss} = V_{act} + V_{ohm} + V_{conc} \quad (۲۱)$$

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

۳-۳ مدل‌سازی آب‌شیرین‌کن حرارتی

آب‌شیرین‌کن حرارتی چند مرحله‌ای (MED) یکی از موثرترین روش آب‌شیرین‌کن 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

$$ex_{biomass}^{ch} = \beta LHV_{biomass} \quad (۴۹)$$

به طوری که ضریب β و $LHV_{biomass}$ توسط دو رابطه زیر محاسبه می شود [27, 28].

$$\beta = \frac{1.0414 + 0.0177 \left[\frac{H}{C} \right] - 0.3328 \left[\frac{O}{C} \right] (1 + 0.0537 \left[\frac{H}{C} \right])}{1 - 0.4021 \left[\frac{O}{C} \right]} \quad (۵۰)$$

$$LHV_{biomass} = 0.0041868(1 + 0.15[O]) (7837.667[C] + 33888.889[H] - \frac{[O]}{8}) \quad (۵۱)$$

پس از محاسبه مقدار انرژی هر جزء، نرخ انهدام انرژی از معادله تعادل انرژی به دست می آید.

$$\dot{E}x_D = \sum \dot{E}x_{in} - \sum \dot{E}x_{out} \quad (۵۲)$$

به طوری که $\sum \dot{E}x_{in}$ نرخ انرژی ورودی و $\sum \dot{E}x_{out}$ حجم کنترل و نرخ انرژی خروجی از حجم کنترل است.

۳-۵- تحلیل اقتصادی

این نوع تحلیل، تحلیل انرژی و محاسبه هزینه را به عنوان ابزاری قوی برای مطالعه سیستماتیک و بهینه سازی سیستم های انرژی ترکیب می کند. دانستن هزینه انرژی عرضه شده جزء، اجازه می دهد تا تجزیه و تحلیل اقتصادی جزء بر اساس طراحی، تعمیر و نگهداری و هزینه های سرمایه گذاری باشد [29]. تجزیه و تحلیل انرژی اقتصادی یک ابزار موثر در پیدا کردن رابطه بین هزینه ورودی از جمله سوخت و هزینه های سرمایه گذاری و هزینه های تولید است. برای یک جزء سیستم که جریان ورودی i و جریان خروجی e دارد، هزینه انرژی به صورت زیر است:

$$\dot{C} = c \dot{E}x \quad (۵۳)$$

به طوری که c هزینه در واحد انرژی است که واحد آن $\$/G$ است و $\dot{E}x$ نرخ انرژی است. موازنه هزینه سیستم برای هر جزء سیستم به صورت زیر تعریف می شود [29].

$$\sum \dot{C}_{out,k} + \dot{C}_{w,k} = \sum \dot{C}_{in,k} + \dot{C}_{q,k} + \dot{Z}_{k,PY} \quad (۵۴)$$

$$\dot{Z}_{k,PY} = \dot{Z}_k^0 \frac{CI_{k,PY}}{CI^0} \quad (۵۵)$$

در این رابطه، مجموع ارزش جریان های خروجی با مجموع هزینه های ورودی به علاوه سرمایه گذاری و تعمیر و نگهداری و باقی هزینه ها معادل قرار داده شده است. مجموع هزینه های مربوط به سرمایه گذاری اولیه $\dot{Z}_k^{0,CI}$ و هزینه های مربوط به تعمیر و نگهداری $\dot{Z}_k^{0,OM}$ طبق رابطه زیر به صورت یک پارامتر واحد به نام \dot{Z}_k^0 معرفی می شوند [24].

$$\dot{Z}_k^0 = Z_k^{0,CI} + Z_k^{0,OM} \quad (۵۶)$$

$$\dot{Z}_k^0 = \frac{z_k \cdot CRF \cdot \varphi}{N} \quad (۵۷)$$

در رابطه فوق Z_k هزینه اولیه خرید دستگاه k ام (که بر اساس پارامترهای ترمودینامیکی محاسبه می شود)، 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 (i_r) و تعداد سال های عملکرد دستگاهها (n) بوده و با توجه به مقادیر این دو پارامتر محاسبه

می شود. نرخ جریان جرم بخار تشکیل یافته در جعبه فلاش توسط معادله زیر به دست می آید [4].

$$d'_i = \frac{D_{i-1} C_p (T_{v_{i-1}} - T_i)}{L'_i} \quad i = 2, \dots, n \quad (۳۶)$$

T_i دمای خنک شده بخار چگالش یافته است. مقدار بخار خارج شده از گام های ۳ تا n توسط رابطه زیر به دست می آید [4].

$$D_i = \frac{(D_{i-1} L_{i-1} + d_{i-1} L_{i-1} + d'_{i-1} L'_{i-1})}{L'_i} - \frac{(F_i C_p (T_i - T_f))}{L'_i} + \frac{(B_{i-1} C_p (T_{i-1} - T_i))}{L'_i} \quad (۳۷)$$

نرخ جریان آب خنک شده توسط رابطه زیر به دست می آید:

$$M_{CW} = \frac{(D_n + d'_n - D_{ev}) L_s}{C_p (T_f - T_{cw})} - F \quad (۳۸)$$

مساحت انتقال حرارت کندانسور و اواپراتور توسط دو رابطه زیر به دست می آید:

$$A_1 = \frac{(D_m + D_{ev}) L_s}{U_1 (T_s - T_1)} \quad (۳۹)$$

$$A_i = \frac{(D_{i-1} + d'_{i-1}) L_{i-1}}{U_i (\Delta T)} \quad i = 2, \dots, n \quad (۴۰)$$

$$A_c = \frac{(D_n + d'_n) L_n}{U_c LMTD_e} \quad (۴۱)$$

مساحت انتقال گرمای ویژه، مقدار کل آب شیرین و آب شور به صورت زیر تعریف می شوند:

$$A_d = \frac{\sum_{i=1}^n A_i + A_c}{D_t} \quad (۴۲)$$

$$D_t = \sum_{i=1}^n D_i \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (۴۳)$$

$$B_n = \sum_{i=1}^n B_i \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (۴۴)$$

ضریب عملکرد سیستم دستگاه آب شیرین کن (GOR) توسط رابطه زیر تعریف می شود:

$$GOR = \frac{D_t}{D_m} \quad (۴۵)$$

۳-۴- تحلیل انرژی

یکی از مباحثی که از قانون دوم ترمودینامیک ناشی می شود، روش تحلیل انرژی در مدل سازی سیستم ها است. این روش جدید بر اساس مفهوم انرژی به بیان پتانسیل کار سیستم نسبت به محیط می پردازد و بر همین اساس نابودی انرژی یا بازگشت ناپذیری نیز به عنوان معیاری برای عدم کارایی سیستم معرفی می شود. نرخ انرژی کل جریان به صورت مجموع انرژی جنبشی $\dot{E}x_K$ ، انرژی پتانسیل $\dot{E}x_p$ ، انرژی فیزیکی $\dot{E}x_{ph}$ و انرژی شیمیایی $\dot{E}x_{ch}$ است [11]. در تحقیق حاضر تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل ناچیز فرض شده است، بنابراین انرژی جریان به صورت مجموع انرژی فیزیکی و شیمیایی تعریف می شود:

$$\dot{E}x = \dot{E}x_{ph} + \dot{E}x_{ch} \quad (۴۶)$$

مقدار انرژی فیزیکی و انرژی شیمیایی هر جزء توسط دو رابطه زیر تعریف می شود:

$$\dot{E}x_{ph} = \sum_i \dot{n}_i ((h_i - h_0) - T_0 (s_i - s_0)) \quad (۴۷)$$

$$\dot{E}x_{ch} = \dot{n} [\sum_i x_i ex_{0,i} + \bar{R} T_0 \sum_i x_i \ln x_i] \quad (۴۸)$$

x_i کسر مولی اجزاء گاز و $ex_{0,i}$ انرژی شیمیایی استاندارد هر جزء گاز است. برای سوخت جامد زیست توده نیز مقدار انرژی شیمیایی ویژه توسط رابطه زیر تعریف می شود [23].

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

۴-۱- فرآیند گازسازی زیست‌توده با عامل بخار

چوب با فرمول شیمیایی $CH_{1.44}O_{0.66}$ به‌عنوان سوخت زیست‌توده برای گازسازی در نظر گرفته شده است. داده‌های ورودی به‌منظور مدل‌سازی فرآیند گازسازی زیست‌توده با عامل بخار در سیستم ترکیبی گازسازی زیست‌توده با عامل بخار و پیل سوختی اکسید جامد با آب‌شیرین‌کن حرارتی در جدول ۲ آورده شده است. به‌منظور صحت‌سنجی مدل گازسازی، درصد اجزاء گاز به‌دست‌آمده از گازسازی با عامل بخار با نتایج موجود در کار/اسکاستر^[30] مقایسه شده است. همخوانی نزدیک بین این نتایج در جدول ۳، صحت روش حاضر را تایید می‌کند.

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

مقدار	پارامتر
۴۰۰	دمای بخار ورودی به راکتور گازساز (°C)
۲۵	دمای زیست‌توده ورودی به راکتور گازساز (°C)
۸۰۰	دمای گاز سنتز خروجی از راکتور گازساز (°C)
۲۵	دمای محیط (°C)
۱/۰۱۳	فشار محیط (bar)
۱/۰۱۳	فشار راکتور گازساز (bar)
۱۰	محتوای رطوبت در زیست‌توده (%)

جدول ۳ (۳) درصد اجزاء گاز تولیدی با عامل گازسازی بخار

کار حاضر	کار اسکاستر ^[30]	اجزاء گاز تولیدی
۴۴/۵۸	۴۷/۵۷	هیدروژن
۲۳/۵۱	۲۵/۸۴	مونوکسیدکربن
۹/۴۴	۱۰/۳۰	دی اکسید کربن
۱۶/۵۶	۱۷/۱۱	آب
۰/۰۷	۰/۰۹	متان

۴-۲- پیل سوختی اکسید جامد

داده‌های ورودی به‌منظور مدل‌سازی پیل سوختی اکسید جامد (SOFC) با گاز برگشتی آند و کاتد در سیستم ترکیبی گازسازی زیست‌توده با عامل بخار و پیل سوختی اکسید جامد با آب‌شیرین‌کن حرارتی در جدول ۴ آورده شده است. در این تحقیق با استفاده از نتایج تجربی انجام‌شده توسط تائو و همکاران^[31] و نتایج عددی مراجع^[24-26] به صحت‌سنجی مدل‌سازی پیل سوختی اکسید جامد پرداخته شده است. نتایج تجربی برای پیل سوختی که در آن متان به‌عنوان سوخت استفاده شده، به‌دست آمده است. همان‌طور که در جدول ۵ مشاهده می‌شود، همخوانی نتایج تجربی و عددی با نتایج حاصل از کار حاضر صحت کد تهیه‌شده را نشان می‌دهد.

می‌شود. به‌طوری که نرخ بهره برابر ۰/۱ تا ۰/۱۲ در نظر گرفته شده است.

$$CRF = \frac{i_r(1+i_r)^n}{(1+i_r)^n - 1} \quad (58)$$

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

جدول ۱ (۱) معادلات هزینه استفاده‌شده برای هر جزء سیستم^[1,26]

اجزاء سیستم	معادلات هزینه
راکتور گازساز	$Z_{gasifier} = 1600 \times \left(\dot{m}_{drybiomass} \left[\frac{kg}{h} \right] \right)^{0.67}$
استک SOFC	$Z_{SOFC} = A_a \times N_{FC} \times (2.96 \times T_{FC,e} - 1907)$
محفظه پس‌سوز	$Z_{AB} = \frac{46.08 \times \dot{m}_{17}}{(0.955 - (P_{13}/P_a))} \times (1 + e^{0.0187 T_{13} - 26.4})$
کمپرسور هوا	$Z_{AC} = 91562 \times (\dot{W}_{AC}/455)^{0.67}$
کمپرسور سوخت	$Z_{FC} = 91562 \times (\dot{W}_{FC}/455)^{0.67}$
مبدل حرارتی هوا	$Z_{AHX} = 390 \times (A_{AHX}/0.093)^{0.78}$
مبدل حرارتی سوخت	$Z_{FHX} = 130 \times (A_{FHX}/0.093)^{0.78}$
تبدیل AC-DC	$Z_{inv} = 100000 \times (\dot{W}_{SOFC,DC}/500)^{0.7}$
مولد بخار	$Z_{SG} = 390 \times (A_{SG}/0.093)^{0.78}$
مولد بخار بازیافت حرارتی	$Z_{HRSG} = 6570 \times \left(\left(\frac{Q_{eco}}{\Delta T_{eco}} \right)^{0.8} + \left(\frac{Q_{eva}}{\Delta T_{eva}} \right)^{0.8} \right) + 21276 \dot{m}_{steam} + 1184.4 (\dot{m}_{gas})$
آب‌شیرین‌کن حرارتی	$Z_{MED} = 201.67 \times Q \times \Delta T_{LMTD} \times dp_t^{0.15} \times dp_s^{-0.15}$
پمپ	$Z_{Pump} = 705.48 \times \dot{W}_{Pump}^{0.71} \times \left(1 + \frac{0.2}{1 - \eta_{Pump}} \right)$

۳-۶- ارزیابی عملکرد سیستم

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

$$\eta_{th} = \frac{W_{net} + Q_{HRSG}}{\dot{m}_{biomass} LHV_{biomass}} \quad (59)$$

$$\Psi_{total} = \frac{W_{net} + (E_{29} + E_{28} + E_{27} - E_{26})}{Ex_{biomass} + Ex_{steam}} \quad (60)$$

از طرفی توان کلی سیستم برابر است با:

$$W_{net} = \dot{W}_{FC,STACK,AC} - (\dot{W}_{FC} + \dot{W}_{AC} + \dot{W}_{Pumps}) \quad (61)$$

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].

$$C_{p,k} = \frac{\dot{C}_{p,k}}{Ex_{p,k}} \quad (62)$$

$$C_w = \frac{\dot{C}_{w,net}}{W_{net}} \quad (63)$$

$$C_{dis} = \frac{\dot{C}_{dis}}{E_{dis}} \quad (64)$$

۴-صحت‌سنجی

در این قسمت ابتدا صحت‌سنجی مدل‌سازی سیستم ترکیبی گازسازی زیست‌توده با عامل بخار و پیل سوختی اکسید جامد 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 گزارش شده سیستم ترای‌پولی^[32] است. مقادیر مورد نیاز برای تحلیل اقتصادی سیستم ترکیبی در نظر گرفته شده نیز در جدول ۸ مشاهده می‌شود.

جدول ۷) مقایسه نتایج حاصل از مدل موجود با نتایج سیستم ترای‌پولی^[32]

پارامتر	کار حاضر	سیستم ترای‌پولی ^[32]
تعداد مراحل	۴	۴
فشار بخار محرک (kPa)	۲۳۰۰	۲۳۰۰
بیشترین دمای آب شور (°C)	۶۰/۱	۶۰/۱
کمترین دمای آب شور (°C)	۴۵/۴	۴۵/۴
اُفت دما در هر مرحله (°C)	۴/۹	۴/۹
دمای آب دریای تغذیه (°C)	۴۱/۵	۴۱/۵
دمای آب دریای خنک (°C)	۳۱/۵	۳۱/۵
نسبت اختلاط	۱/۱۴	۱/۱۴
نرخ جریان بخار محرک (kg/s)	۸/۸	۸/۸
ضریب عملکرد	۶/۶۶	۶/۵۱
تولید آب شیرین (kg/s)	۵۸/۶۶	۵۷/۸

جدول ۸) داده‌های مورد نیاز برای تحلیل اقتصادی

پارامتر	مقدار
نرخ بهره	۰/۱۲
زمان کارکرد سالانه (hour)	۸۰۰۰
طول عمر پروژه با توجه به زمان کارکرد (year)	۲۰
قیمت زیست‌توده (\$/GJ)	۲
ضریب نگهداری	۱/۰۶

در این بخش برای بررسی عملکرد سیستم ترکیبی گازسازی زیست‌توده با عامل بخار، SOFC و MED، تحلیل‌های آگرژی اقتصادی با استفاده از کدنویسی در نرم‌افزار EES صورت گرفته است. برای ارزیابی اثرات پارامترهای کلیدی نظیر چگالی جریان، ضریب مصرف سوخت بر عملکرد سیستم در نظر گرفته شده، مطالعه پارامتریک انجام شده است. از مهم‌ترین اهداف موجود این مطالعه پارامتریک می‌توان به توان خروجی خالص، بازده آگرژی و هزینه واحد تولید الکتریسیته اشاره کرد. مقایسه نتایج تحقیق حاضر با مقاله مرجع^[21] نشان می‌دهد که اضافه کردن MED به ترکیب پیل سوختی و زیست‌توده موجب بهبود عملکرد سیستم ترکیبی می‌شود. از مهم‌ترین نتایج موجود می‌توان به بازده آگرژی سیستم ترکیبی اشاره کرد. به طوری که بازده آگرژی سیستم ترکیبی گازسازی زیست‌توده با عامل بخار و پیل سوختی (SG+SOFC)، ۳۸/۴۴٪ حاصل شد^[21]. بنابراین با اضافه کردن واحد آب‌شیرین‌کن به سیستم ترکیبی موجود (SG+SOFC+MED)، بازده آگرژی سیستم حدود ۱۶/۵٪ افزایش می‌یابد. به طور کلی دلیل اصلی افزایش بازده آگرژی سیستم ترکیبی سه‌گانه، کاهش چشمگیر تخریب آگرژی کل است. از آنجایی که اضافه کردن آب‌شیرین‌کن حرارتی به سیستم ترکیبی پیل سوختی و زیست‌توده باعث بهبود بازده آگرژی سیستم شده

جدول ۴) داده‌های ورودی به پیل سوختی اکسید جامد^[24, 26]

پارامتر	مقدار
اختلاف دمای ورودی و خروجی استک (°C)	۱۰۰
ضریب مصرف سوخت	۰/۸۵
سطح موثر (m ²)	۰/۱
چگالی جریان پایه (A/m ²)	۳۰۰۰
ضریب تبدیل DC-AC	۰/۹۷
دمای ورودی پایه (°C)	۹۰۰
ضخامت آند (μm)	۵۰۰
ضخامت کاتد (μm)	۵۰
ضخامت الکترولیت (μm)	۱۰
ضخامت اتصال میانی (μm)	۳۰۰
تعداد سلول‌ها	۱۰۰۰
اُفت فشار استک (%)	۲
نسبت برگشتی گاز خروجی آند و کاتد	۰/۴

جدول ۵) مقایسه نتایج به دست آمده از کار حاضر با نتایج تجربی و عددی انجام شده قبلی^[24-26, 31]

چگالی جریان (A/m ²)	۲۰۰۰	۳۰۰۰	۴۰۰۰	۵۰۰۰	۶۰۰۰	
ولتاژ پیل (V)	کار حاضر	۰/۷۶۸	۰/۶۶۷	۰/۶۴۸	۰/۵۸۸	۰/۵۱۸
	[31]	۰/۷۶	۰/۶۸	۰/۶۲	۰/۵۷	۰/۵۲
	[24]	۰/۷۸۴	۰/۷۱۰	۰/۶۴۱	۰/۵۶۲	۰/۵۱۲
	[25]	۰/۷۴۲	۰/۶۸۴	۰/۶۳۴	۰/۵۸۲	۰/۵۴۷
	[26]	۰/۷۹	۰/۷۱۱	۰/۶۴۴	۰/۵۶	۰/۵۱
	کار حاضر	۰/۱۵۳	۰/۲۱۱	۰/۲۵۸	۰/۲۹۳	۰/۳۱۱
چگالی توان (W/m ²)	[31]	۰/۱۵	۰/۲۱	۰/۲۶	۰/۲۹۵	۰/۳۱۵
	[24]	۰/۱۵۷	۰/۲۱۴	۰/۲۵۵	۰/۲۸۷	۰/۳۰۲
	[25]	۰/۱۴۸	۰/۲۰۵	۰/۲۵۳	۰/۲۹۴	۰/۳۲۸
	[26]	۰/۱۵۸	۰/۲۱۶	۰/۲۵۳	۰/۲۸۸	۰/۳

۳-۴- آب‌شیرین‌کن حرارتی

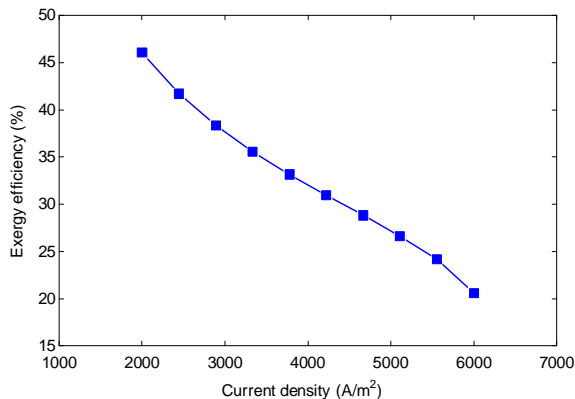
داده‌های ورودی به منظور مدل‌سازی آب‌شیرین‌کن حرارتی در سیستم ترکیبی گازسازی زیست‌توده با عامل بخار و پیل سوختی اکسید جامد با آب‌شیرین‌کن حرارتی در جدول ۶ آورده شده است.

جدول ۶) داده‌های ورودی به آب‌شیرین‌کن حرارتی

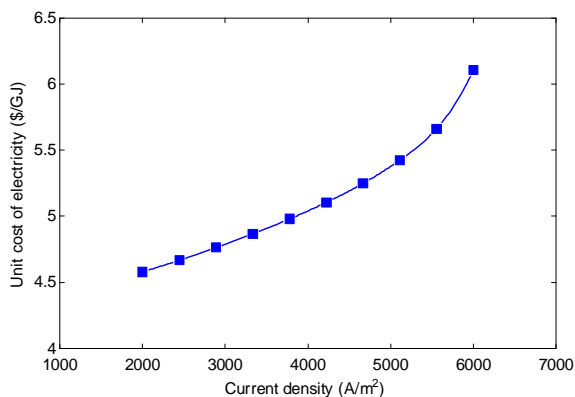
پارامتر	مقدار
تعداد مراحل آب‌شیرین‌کن حرارتی	۵
دمای آب دریای تغذیه (°C)	۴۵
دمای آب دریای خنک (°C)	۲۵
میزان شوری آب دریای تغذیه (ppm)	۴۶۰۰۰
بیشترین دمای آب شور (°C)	۶۷/۷
کمترین دمای آب شور (°C)	۴۸
فشار بخار محرک (bar)	۵

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

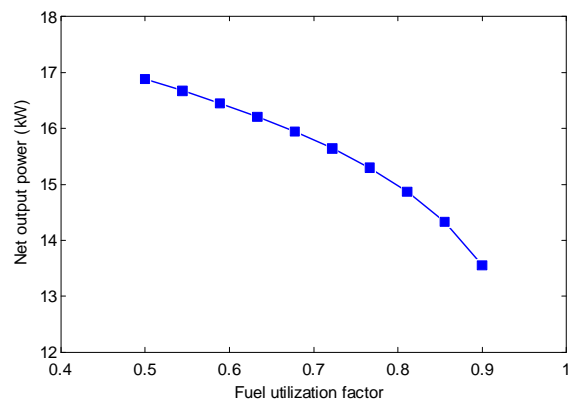
مشخصه بعدی، ضریب مصرف سوخت است که تاثیر بسزایی بر توان خروجی خالص، بازده انرژی و هزینه واحد تولید الکتریسیته سیستم در نظر گرفته شده دارد. نمودار ۴ تاثیر ضریب مصرف سوخت را در شرایط چگالی جریان 3000 A/m^2 و نسبت برگشتی گاز آند و کاتد 0.4 بر توان خروجی خالص سیستم در نظر گرفته شده نشان می دهد. همان طور که مشاهده می شود، هنگامی که ضریب مصرف سوخت از 0.5 تا 0.9 افزایش می یابد، توان خروجی خالص از $16/88$ تا $13/55$ ٪ کاهش می یابد. همان طور که می دانیم، افزایش ضریب مصرف سوخت منجر به کاهش نرخ جریان جرم سوخت و ولتاژ پیل می شود.



نمودار ۲) تاثیر چگالی جریان بر بازده انرژی سیستم در نظر گرفته شده



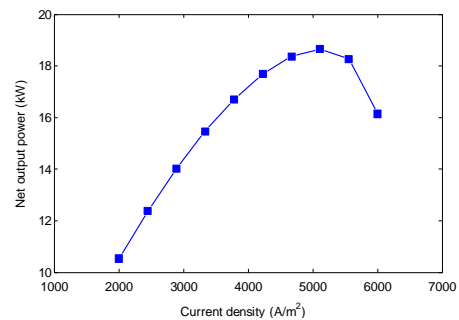
نمودار ۳) تاثیر چگالی جریان بر هزینه واحد تولید الکتریسیته سیستم در نظر گرفته شده



نمودار ۴) تاثیر ضریب مصرف سوخت بر توان خروجی خالص سیستم در نظر گرفته شده

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

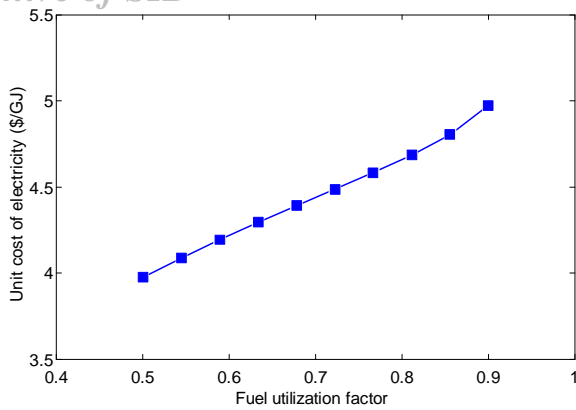
نمودار ۱ تاثیر چگالی جریان در شرایط ضریب مصرف سوخت 0.85 و نسبت برگشتی گاز آند و کاتد 0.4 بر توان خروجی خالص سیستم در نظر گرفته شده را نشان می دهد. یک مقدار بهینه ای برای چگالی جریان وجود دارد که در آن توان خروجی خالص ماکزیمم می شود؛ زیرا در این چگالی جریان، کاهش ولتاژ بر تاثیر مستقیم چگالی در تولید توان غالب می شود، به طوری که ماکزیمم توان برای سیستم در نظر گرفته شده $18/66 \text{ kW}$ در چگالی جریان 5111 A/m^2 به دست می آید.



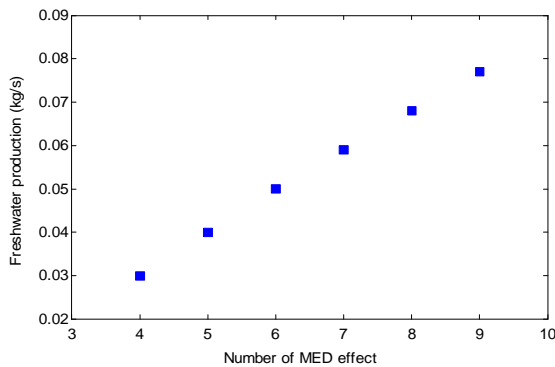
نمودار ۱) تاثیر چگالی جریان بر توان خروجی خالص سیستم در نظر گرفته شده

تاثیر چگالی جریان بر بازده انرژی سیستم در نظر گرفته شده در نمودار ۲ نشان داده می شود. همان طور که می دانیم افزایش چگالی جریان علاوه بر افزایش توان خروجی خالص، نرخ جریان جرم سوخت را نیز افزایش می دهد. از آنجا که تاثیر افزایش نرخ جریان جرم بسیار تاثیر گذارتر از توان خروجی خالص است، بنابراین افزایش چگالی جریان منجر به کاهش بازده انرژی می شود. همان طور که مشاهده می شود با افزایش چگالی جریان از 2000 تا 6000 A/m^2 ، بازده انرژی از $46/04$ تا $20/6$ ٪ کاهش می یابد. به طوری که بازده انرژی سیستم ترکیبی گازسازی زیست توده با عامل بخار، پیل سوختی با آب شیرین کن (SG+SOFC+MED)، نسبت به حالت بدون آب شیرین کن (SG+SOFC)، $16/5$ ٪ افزایش می یابد. دلیل اصلی افزایش بازده انرژی سیستم ترکیبی (SG+SOFC+MED) نسبت به حالت بدون آب شیرین کن، کاهش چشمگیر تخریب انرژی کل سیستم است.

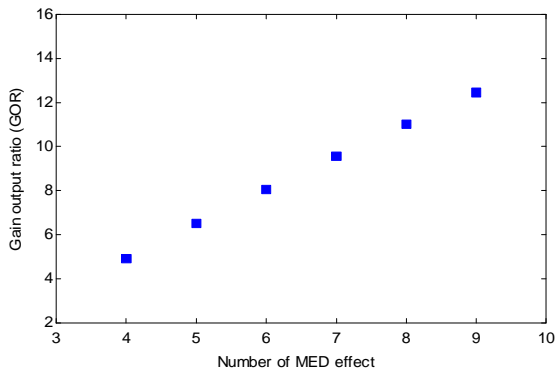
تاثیر چگالی جریان بر هزینه واحد تولید الکتریسیته سیستم در نظر گرفته شده در نمودار ۳ نشان می دهد که کمترین مقدار هزینه واحد تولید الکتریسیته برای سیستم در نظر گرفته شده $4/57 \text{ \$/GJ}$ به دست می آید. همان طور که مشاهده می شود، با افزایش چگالی جریان هزینه واحد تولید الکتریسیته نیز افزایش می یابد، زیرا با افزایش چگالی جریان بازده انرژی سیستم در نظر گرفته شده کاهش می یابد، به طوری که هزینه واحد تولید الکتریسیته سیستم ترکیبی گازسازی زیست توده با عامل بخار، پیل سوختی با آب شیرین کن (SG+SOFC+MED)، نسبت به حالت بدون آب شیرین کن (SG+SOFC)، $2/75$ ٪ کاهش می یابد.



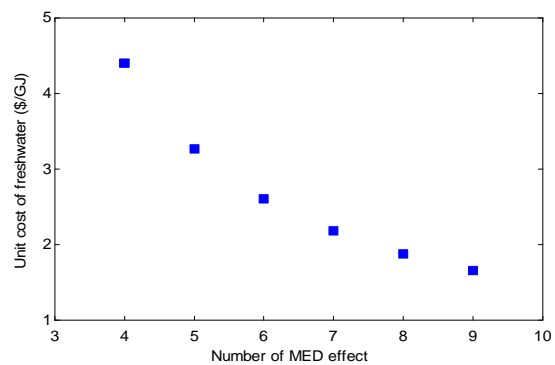
نمودار ۶) تاثیر ضریب مصرف سوخت بر روی هزینه واحد تولید الکتریسیته سیستم در نظر گرفته شده



نمودار ۷) تاثیر تعداد مراحل آب شیرین کن حرارتی بر تولید آب شیرین سیستم در نظر گرفته شده

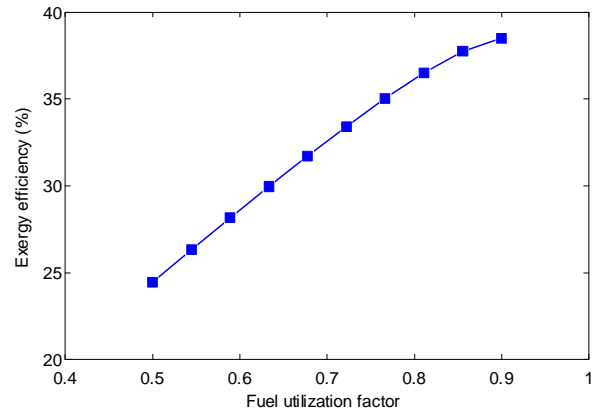


نمودار ۸) تاثیر تعداد مراحل آب شیرین کن حرارتی بر ضریب عملکرد سیستم در نظر گرفته شده



نمودار ۹) تاثیر تعداد مراحل آب شیرین کن حرارتی بر هزینه واحد تولید آب شیرین سیستم در نظر گرفته شده

تاثیر ضریب مصرف سوخت بر بازده آگرژی سیستم در نظر گرفته شده در نمودار ۵ نشان می‌دهد که با افزایش ضریب مصرف سوخت بازده آگرژی 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٪ تا ۹٪، بازده آگرژی از ۲۴/۴۶ تا ۳۸/۵٪ افزایش می‌یابد (نمودار ۵).



نمودار ۵) تاثیر ضریب مصرف سوخت بر بازده آگرژی سیستم در نظر گرفته شده

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

نمودار ۷ تاثیر تعداد مراحل آب شیرین کن حرارتی را بر آب شیرین تولیدی سیستم در نظر گرفته شده نشان می‌دهد. همان طور که مشاهده می‌شود با افزایش تعداد مراحل آب شیرین کن حرارتی، مقدار آب شیرین تولیدی افزایش می‌یابد. با افزایش تعداد مراحل آب شیرین کن حرارتی از ۴ تا ۹، مقدار آب شیرین تولیدی از ۰/۳ تا ۰/۷۷ kg/s افزایش می‌یابد.

تاثیر تعداد مراحل آب شیرین کن حرارتی بر ضریب عملکرد سیستم در نظر گرفته شده (نمودار ۸) نشان می‌دهد که با افزایش تعداد مراحل، ضریب عملکرد به دست آمده به طور خطی افزایش می‌یابد؛ زیرا با افزایش تعداد مراحل، مقدار آب شیرین تولیدی افزایش می‌یابد. با افزایش تعداد مراحل آب شیرین کن حرارتی از ۴ تا ۹، ضریب عملکرد سیستم در نظر گرفته شده از ۴/۹۱ تا ۱۲/۴۵ افزایش می‌یابد.

تاثیر تعداد مراحل آب شیرین کن حرارتی بر هزینه واحد تولید آب شیرین نشان می‌دهد که هر چه تعداد مراحل آب شیرین 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 آب شیرین کن حرارتی از ۴ تا ۹، هزینه واحد تولید آب شیرین سیستم در نظر گرفته شده از ۴/۴ تا ۱/۶۶ \$/GJ کاهش می‌یابد.

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 انرژی اقتصادی سیستم مورد مطالعه، برای ارزیابی عملکرد سیستم برای اولین بار مورد تحلیل و بررسی قرار گرفت. برای مطالعه جدید یک واحد آب‌شیرین‌کن حرارتی به سیستم ترکیبی گازسازی زیست‌توده با پیل سوختی اضافه شد. پس از تحلیل انرژی اقتصادی سیستم ترکیبی جدید، این نتیجه حاصل شد که با اضافه کردن واحد آب‌شیرین‌کن حرارتی به سیستم ترکیبی گازسازی زیست‌توده با پیل سوختی^[21] می‌توان بازده حرارتی و انرژی 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 در نظر گرفته شده ۱۸/۶۶ kW در چگالی جریان ۵۱۱۱ A/m² به‌دست آمد.

- با افزایش چگالی جریان پیل سوختی، بازده انرژی 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 انرژی و هزینه واحد تولید الکتریسیته سیستم در نظر گرفته شده 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 آب‌شیرین‌کن حرارتی، منجر به افزایش ضریب عملکرد سیستم در نظر گرفته شده و کاهش هزینه واحد تولید آب شیرین شد.

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

تشکر و قدردانی: موردی توسط نویسندگان بیان نشد.

تأییدیه 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)، پژوهشگر کمکی (۲۰٪)

فهرست علائم

- i_r : نرخ بهره
 CRF: ضریب بازگشت سرمایه
 N: تعداد ساعات کارکرد سالانه
 \dot{Z} : هزینه سرمایه‌گذاری (\$/h)
 c: هزینه واحد انرژی (\$/GJ)
 \dot{E}_x : نرخ انرژی (kW)
 \dot{C} : نرخ هزینه انرژی (\$/h)
 s: آنتروپی ویژه (kJ/kmol K)
 ex: انرژی ویژه (kJ/kmol)
 \bar{R} : ثابت جهانی گازها (J/mol K)
 z: چگالی جریان (A/m²)
 F: ثابت فارادی (C/mol)
 \dot{m} : نرخ جریان جرمی (kg/s)
 h: آنتالپی ویژه (kJ/kmol)
 \dot{Q} : نرخ انتقال گرما (kW)
 \dot{W} : 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)

علائم یونانی

- Φ : ضریب تعمیرات نگهداری
 η : بازده حرارتی
 ψ : بازده انرژی

بالا نویس‌ها

- CI: سرمایه‌گذاری اولیه
 OM: تعمیر و نگهداری

زیرنویس‌ها

- D: تخریب انرژی
 i: ورود
 e: خروج
 ch: شیمیایی
 ph: فیزیکی
 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 desalination. 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.

- 18- De Lorenzo G, Fragiaco 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. Multi-objective 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 Wärme 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. New York: 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. Thermo-economic 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 consideration. *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.