



Research Paper

Design of a multi-generation Process Based on Biogas and LNG Cold Energy

Hosein Ghorbanzadeh¹, Mohammad Bonyadi^{2,*}¹ Department of Mechanical Engineering, Faculty of Mechanical and Materials Engineering, Birjand University of Technology, Birjand, Iran² Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Yasouj University, Yasouj, Iran

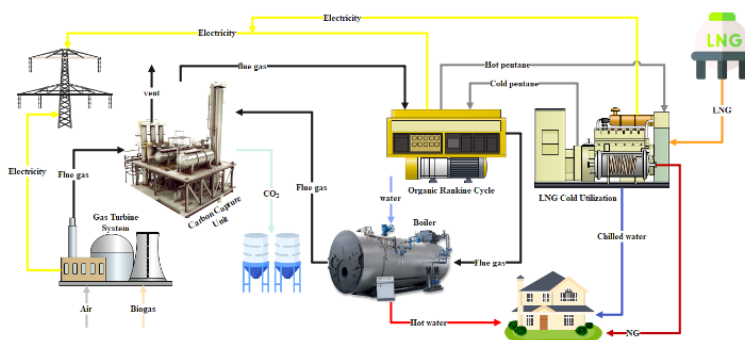
ARTICLE INFO

Received 2025-12-07
Accepted 2026-04-22
Available online 2026-05-10
ISSN: 2588-5316
Online ISSN: 2588-5324

Keywords:

Biogas
Multi-generation
Simulation
Exergy Analysis
Economic Assessment

GRAPHICAL ABSTRACT



ABSTRACT

Research subject: This study focuses on the design and evaluation of a novel integrated system for simultaneous multi-generation production. The objective is to develop an efficient process capable of co-producing four outputs: electricity, heat, cooling, and pure carbon dioxide. The main innovation lies in the combined use of biogas produced from corn cob fermentation and a carbon capture unit with net-negative emission capability. Distinctive features of this design include thermal integration, such as utilizing recovered heat from gas turbine exhaust to supply energy to the carbon capture unit, and leveraging the cooling potential from the liquefied natural gas (LNG) process.

Research approach: The designed system comprises key components, including a gas turbine, a chemical carbon dioxide absorption unit, an Organic Rankine Cycle for waste heat recovery and additional power generation and a hot water boiler for heating supply. The system was simulated using Aspen HYSYS software. For a comprehensive performance evaluation, four parallel analyses were conducted on the system: energy analysis, exergy analysis, economic analysis, and finally, a sensitivity parametric analysis. The aforementioned parametric analysis was performed to examine the impact of key operational parameters on performance indicators and to propose improvement strategies.

Main results: Based on the simulation results, the overall energy efficiency of the process was calculated as 52.19%, the exergy efficiency as 40.59%, and the specific electrical efficiency as 41.96%. A major advantage of the system is approximately 34.1% fuel savings compared to separately producing the same products. From an economic perspective, the total system cost rate was estimated at \$ 496 per hour, and the cost per unit product at \$ 25.74/GJ. Exergy analysis also revealed that the total exergy destruction within the system equals 8694 kW. Key results from the parametric analysis indicated that increasing the combustion air temperature, due to reduced exergy destruction in the burner and heat exchanger E-100, leads to a significant improvement in all performance indicators. Consequently, with this increase, the energy efficiency, exergy efficiency, electrical efficiency, and fuel saving rate were enhanced to 0.6269, 0.4587, 0.4720, and 0.4288, respectively.

* Corresponding author: bonyadi@yu.ac.ir



نشریه پژوهش‌های کاربردی مهندسی شیمی-پلیمر

آدرس صفحه: www.arcpe.modares.ac.ir

مقاله تحقیقاتی

طراحی فرایند تولید چندگانه بر پایه انرژی زیست‌گاز و سرمایه‌گذاری LNG

حسین قربان‌زاده^۱، محمد بنیادی^{۲*}

^۱ گروه مهندسی مکانیک، دانشکده مهندسی مکانیک و مواد، دانشگاه صنعتی بیرجند، بیرجند، ایران

^۲ گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه یاسوج، یاسوج، ایران

چکیده

موضوع تحقیق: این پژوهش به طراحی و ارزیابی سامانه نوین یکپارچه برای تولید هم‌زمان چندگانه اختصاص دارد. هدف، توسعه فرایندی کارآمد است که قادر به تولید هم‌زمان چهار محصول برق، گرما، سرما و دی‌اکسیدکربن خالص باشد. نوآوری اصلی، استفاده ترکیبی از زیست‌گاز تولیدشده از تخمیر ذرت خوشه‌ای (به‌عنوان منبع سوخت تجدیدپذیر) و یک واحد جذب کربن با قابلیت انتشار خالص منفی است. یکپارچه‌سازی حرارتی، مانند استفاده از حرارت بازیافتی گازهای خروجی توربین گازی برای تأمین انرژی واحد جذب کربن، و بهره‌گیری از سرمایه‌گذاری ناشی از فرایند گاز طبیعی مایع‌شده (LNG)، از دیگر ویژگی‌های متمایز این طرح است.

روش تحقیق: سامانه طراحی‌شده متشکل از اجزای اصلی شامل توربین گازی، واحد جذب شیمیایی دی‌اکسیدکربن، چرخه ارگانیک رانکین (ORC) برای بازیابی حرارت تلف‌شده و تولید برق اضافی و دیگ بخار آب گرم برای تأمین گرمایش است. این سامانه توسط نرم‌افزار اسپن هایسیس شبیه‌سازی شد. برای ارزیابی جامع عملکرد، چهار نوع تحلیل موازی روی سامانه انجام گرفت: تحلیل انرژی، تحلیل اکسرژی، تحلیل اقتصادی و در نهایت تحلیل عاملی حساسیت. تحلیل عاملی مذکور به‌منظور بررسی تأثیر تغییرات کلیدی عملیاتی (مانند دمای هوای احتراق) بر شاخص‌های عملکرد و ارائه راهکارهای بهبود انجام شد.

نتایج اصلی: بر اساس نتایج شبیه‌سازی، بازده انرژی کلی فرایند معادل ۵۲/۱۹٪، بازده اکسرژی ۴۰/۵۹٪ و بازده الکتریکی ۴۱/۹۶٪ محاسبه شد. مزیت بزرگ سامانه، صرفه‌جویی حدود ۳۴/۱٪ در مصرف سوخت در مقایسه با تولید جداگانه همان محصولات بود. از جنبه اقتصادی، نرخ هزینه کل سامانه ۴۹۶ دلار بر ساعت و هزینه هر واحد محصول ۲۵/۷۴ دلار بر گیگاژول برآورد شد. تحلیل اکسرژی نیز نشان داد که کل تخریب اکسرژی در سامانه برابر با ۸۶۹۴ کیلووات است. نتایج کلیدی تحلیل عاملی حاکی از آن بود که افزایش دمای هوای احتراق، به‌دلیل کاهش تخریب اکسرژی در برنر و مبدل حرارتی E-100، منجر به بهبود قابل توجه همه شاخص‌های عملکرد می‌شود. به‌طوری که با این افزایش، بازده انرژی، کارایی اکسرژی، بازده الکتریکی و نرخ ذخیره سوخت به‌ترتیب به مقادیر ۰/۴۷۲۰ و ۰/۴۲۸۸ ارتقا یافتند.

اطلاعات مقاله

دریافت: ۱۴۰۴/۰۹/۱۶

پذیرش: ۱۴۰۵/۰۲/۰۲

دسترس آنلاین: ۱۴۰۵/۰۲/۲۰

ISSN: 2588-5316

Online ISSN: 2588-5324

کلیدواژه‌ها

زیست‌گاز

تولید چندگانه

شبیه‌سازی

تحلیل اکسرژی

ارزیابی اقتصادی

* نویسنده مسئول: bonyadi@yu.ac.ir

کپی‌رایت © ۲۰۲۵، نویسنده‌گان. این مقاله به صورت دسترسی آزاد منتشر شده و تحت مجوز بین‌المللی Creative Commons Attribution-NonCommercial 4.0 قرار دارد. بر اساس این مجوز، شما می‌توانید این مطلب را در هر قالب و رسانه‌ای کپی، بازنشر و بازآفرینی کنید و یا آن را ویرایش و بازسازی نمایید، به شرط آنکه نام نویسنده را ذکر کرده و از آن برای مقاصد غیرتجاری استفاده کنید.

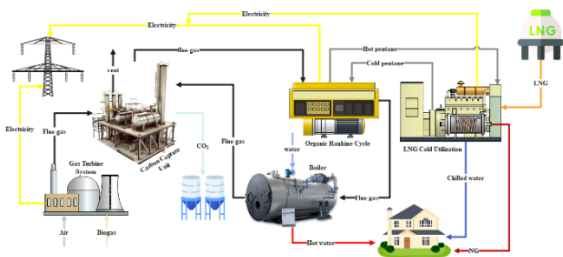
۱ مقدمه

رشد پیوسته جمعیت و ارتقای استانداردهای زندگی در دهه‌های اخیر، به‌طور مستقیم به افزایش چشمگیر تقاضا برای انرژی منجر شده است [۱-۳]. تداوم پاسخ‌گویی به این نیاز فزاینده با تکیه بر مسیرهای مرسوم تولید انرژی به‌ویژه سوزاندن سوخت‌های فسیلی، هزینه‌های محیط‌زیستی سنگینی، از تخریب اکوسامانه‌ها و آلودگی هوا تا تشدید تغییرات اقلیمی به‌همراه دارد [۴، ۵]. در حال حاضر، سوخت‌های فسیلی هنوز ستون فقرات سبد مصرف انرژی جهان‌اند و سهم غالب را به خود اختصاص می‌دهند؛ اما مجموعه‌ای از فشارها و محدودیت‌ها از بحران‌های دوره‌ای انرژی و کاهش ذخایر قابل‌دسترس گرفته تا ملاحظات سیاستی و نگرانی‌های مرتبط با انتشار گازهای گلخانه‌ای جهان را به سمت گذار ساختاری به انرژی‌های تجدیدپذیر سوق داده است [۶، ۷]. در این چارچوب، افزایش پایداری سامانه‌های انرژی نه یک انتخاب تجملی، بلکه ضرورتی راهبردی برای تاب‌آوری بلندمدت اقتصادی و زیست‌محیطی است [۸، ۹]. با تشدید پیامدهای تغییرات اقلیمی و محدودیت منابع فسیلی، اهمیت شتاب‌بخشی به این گذار بیش‌ازپیش برجسته می‌شود [۱۰]. در میان گزینه‌های انرژی‌های تجدیدپذیر زیست‌گاز نیز جایگاهی متمایز یافته است. زیست‌گاز به‌عنوان حامل انرژی پایدار و کم‌کربن، از تجزیه بی‌هوازی مواد آلی شکل می‌گیرد؛ موادی که از ضایعات کشاورزی، پسماندهای غذایی و فضلاب‌ها تأمین می‌شوند [۱۱]. نقطه قوت زیست‌گاز صرفاً در منشأ تجدیدپذیر آن خلاصه نمی‌شود؛ بلکه در دسترس‌پذیری گسترده خوراک، قابلیت بهره‌برداری در مقیاس‌های مختلف (از واحدهای روستایی تا نیروگاه‌های صنعتی) و هم‌افزایی با مدیریت پسماند شهری و کشاورزی است که آن را به گزینه‌ای واقع‌گرایانه برای جانشینی بخشی از مصرف سوخت‌های فسیلی بدل می‌کند [۱۲]. این جایگزینی پیامدهای چندسویه دارد از قبیل: کاهش مستقیم انتشار گازهای گلخانه‌ای از طریق جایگزینی سوخت‌های کربن‌محور، کاهش حجم پسماند دفنی و سوختنی و تقویت الگوی اقتصاد چرخشی با بازگرداندن ارزش انرژی و مواد مغذی (از طریق تولید کود مایع/جامد از پسماندهای فرایند) به چرخه تولید.

افزون بر این، زیست‌گاز ماهیتی چندمنظوره دارد: می‌تواند در تولید برق به کار رود، به‌عنوان سوخت گرمایشی مصرف شود یا پس از ارتقا به زیست‌متان، به شبکه گاز تزریق و در حمل‌ونقل به‌ویژه ناوگان سنگین و حمل‌ونقل عمومی استفاده شود [۱۳]. در کنار مسیرهای زیستی، نوآوری‌های ترمودینامیکی نیز برای ارتقای بهره‌وری و کاهش شدت کربن سامانه‌های انرژی اهمیت روزافزون دارند. در مطالعه‌ای که توسط محمدی و مهرپویا [۱۴] انجام شد، سیال زمین‌گرمایی در چرخه فلش مورد استفاده قرار گرفت و فاز مایع جدا شده در سامانه تولید هم‌زمان سرمایش، گرما و برق مورد استفاده قرار گرفت. محققان چرخه کالینا، پایانه‌های سرمایش و گرما و چرخه نمک‌زدایی را در سامانه طراحی شده خود ادغام کردند. یافته‌های آن‌ها نشان داد که بازده اکسرژی روندی را نشان می‌دهد که ابتدا با فشار فلش افزایش و سپس کاهش می‌یابد. زارع و تکل [۱۵] دو فرایند مختلف تولید هم‌زمان سرمایش، گرما و برق را که با یک چرخه زمین‌گرمایی ادغام شده بودند را طراحی و مقایسه کردند. در سامانه اول، آن‌ها از چرخه توان

فوق‌بحرانی و سامانه خنک‌کننده مبتنی بر اجکتور با استفاده از دی‌اکسیدکربن به همراه پایانه حرارتی استفاده کردند. برای سامانه دوم، آن‌ها از فرایند دی‌اکسیدکربن فوق‌بحرانی اصلاح‌شده استفاده کردند. نتایج تجزیه‌وتحلیل آن‌ها نشان داد که فرایند دوم بهبود قابل‌توجهی در بازده اکسرژی، با افزایشی از ۶/۹ درصد به ۳۲/۱ درصد در مقایسه با فرایند اول نشان می‌دهد. در مطالعه‌ای که توسط نامی و مقدم [۱۶] انجام شد، سامانه تولید هم‌زمان سرمایش، گرما و برق با محرک زمین‌گرمایی در مقیاس کوچک به‌طور خاص برای کاربردهای خانگی طراحی شد. این سامانه شامل چرخه رانکین ارگانیک، مبرد جذبی و پایانه‌های حرارتی بود. تجزیه‌وتحلیل آن‌ها نشان داد که این پیکربندی به شاخص پایداری بالاتری دست یافته و منبع خنک‌کننده بهتری را فراهم می‌کند. وانگ و همکارانش [۱۷] سامانه تولید هم‌زمان سرمایش، گرما و برق را با استفاده از چرخه جذبی چندحلقه‌ای مبتنی بر آمونیاک به همراه پایانه‌های حرارتی برای بازیابی کارآمد گرمای تلف‌شده از چرخه فلش زمین‌گرمایی بررسی کردند. یافته‌های آن‌ها بازده اکسرژی ۴۳/۷ درصد را نشان داد. در مطالعه‌ای که توسط مشارواتی و همکارانش [۱۸] انجام شد، گرمای تلف‌شده از چرخه فلش زمین‌گرمایی با استفاده از ترکیبی از چرخه کالینا، چرخه رانکین ارگانیک و پایانه حرارتی، مولد ترموالکتریک و مبرد جذبی به‌طور مؤثر بازیابی شد. آن‌ها از طریق بهینه‌سازی، به بازده اکسرژی بهینه ۲۲/۱ درصد و نرخ هزینه برق ۱۲/۵ دلار در ساعت دست یافتند. چایات و همکارانش [۱۹] فرایند تولید هم‌زمان سرمایش، گرما و برق را به‌طور خاص برای انرژی زمین‌گرمایی با دمای پایین در تایلند معرفی کردند. چرخه رانکین ارگانیک، مبرد جذبی و پایانه حرارتی در سامانه آن‌ها مورد استفاده قرار گرفت که منجر به بازده اکسرژی کلی ۱۵/۱ درصد شد. کائو و همکارانش [۲۰] راهبرد کنترلی برای فرایند تولید هم‌زمان سرمایش، گرما و برق همراه با چرخه زمین‌گرمایی مطالعه کردند. طراحی آن‌ها شامل چرخه رانکین ارگانیک، مبرد جذبی و پایانه حرارتی بود. آن‌ها دریافتند که تغییرات در بار سرمایش یا گرمایش بر فرایند دینامیکی تأثیر می‌گذارد. پریخانی و همکارانش [۲۱] مزایای استفاده از اجکتور در چرخه زمین‌گرمایی دو فلش را برای کاربردهای ترکیبی برق و گرمایش نشان دادند. آن‌ها سامانه را بهینه کرده و به بازده اکسرژی بهینه ۴۱/۷ درصد و هزینه واحد کل ۷/۶ دلار بر گیگاژول دست یافتند. اطهری و همکارانش [۲۲] سامانه چندنسلی جدید را پیشنهاد کردند که قادر به تولید برق، آب شیرین، سرمایش و گرما با قابلیت تغییر بین حالت‌های زمستانی و تابستانی است. سامانه آن‌ها عملکرد بهتری را در شرایط طراحی زمستانی نشان داد که منجر به بهبود هزینه کل واحد ۸/۷ دلار بر گیگاژول و بازده اکسرژی ۵۷/۶ درصد شد. قربانی و همکارانش [۲۳] فرایند تولید هم‌زمان سرمایش، گرما و برق آبشاری را برای بازیابی گرمای تلف‌شده از چرخه زمین‌گرمایی پیشنهاد کردند. طرح آن‌ها شامل چرخه کالینا، چرخه رانکین ارگانیک، چرخه تبرید اجکتوری و پایانه حرارتی بود که به بازده انرژی ۲۶/۵ درصد دست‌یافت. احمدی و همکاران [۲۴] فرایند چندمنظوره برای تولید هم‌زمان برق، آب سرد، آب گرم و هیدروژن ارائه کردند که منبع انرژی آن زیست‌توده بوده و از الکترولیزکننده برای تولید هیدروژن استفاده شده است. نتایج این پژوهش نشان داد که بازده اکسرژی ۲۲/۲٪، توان سرمایی تولیدی ۶۱۰/۷ کیلووات، توان الکتریکی ۶۷۱ کیلووات، توان حرارتی ۲۶۱۷ کیلووات

جریان گاز طبیعی مایع در فشار بالا تبخیر شده و گرمای لازم برای این تبخیر از طریق بازیابی حرارت سیال عامل چرخه ارگانیک رانکین فراهم می‌شود.



شکل ۱ طرح‌واره کلی فرایند جدید پیشنهادی براساس سوخت زیست‌گاز حاصل از تخمیر ذرت خوشه‌ای و گاز طبیعی مایع‌شده

Figure 1 Schematic of the proposed new process based on biogas fuel obtained from corn cob fermentation and liquefied natural gas

سپس گاز تحت فشار از طریق توربین منبسط شده و تولید برق انجام می‌شود. انبساط گاز همراه با کاهش دمای آن است و پیش از آنکه گاز به دست مصرف‌کننده برسد، این دما به‌عنوان منبع سرمایش برای تولید محصول آب سرد بهره‌برداری می‌شود. گاز دودکش خروجی از دیگ بخار جهت انتقال جرم وارد واحد جذب کربن می‌شود. در این بخش، از حلال مونواتانول آمین با غلظت ۳۰ درصد وزنی برای جداسازی دی‌اکسیدکربن از گاز دودکش استفاده می‌شود؛ بدین ترتیب بخشی از دی‌اکسیدکربن موجود در گاز دودکش پیش از آزادسازی آن جداسازی شده و به‌عنوان محصول جداگانه تولید می‌شود. دی‌اکسیدکربن در صنایع نفت، گاز و پتروشیمی کاربردهای بسیاری دارد که از جمله می‌توان به تولید متانول، دی‌متیل اتر، و اوره اشاره کرد. واحد جذب کربن مؤلفه حیاتی زیست‌محیطی است که با بهره‌گیری از آن، شرایط انتشار خالص منفی عملی می‌شود، خصوصاً زمانی که سوخت دریافتی حاوی دی‌اکسیدکربن باشد، این ویژگی یکی از اصلی‌ترین مزایای فرایند پیشنهادی محسوب می‌شود. انتشار خالص منفی نشان‌دهنده توانایی بالای فرایند پیشنهادی در کاهش انتشار دی‌اکسیدکربن در مقایسه با شرایطی است که زیست‌گاز بدون استفاده باقی بماند.

برای ادغام حرارتی سامانه پیشنهادی، اقدامات زیر انجام شده است:

- بازیابی گرمای اتلافی گاز دودکش برای تأمین حرارت موردنیاز دیگ بخار ستون استریپر در بخش جذب کربن
 - بازیابی گرمای اتلافی گاز دودکش در چرخه ارگانیک رانکین
 - بهره‌برداری از حرارت سیال عامل چرخه ارگانیک رانکین جهت تبخیر سیال گاز طبیعی مایع و تأمین حرارت لازم برای تولید هم‌زمان برق و آب سرد
 - بازیابی گرمای اتلافی گاز دودکش در دیگ بخار برای تولید محصول آب گرم
- این فرایند مزایای قابل توجه دیگری نیز دارد:
- جلوگیری از انتشار مستقیم گازهای گلخانه‌ای مانند متان و دی‌اکسیدکربن
 - صرفه‌جویی در مصرف سوخت‌های فسیلی
 - کاهش قابل توجه نرخ انتشار دی‌اکسیدکربن نسبت به سامانه‌های مشابه

و میزان تولید هیدروژن ۳/۱۴ کیلوگرم بر روز است. طبق بررسی زیست‌محیطی مشخص شد که شدت انتشار دی‌اکسیدکربن برای این سامانه معادل با ۵۱۸/۸ کیلوگرم بر مگاوات-ساعت است. ژانگ و همکاران [۲۵] ارزیابی ترمو-اکنومیک بر روی فرایند ترکیبی تولید برق، حرارت و سرمایش بر پایه انرژی سوخت گازی، زیست‌توده و زمین‌گرایی انجام دادند. از مهم‌ترین نتایج این مقاله می‌توان به بازده کلی انرژی ۰/۹۷/۰۵٪ و بازده تولید الکتریسیته برابر ۳۰/۸۹٪ و هزینه تولید انرژی معادل با ۰/۰۳۱۵ دلار بر کیلووات-ساعت اشاره کرد. در مطالعه‌های دیگر که توسط ژو و همکاران [۲۶] منتشر شد، فرایند چندمنظوره مبتنی بر احتراق مستقیم زیست‌توده در مشعل و بازیابی حرارت هدررفته در آن ارائه شده است که دارای بازده انرژی ۶۷/۱٪ و بازده اکسرژی ۳۷/۱۵٪ است. علاوه بر این سامانه ترکیبی تولید برق، حرارت و سرمایش بر مبنای احتراق زیست‌توده توسط وانگ و همکاران [۲۷] ارائه شد. این سامانه شامل چرخه CO₂ فوق‌بحرانی، مبرد جذبی، واحد تأمین‌کننده گرما و زیرسامانه نمک‌زدایی چندمرحله‌ای است که در آن بازده انرژی ۵۱/۹۳٪ و کارایی اکسرژی ۳۸/۷۸٪ است. در این سامانه نرخ کلی هزینه و هزینه تولید اکسرژی نیز به ترتیب ۱۱۳۷ دلار بر ساعت و ۱۵/۵۷ دلار بر گیگاژول هستند.

در این پژوهش فرایند نوآورانه تولید چندگانه هم‌زمان محصولات نظیر برق، گرما، سرما و جداسازی دی‌اکسیدکربن طراحی و ارزیابی شده است. جنبه‌های نوآوری این سامانه عبارتند از:

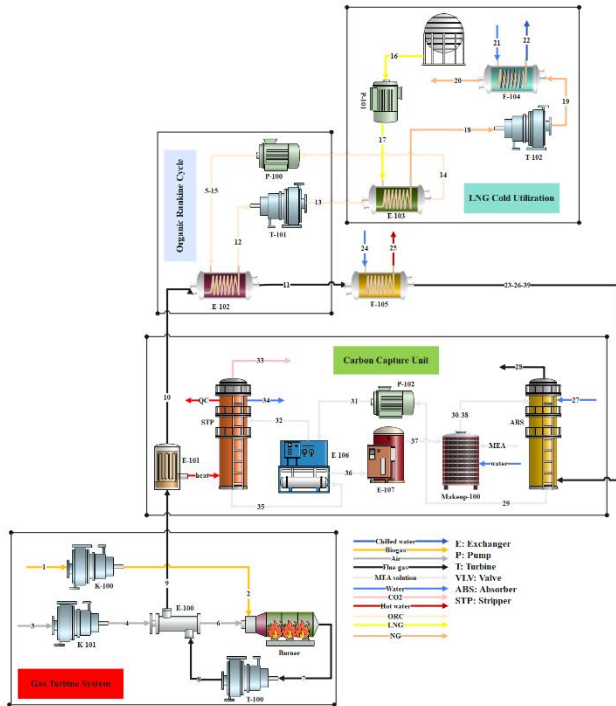
- بهره‌گیری از زیست‌گاز به‌دست‌آمده از تخمیر ذرت خوشه‌ای به‌عنوان سوخت سامانه تولید انرژی
- استفاده از واحد جذب کربن و دستیابی به انتشار خالص منفی دی‌اکسیدکربن
- ادغام حرارتی واحد جذب کربن از طریق بهره‌برداری از گرمای اتلافی چرخه توربین گازی
- ترکیب انرژی زیست‌گاز با سرمایش گاز طبیعی مایع‌شده برای تولید محصولات چندگانه

۲ بخش نظری

۱-۲ شرح فرآیند

شکل ۱ طرح‌واره کلی فرایند جدید پیشنهادی براساس سوخت زیست‌گاز حاصل از تخمیر ذرت خوشه‌ای و گاز طبیعی مایع‌شده را نشان می‌دهد. در این فرایند زیست‌گاز حاصل از تخمیر ذرت خوشه‌ای که شامل ۵۰ درصد متان، ۵ درصد هیدروژن، ۴۳ درصد دی‌اکسیدکربن و مابقی نیتروژن است [۲۱]، در توربین گازی محترق شده و انرژی حاصل از این احتراق ابتدا برای تولید برق در بخش توربین گازی به کار می‌رود. سپس گرمای اتلافی این فرایند در زیرسامانه‌های مختلف انتقال‌یافته و مورد استفاده قرار می‌گیرد. ابتدا گاز دودکش در واحد جذب کربن برای تأمین حرارت موردنیاز بازیابی حلال مونواتانول آمین در برج استریپر انتقال حرارت می‌کند. در ادامه، این انرژی به ترتیب به چرخه ارگانیک رانکین و دیگ بخار منتقل می‌شود تا برق و آب گرم تولید شود. برای افزایش کارایی چرخه ارگانیک رانکین، گرمای اتلافی این بخش در زیرسامانه دیگری موسوم به بهره‌برداری از سرمایش گاز طبیعی مایع‌شده مورد استفاده قرار می‌گیرد. بر اساس نمودار شکل ۱، ابتدا

حرارتی E-106، بخشی از گرمای خود را از دست داده؛ اما خنک‌سازی نهایی آن از طریق کولر E-107 انجام می‌شود.



شکل ۲ نمودار جریان فرایند برای سامانه تجمیع‌شده پیشنهادی براساس سوخت

زیست‌گاز و گاز طبیعی مایع شده

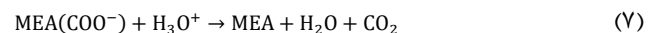
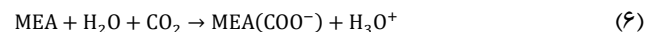
Figure 2 Process flow diagram for the proposed integrated system based on biogas and liquefied natural gas fuel

حلال خروجی از کولر به مخزن جبرانی حلال منتقل می‌شود. در این مرحله، آب و حلال تازه به آن اضافه شده و شرایط لازم برای استفاده مجدد حلال در برج جذب فراهم می‌شود. در چرخه ارگانیک رانکین، سیال عامل هپتان پس از متراکم شدن توسط پمپ P-100، وارد مبدل حرارتی E-102 می‌شود و با تبخیر شدن (جریان ۱۲)، آماده انتقال انرژی در توربین T-101 جهت تولید برق می‌شود. سیال هپتان پس از عبور از توربین دارای دمای بالایی است که این گرما برای تبخیر گاز طبیعی مایع (جریان ۱۷) در مبدل حرارتی E-103 استفاده شده و هم‌زمان باعث چگالش هپتان نیز می‌شود. سیال گاز طبیعی مایع (جریان ۱۶)، پس از تراکم توسط پمپ P-101 وارد مبدل حرارتی E-103 شده و تبخیر می‌شود. سپس این گاز با انبساط در توربین T-102 تولید برق می‌کند. با توجه به افت دمای گاز پس از انبساط در T-102 (جریان ۱۹)، حرارت آن در مبدل حرارتی E-104 برای تولید آب سرد (جریان ۲۲) استفاده می‌شود. در پایان، گاز طبیعی با دمایی بالاتر مبدل حرارتی E-104 را ترک کرده و آماده انتقال به مصرف‌کننده نهایی است.

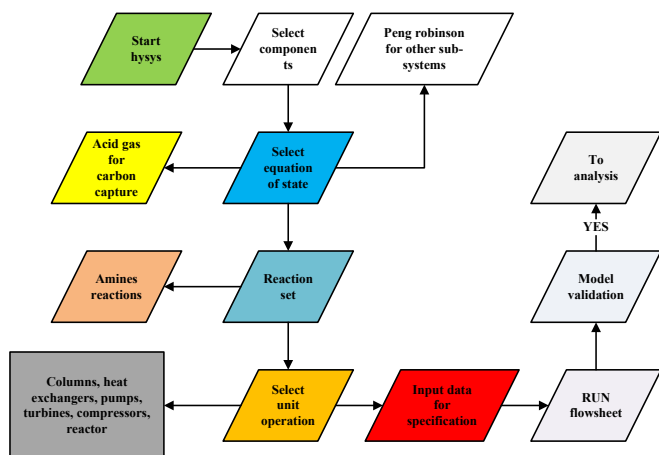
۲-۲ شبیه‌سازی فرایند

شکل ۲ طرح‌واره مربوط به فرایند جدید را در محیط شبیه‌سازی نمایش می‌دهد. شبیه‌سازی با استفاده از نرم‌افزار اسپن هاپسیس انجام شده و روش شبیه‌سازی که در ادامه برای تأیید آن از اعتبارسنجی استفاده شده، در شکل ۳ نشان داده شده است. پس از اجرای برنامه، لازم است مواد شیمیایی شامل

امکان استفاده از محصولات تولیدشده در بخش خانگی و صنعت نمودار جریانی فرایند سامانه تولید انرژی بر پایه سوخت زیست‌گاز در شکل ۲ آورده شده است. در این سامانه، زیست‌گاز (جریان ۱) پس از عبور از کمپرسور K-100 به مشعل انتقال داده می‌شود. همچنین، هوای موردنیاز برای احتراق (جریان ۳) ابتدا در کمپرسور K-101 متراکم شده و سپس با عبور از مبدل حرارتی E-100 و افزایش دمای آن، وارد محفظه احتراق می‌شود. در محفظه احتراق، احتراق سوخت انجام شده و گاز دودکش داغ (جریان ۷) خارج می‌شود. این گاز پس از انبساط در توربین T-100، وارد مبدل حرارتی E-100 شده و در آنجا با هوای خروجی از کمپرسور K-101 تبادل حرارت می‌کند. سپس گاز خروجی به مبدل حرارتی E-101 (جوش آور برج دفع) هدایت شده و پس از تبادل حرارت، وارد بخارساز چرخه ارگانیک رانکین (مبدل حرارتی E-102) می‌شود. قبل از ورود به برج جذب، گاز دودکش در مبدل حرارتی E-105 برای تولید آب گرم (جریان ۲۵) استفاده می‌شود. برج جذب که در بخش جذب کربن قرار دارد، جریانی موازی و ناهمسور را برای انتقال جرم بین حلال مونواتانول‌آمین و گاز دودکش فراهم می‌کند. واکنش‌های شیمیایی رخ داده بین حلال، آب و دی‌اکسیدکربن به شرح زیر هستند [۲۸، ۲۹]:



محصولات این برج عبارتند از گاز دودکش تصفیه‌شده (خروجی بالای برج) و حلال غنی‌شده از گاز (خروجی پایین برج). گاز دودکش (جریان ۲۸) که از بالای برج جذب خارج می‌شود، بخش زیادی از دی‌اکسیدکربن خود را از دست داده است. همچنین، برای کاهش اتلاف حلال در گاز دودکش، جریان آب به بالای برج جذب تزریق شده است. حلال غنی‌شده از گاز (جریان ۲۹) با استفاده از پمپ P-102 به فشار بالاتر رسانده شده و دمای آن در مبدل حرارتی E-106 افزایش می‌یابد. سپس این حلال وارد ستون دفع می‌شود. هدف اصلی ستون دفع، جداسازی دی‌اکسیدکربن و بازیابی حلال است. برای دستیابی به خروجی مناسب دی‌اکسیدکربن (جریان ۳۳)، دمای کندانسور ستون دفع در حدود ۳۵ درجه سانتی‌گراد تنظیم شده است. بخش اضافی آب موجود در بالای ستون از طریق مخزن رفلکس به صورت جریان تخلیه می‌شود. حلال بازیابی‌شده گرم (جریان ۳۵) پس از عبور از مبدل



شکل ۳ فلوجارت مدل‌سازی سامانه در نرم‌افزار اسپن هایسیس

Figure 3 Flowchart of system modeling in Aspen HYSYS software

جدول ۱ داده‌های پایه برای شبیه‌سازی سامانه پیشنهادی

Table 1 Baseline Data for Simulation of the Proposed System

Parameter	Value
Gas Turbine System	
Biogas fuel rate (kg/s)	0.6
Air flow rate (kg/s)	8
K-100 outlet pressure (kPa)	800
K-101 outlet pressure (kPa)	800
T-100 outlet pressure (kPa)	105
Organic Rankine Cycle	
T-101 outlet pressure (kPa)	60
T-100 inlet pressure (kPa)	2560
Liquefied Natural Gas Cold Utilization	
LNG flow rate (kg/s)	4
P-101 outlet pressure (kPa)	4000
T-102 outlet pressure (kPa)	300
Chilled water temperature (°C)	7
Carbon Capture Unit	
Chemical solvent weight concentration	0.3
Number of absorber column stages	17
Number of stripper column stages	10
Reboiler pressure (kPa)	200
Stripper condenser temperature (°C)	35
Solvent flow to absorber (kmol/h)	2600
Stripper reflux ratio	0.25

۳ نتایج و بحث

۳-۱ اعتبارسنجی

در این بخش از مقاله به اعتبارسنجی نتایج پرداخته شده است و برای اثبات درستی روش شبیه‌سازی از یافته‌های محققین دیگر استفاده شده است. زیرسامانه‌های جذب کربن [۴۱]، چرخه ارگانیک رانکین با سیال عامل هپتان [۴۲] و بخش توربین گازی [۴۳] با استفاده از داده‌های ورودی در

متان، دی‌اکسیدکربن، نیتروژن، هیدروژن، مونواتانول‌آمین، اکسیژن و هپتان انتخاب شوند. در مرحله دوم باید بسته ترمودینامیکی متناسب با شبیه‌سازی گزینش شود. در این بخش، دو گروه از معادلات مورد بررسی قرار گرفته‌اند. برای مدل‌سازی جذب کربن، از بسته ترمودینامیکی گاز اسیدی-حلال شیمیایی [۳۰] استفاده شده است. این بسته برای فاز بخار از معادله ترمودینامیکی پنگ رابینسون استفاده می‌کند و برای سامانه پیچیده مونواتانول‌آمین-دی‌اکسیدکربن-آب، از معادله ENRTL [۳۰] بهره برده شده است. بسته سیالاتی گاز اسیدی-حلال شیمیایی شامل خواص فیزیکی و شیمیایی گازهای اسیدی، آب و مونواتانول‌آمین بوده و به‌صورت پیشرفته‌ای برای شبیه‌سازی سامانه‌های جذب این گازها و مدل‌های ترمودینامیکی محلول‌های آبی آمین‌ها توسعه یافته است [۳۱].

برای سایر زیرسامانه‌ها، جهت محاسبه خواص ترمودینامیکی از معادله حالت پنگ رابینسون استفاده شده که شکل اصلی آن توسط عامل‌هایی شامل فشار (P)، دما (T)، ثابت گازها (R)، حجم مولی (v) و ثوابت a و b تعریف می‌شود [۳۲، ۳۳]:

$$P = T \frac{R}{v - b} - \frac{a}{v(v + b) + b(v - b)} \quad (8)$$

در گام بعدی، لازم است واکنش‌ها تعریف شوند. واکنش‌های مرتبط با جذب کربن با انتخاب حلال مونواتانول‌آمین به‌طور خودکار توسط نرم‌افزار تولید می‌شود و کلیه عامل‌های تعادلی و سینتیکی هر واکنش در دسترس خواهند بود. در ادامه، واحدهای عملیاتی طبق شکل (۳) انتخاب شده و در فلوشیت به یکدیگر متصل می‌شوند. اطلاعات مرتبط با هر تجهیز که برای همگرایی بسیار مهم است، به دقت طبق جدول (۱) در نرم‌افزار ثبت می‌شود. با ورود داده‌های اولیه، سامانه همگرا شده و اطلاعات مرتبط با جریان جرم و انرژی در هر نقطه از سامانه استخراج شده و در جدول‌های (۲) و (۳) ارائه شده است. اعتبارسنجی نتایج مشخص خواهد کرد که روش شبیه‌سازی صحیح بوده یا خیر. در صورت مثبت بودن نتایج اعتبارسنجی، تحلیل‌های بعدی بر اساس این داده‌ها قابل انجام خواهند بود.

سایر مفروضات برای مدل‌سازی و تحلیل ترمودینامیکی به شرح زیر هستند:

- حلال مونواتانول‌آمین در بخش جذب شیمیایی دارای غلظت ۳۰ درصد وزنی است
- ترکیب زیست‌گاز تولیدشده از تخمیر خوشه ذرت شامل ۵۰ درصد متان، ۵ درصد هیدروژن، ۴۳ درصد دی‌اکسیدکربن و مابقی نیتروژن است [۳۴]
- سیال گاز طبیعی مایع‌شده فقط شامل متان است [۳۵]
- در بخش چرخه ارگانیک رانکین، سیال عامل هپتان است [۳۶]
- سامانه تحت شرایط پایا کار می‌کند [۳۷]
- هوا شامل ۲۱ درصد اکسیژن و ۷۹ درصد ازت است [۳۸]
- تغییرات انرژی سینتیکی و پتانسیلی ناچیز است.
- ستون‌های جذب و دفع دارای پرکن IMTP 50 هستند [۳۹]
- افت فشار در مبدل‌های حرارتی و اتصالات ناچیز است [۴۰]

بسته سیالاتی گاز اسیدی-حلال شیمیایی استفاده شده است طبق جدول ۴ معادل با ۰/۱۳ درصد بوده که نشان‌دهنده دقت شبیه‌سازی است. در چرخه ارگانیک رانکین نیز نتایج تولید توان با مقاله مرجع [۲۹] مقایسه شد. توان خالص به‌دست‌آمده به‌ترتیب برای مرجع ذکر شده و شبیه‌سازی صورت‌گرفته در این پژوهش به‌ترتیب ۷۷۷/۴ و ۷۷۸/۳۳ کیلووات است.

مقالات مورد شبیه‌سازی حالت پایه قرار گرفتند و پس از آن نتایج اساسی برای هر زیرسامانه به تفکیک مقایسه شد که نتایج سامانه جذب کربن و توربین گازی در قالب جدول ۴ نشان داده شده‌اند. در بخش جذب کربن که از حلال مونواتانول آمین استفاده شده است یکی از مهم‌ترین عامل‌ها، میزان جذب کربن (α_{CO_2}) است که براساس رابطه (۹) محاسبه شده است [۴۱]:

$$\alpha_{CO_2} = 100 \times \left(1 - \frac{\dot{m}_{CO_2, out}}{\dot{m}_{CO_2, in}} \right) \quad (9)$$

میزان انحراف برای عامل α_{CO_2} براساس شبیه‌سازی اسپن‌هایسیس که از

جدول ۲ شرایط عملیاتی و خصوصیات فیزیکی جریان‌های فرایندی

Table 2 Operating conditions and physical properties of process streams

Stream No.	Temperature (°C)	Pressure (kPa)	Mass Flow (kg/s)	Enthalpy (kJ/kg)	Entropy (kJ/(kg·°C))
1	25	101.3	0.6	491.74	6.621
2	206.6	800	0.6	732.23	6.676
3	25	101.3	8	0.2836	5.258
4	283	800	8	267.4	5.307
5	82.87	2560	5.362	2100	1.391
6	600	800	8	615.5	5.802
7	1388	800	8.6	68.07	6.897
8	837.5	105	8.6	636.1	6.97
9	569.6	105	8.6	959.9	6.636
10	526.5	105	8.6	1011	6.575
11	82.87	105	8.6	1496	5.705
12	300	2560	5.362	1322	3.04
13	226.3	60	5.362	1455	3.069
14	81.5	60	5.362	2106	1.387
15	82.87	2560	5.362	2100	1.391
16	-161.6	101.3	4	79.55	4.762
17	-159.4	4000	4	67.55	4.799
18	32.64	4000	4	95.46	9.490
19	-82.75	300	4	6.49	9.897
20	11	300	4	4.47	10.76
21	25	101.3	10.43	890.15	2.981
22	7	101.3	10.43	970.15	2.712
23	41.58	105	8.6	1550	5.545
24	25	101.3	2.401	890.15	2.981
25	70	101.3	2.401	690.15	3.589
26	41.58	105	8.6	1550	0.1822
27	25	105	0.4304	860.15	9.043
28	47.96	105	8.168	1237	0.1395
29	46.82	105	17.89	12210	8.196
30	35.01	105	17.03	12230	8.42

جدول ۳ موازنه مولی در جریان‌های سامانه پیشنهادی
Table 3 Mole balance in the proposed system streams

Component (mole fraction)	Stream Number								
	1	7	16	5	30	28	29	33	34
Methane	0.5	0	1	0	0	0	0	0	0.5
Hydrogen	0.05	0	0	0	0	0	0	0	0.05
Water	0	0.0765	0	0	0.8622	0.1068	0.8497	0.0287	0
CO ₂	0.43	0.0677	0	0	0.022	0.0235	0.0389	0.9708	0.43
Nitrogen	0.02	0.7354	0	0	0	0.7473	0	0.0004	0.02
Oxygen	0	0.1205	0	0	0	0.1224	0	0.0001	0
Heptane	0	0	0	1	0	0	0	0	0
Solvent	0	0	0	0	0.1158	0	0.1114	0	0

جدول ۴ مقایسه نتایج شبیه‌سازی فرایند جذب دی‌اکسیدکربن و توربین گازی
Table 4 Comparison of simulation results for the carbon dioxide absorption process and gas turbine

Parameter		Work Present	Error (%)
Carbon Dioxide Absorption	Reference [33]		
Flue gas mass flow rate (ton/h)	3050	3050	0
Monoethanolamine weight fraction	0.3	0.3	0
Solvent mass flow rate (ton/h)	10827	10733	0.87
CO ₂ removal (wt%)	90	89.88	0.13
Stripper column pressure (kPa)	190	190	0
Stripper reboiler temperature (°C)	121.1	121.56	0.38
Stripper condenser temperature (°C)	100.3	101	0.7
Reboiler duty (GJ/h)	2439	2446	0.29
Gas Turbine	Reference [35]		
C-1 Outlet Temperature (°C)	341.24	339.1	0.63
Air Preheating Temperature (°C)	576.85	576.9	0.86
Gas Turbine Outlet Temperature (°C)	604.49	603.2	0.21
Gas Turbine Inlet Temperature (°C)	1056.85	1061	0.38
Flue Gas Outlet Temperature (°C)	380.05	376.8	0.86
Flue Gas Flow Rate (kg/s)	80.71	80.71	0
Flue Gas Outlet Temperature (°C)	380.05	376.8	0.86
Flue Gas Flow Rate (kg/s)	80.71	80.71	0

رانکین و توربین گازی در همه نقاط مقایسه شده است. علاوه بر این در بخش ارگانیک رانکین تولید توان الکتریکی خالص نیز بررسی شده که میزان خطا کم بوده و همین مقدار اندک نیز بیشتر به دلیل اختلاف در نرخ انتقال حرارت موجود در بخارساز بوده است

در خصوص دیگر زیرسامانه‌ها نیز روند شبیه‌سازی براساس دادن اطلاعات اولیه و اخذ نتایج با استفاده از بسته سیالاتی پنگ-راینسون بوده است که خوشبختانه میزان انحراف نسبی کم است. دما عاملی اساسی بوده که محاسبه آن از طریق بسته سیالاتی است و این عامل در چرخه‌های ارگانیک

۲-۳ اعتبارسنجی

۲-۳-۱ تحلیل انرژی و اکسرژی

در این مطالعه به منظور انجام آزمون انرژی از رابطه بالانس انرژی (رابطه ۱۰) استفاده شده است. این رابطه برای سامانه حجم کنترل تعریف شده و در آن Q گرما، W توان، h آنتالپی ویژه و m دبی جرمی سیال هستند. باتوجه به رابطه (۱۰) برای تجهیزات به کاررفته در فرایند پیشنهادی در جدول ۵ معادلات مربوط به بالانس انرژی ارائه شده است [۴۴]:

$$\dot{Q} - \dot{W} = \sum \dot{m}_i h_i - \sum \dot{m}_o h_o \quad (10)$$

اکسرژی عبارت از کمترین کار موردنیاز برای انتقال مقدار فیزیکی به حالت ترمودینامیکی برگشت پذیر در محیط است. بازده اکسرژی برای بررسی بازده ترمودینامیکی که اغلب فرایند را بهینه می کند، ضروری بوده و عملکرد فرایندهای مختلف را مقایسه می کند [۳۷ و ۳۸]. اکسرژی فیزیکی (ex^{ph}) و شیمیایی (ex^{ch}) جریان فرایند را می توان به ترتیب براساس روابط (۱۱) و (۱۲) محاسبه کرد [۴۵]:

$$ex^{ph} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (11)$$

$$ex^{ch} = \sum x_i ex_i^0 + RT_0 \sum x_i \ln x_i \gamma_i \quad (12)$$

جایی که h_0 و s_0 آنتالپی و آنتروپی جریان در دما و فشار محیط است. اکسرژی شیمیایی (ex^{ch}) برای جریان مواد از رابطه (۱۲) به دست می آید و γ_i فاکتور فعالیت برای جزء نام بوده که می تواند بیشتر یا کمتر از ۱ باشد [۴۰]. بالانس عمومی اکسرژی برای هر یک از تجهیزات و کل سامانه براساس رابطه (۱۳) نوشته شده است [۴۰ و ۴۱]:

$$\dot{E}x_F = \dot{E}x_P + \dot{E}x_D + \dot{E}x_L \quad (13)$$

در رابطه (۱۳)، $\dot{E}x_F$ اشاره به اکسرژی سوخت، $\dot{E}x_P$ اکسرژی محصول و $\dot{E}x_D$ تخریب اکسرژی و $\dot{E}x_L$ اشاره به اتلاف اکسرژی دارد که در اینجا ناچیز در نظر گرفته شده است زیرا سامانه در مرز با محیط انتقال حرارت ندارد [۴۲]. علاوه بر این براساس تحلیل اکسرژی سوخت و محصول، برای بازده اکسرژی از رابطه (۱۴) استفاده شده و نسبت تخریب اکسرژی نیز طبق رابطه (۱۵) قابل محاسبه است [۴۳، ۴۴]:

$$\psi_i = \frac{\dot{E}x_{P,i}}{\dot{E}x_{F,i}} \quad (14)$$

$$\phi_i = \frac{\dot{E}x_{D,i}}{\sum \dot{E}x_{D,i}} \quad (15)$$

سامانه پیشنهادی به دلیل استفاده از زیست گاز، دارای پتانسیل ذخیره سازی سوخت است. رابطه ارائه شده برای محاسبه ذخیره سازی سوخت نیز به صورت زیر است. رابطه (۱۶) نشان می دهد که سامانه پیشنهادی در قیاس با فرایند تولید جداگانه تا چه میزان منجر به کاهش مصرف سوخت شده است.

$$\text{fuel saving} = \frac{F^{SP} - F^{\text{trigen}}}{F^{SP}} = 1 - \frac{F^{\text{trigen}}}{\frac{W_{net}}{\eta_{el}^{SP}} + \frac{Q_h}{\eta_{th}^{SP}} + \frac{Q_{evap}}{\eta_{el}^{SP} \times COP^{SP}}} \quad (16)$$

جایی که F^{trigen} نشان دهنده انرژی سوخت ورودی به سامانه پیشنهادی،

F^{SP} مقدار انرژی سوخت برای سامانه تولید جداگانه، Q_h حرارت تولیدی از سامانه، Q_{evap} انرژی سرمایشی ناشی از تبخیرکننده میرد جذبی و W_{net} توان خالص تولیدی هستند.

در فرایند پیشنهادی برای تأمین انرژی سامانه از منابع گاز طبیعی مایع شده و زیست گاز استفاده شده است. براساس روابط زیر کل انرژی و اکسرژی ورودی به فرایند قابل محاسبه است:

$$\dot{Q}_{in} = \dot{Q}_{fuel} + \dot{Q}_{LNG} \quad (17)$$

$$\dot{E}x_{in} = \dot{E}x_{fuel} + \dot{E}x_{LNG} \quad (18)$$

جایی که:

$$\dot{Q}_{fuel} = \dot{m}_{fuel} LHV_{fuel} \quad (19)$$

$$\dot{Q}_{LNG} = \dot{m}_{LNG} (h_{20} - h_{16}) \quad (20)$$

$$\dot{E}x_{fuel} = \dot{E}x_{fuel}^{ph} + \dot{E}x_{fuel}^{ch} \quad (21)$$

$$\dot{E}x_{LNG} = \dot{m}_{LNG} (ex_{16} - ex_{20}) \quad (22)$$

در بخش توربین گازی کارایی انرژی براساس رابطه (۲۳) تعریف شده است:

$$\eta_{\text{gas turbine system}} = \frac{\dot{W}_{T100} - \dot{W}_{K-100} - \dot{W}_{K-101}}{\dot{Q}_{fuel}} \quad (23)$$

چرخه ارگانیک رانکین از طریق حرارت تلف شده توربین گازی تغذیه شده است و توان الکتریکی را تولید کرده است در نتیجه بازده انرژی آن مطابق با رابطه (۲۴) تعیین می شود:

$$\eta_{ORC} = \frac{\dot{W}_{T101} - \dot{W}_{P-100}}{\dot{Q}_{VG}} = \frac{\dot{W}_{T101} - \dot{W}_{P-100}}{\dot{m}_{10} (h_{10} - h_{11})} \quad (24)$$

چرخه استفاده از سرمایش گاز مایع شده با استفاده از مبدل حرارتی E-103 تغذیه شده و دو محصول برق و آب سرد را همزمان تولید کرده است در نتیجه بازده انرژی آن براساس رابطه زیر مدل شده است:

$$\eta_{LCU} = \frac{\dot{W}_{T102} - \dot{W}_{P-101} + \dot{Q}_{cooling}}{\dot{Q}_{VG}} = \frac{\dot{W}_{T102} - \dot{W}_{P-101} + \dot{m}_{20} (h_{20} - h_{19})}{\dot{m}_{13} (h_{13} - h_{14})} \quad (25)$$

در دیگ بخار E-105 که تولیدکننده آب گرم و محصول گرمایش است، مقدار توان گرمایی تولید شده براساس رابطه زیر است:

$$\dot{Q}_{heating} = \dot{m}_{25} (h_{25} - h_{24}) \quad (26)$$

$$\dot{E}x_{heating} = \dot{m}_{25} (ex_{25} - ex_{24}) \quad (27)$$

در کل فرایند نیز برای محاسبه بازده انرژی، بازده اکسرژی و بازده الکتریکی از طریق روابط زیر عمل شده است:

$$\eta_{sys} = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{Q}_{heating} + \dot{Q}_{cooling}}{\dot{Q}_{in}} \quad (28)$$

$$\psi_{sys} = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{E}x_{heating} + \dot{E}x_{cooling}}{\dot{E}x_{in}} \quad (29)$$

$$\eta_{sys} = \frac{\dot{W}_{net}}{\dot{Q}_{in}} \quad (30)$$

در جدول ۶ خروجی های ترمودینامیکی اساسی مربوط به فرایند پیشنهادی ارائه شده است. براساس محاسبات صورت گرفته سامانه می تواند در حالت طراحی پایه ۵۲۴۰ کیلووات توان الکتریکی، ۸۱۰ کیلووات توان سرمایی و ۴۶۷ کیلووات توان گرمایی تولید کند. این در شرایطی است که در

E-107	$\dot{m}_{36}h_{36} = \dot{Q} + \dot{m}_{37}h_{37}$	$\dot{E}_{36} - \dot{E}_{37}$
T-100	$\dot{m}_7h_7 = \dot{W} + \dot{m}_8h_8$	$\dot{E}_7 - \dot{W} - \dot{E}_8$
T-101	$\dot{m}_{12}h_{12} = \dot{W} + \dot{m}_{13}h_{13}$	$\dot{E}_{12} - \dot{W} - \dot{E}_{13}$
T-102	$\dot{m}_{18}h_{18} = \dot{W} + \dot{m}_{19}h_{19}$	$\dot{E}_{18} - \dot{W} - \dot{E}_{19}$
P-100	$\dot{m}_{14}h_{14} + \dot{W} = \dot{m}_{15}h_{15}$	$\dot{E}_{14} + \dot{W} - \dot{E}_{15}$
P-101	$\dot{m}_{16}h_{16} + \dot{W} = \dot{m}_{17}h_{17}$	$\dot{E}_{16} + \dot{W} - \dot{E}_{17}$
P-102	$\dot{m}_{29}h_{29} + \dot{W} = \dot{m}_{31}h_{31}$	$\dot{E}_{29} + \dot{W} - \dot{E}_{31}$
Burner	$\dot{m}_6h_6 + \dot{m}_2h_2 = \dot{m}_7h_7$	$\dot{E}_6 + \dot{E}_2 - \dot{E}_7$
ABS	$\dot{m}_{27}h_{27} + \dot{m}_{30}h_{30} + \dot{m}_{39}h_{39} = \dot{m}_{28}h_{28} + \dot{m}_{29}h_{29}$	$\dot{E}_{27} + \dot{E}_{30} + \dot{E}_{39} - \dot{E}_{28} - \dot{E}_{29}$
STP	$\dot{m}_{32}h_{32} + \dot{Q}_R = \dot{Q}_C + \dot{m}_{33}h_{33} + \dot{m}_{34}h_{34} + \dot{m}_{35}h_{35}$	$\dot{E}_{32} + \dot{Q}_R \left(1 - \frac{T_0}{T_R}\right) - \dot{Q}_C \left(1 - \frac{T_0}{T_C}\right) - \dot{E}_{33} - \dot{E}_{34} - \dot{E}_{35}$

جدول ۶ نتایج ارزیابی انرژی و اکسرژی سامانه پیشنهادی

Table 6 Results of energy and exergy evaluation for the proposed system

Parameter	Value
Net Electrical Power (kW)	5240
Cooling Capacity (kW)	810
Heating Product Load (kW)	467
Fuel Energy (kW)	8986
LNG Energy (kW)	3502
Biogas Exergy (kW)	9538
LNG Exergy (kW)	3652
Organic Rankine Cycle (ORC) Energy Efficiency (%)	16.46
Gas Cycle Efficiency (%)	41.82
LNG Cold Utilization Cycle Efficiency (%)	46.07
Overall Energy Efficiency (%)	52.19
Overall Exergy Efficiency (%)	40.59
System Electrical Efficiency (%)	41.96
CO ₂ Capture Rate (%)	65.81
Fossil Fuel Saving (%)	34.1

بخارسازهای به کار رفته برای بازیابی گرما، در مجموع ۱۳۷۴۲ کیلووات حرارت بیهوده بازیابی شده است و در اختیار زیرسامانه‌ها قرار گرفته است. طبق بررسی صورت گرفته بازده انرژی بخش‌های توربین گازی، چرخه ارگانیک رانکین و استفاده از سرمایش گاز مایع شده به ترتیب ۴۱/۸۲ درصد، ۱۶/۴۶ درصد و ۴۶/۰۷ درصد هستند. در نهایت با در نظر گرفتن کل انرژی ورودی به سامانه و نرخ تولید محصولات مشخص شد که بازده انرژی، اکسرژی و الکتریکی فرایند ترکیب شده به ترتیب ۵۲/۱۹ درصد، ۴۰/۵۹ درصد و ۴۱/۹۶ درصد بوده و ذخیره‌سازی سوخت آن نسبت به فرایند متداول تولید جداگانه برابر با ۳۴/۱ درصد است.

شکل ۴ نمودار جریان اکسرژی را در فرایند ادغام حرارتی نمایش می‌دهد. بر اساس این نمودار، گاز دودکش خروجی از توربین گازی پس از ادغام حرارتی در چرخه، با تأمین انرژی موردنیاز دیگ بخار برج دفع، معادل ۱۰۷ کیلووات اکسرژی در اختیار بخش جذب کربن قرار می‌گیرد. همچنین، این گاز دودکش ۱۹۵۰ کیلووات اکسرژی را به بخش ارگانیک رانکین اختصاص می‌دهد و بخش باقی‌مانده‌ی انرژی برای تغذیه دیگ بخار استفاده می‌شود. نرخ تولید محصولات سامانه نیز در شکل ۴ نشان داده شده است. کولینگ حرارتی در چرخه ارگانیک رانکین توانسته ۵۱۸۶ کیلووات اکسرژی را برای بخش سرمایش گاز مایع شده فراهم کند. طبق محاسبات قانون دوم، این فرایند ترکیبی در مجموع دارای ۸۶۹۴ کیلووات تخریب اکسرژی است. تجهیزات مشعل (۱۹۹۷ کیلووات)، مبدل حرارتی E-103 (۲۹۰۳ کیلووات)، و برج دفع (۱۱۲۱ کیلووات) مجموعاً ۶۹/۳ درصد از کل برگشت‌ناپذیری سامانه را تشکیل می‌دهند. علاوه بر این، دو بخش توربین گازی و استفاده از سرمایش گاز مایع شده به ترتیب با سهم‌های ۳۰/۲۶ و ۴۱/۳۴ درصدی بیشترین تخریب اکسرژی را در این فرایند دارند؛ بنابراین، کاهش تخریب اکسرژی در این زیرسامانه‌ها ضروری است تا کیفیت بهره‌وری انرژی افزایش یابد و بازده آنتروپی سامانه کمتر شود.

جدول ۵ معادلات نرخ تخریب اکسرژی و بالانس انرژی برای تجهیزات به کاررفته در فرایند پیشنهادی

Table 5 Energy balance and exergy destruction rate equations for components used in the proposed process

Component	Energy Balance	Exergy Destruction
K-100	$\dot{m}_1h_1 + \dot{W} = \dot{m}_2h_2$	$\dot{E}_1 + \dot{W} - \dot{E}_2$
K-101	$\dot{m}_3h_3 + \dot{W} = \dot{m}_4h_4$	$\dot{E}_3 + \dot{W} - \dot{E}_4$
E-100	$\dot{m}_4h_4 + \dot{m}_8h_8 = \dot{m}_6h_6 + \dot{m}_9h_9$	$\dot{E}_4 + \dot{E}_8 - \dot{E}_6 - \dot{E}_9$
E-101	$\dot{m}_9h_9 = \dot{Q} + \dot{m}_{10}h_{10}$	$\dot{E}_9 - \dot{E}_{10}$
E-102	$\dot{m}_{10}h_{10} + \dot{m}_5h_5 = \dot{m}_{11}h_{11} + \dot{m}_{12}h_{12}$	$\dot{E}_{10} + \dot{E}_5 - \dot{E}_{11} - \dot{E}_{12}$
E-103	$\dot{m}_{13}h_{13} + \dot{m}_{17}h_{17} = \dot{m}_{14}h_{14} + \dot{m}_{18}h_{18}$	$\dot{E}_{13} + \dot{E}_{17} - \dot{E}_{14} - \dot{E}_{18}$
E-104	$\dot{m}_{19}h_{19} + \dot{m}_{21}h_{21} = \dot{m}_{20}h_{20} + \dot{m}_{22}h_{22}$	$\dot{E}_{19} + \dot{E}_{21} - \dot{E}_{20} - \dot{E}_{22}$
E-105	$\dot{m}_{11}h_{11} + \dot{m}_{24}h_{24} = \dot{m}_{23}h_{23} + \dot{m}_{25}h_{25}$	$\dot{E}_{11} + \dot{E}_{24} - \dot{E}_{23} - \dot{E}_{25}$
E-106	$\dot{m}_{31}h_{31} + \dot{m}_{35}h_{35} = \dot{m}_{32}h_{32} + \dot{m}_{36}h_{36}$	$\dot{E}_{31} + \dot{E}_{35} - \dot{E}_{32} - \dot{E}_{36}$

در فرایند جدید توسعه یافته است و دارای بازیابی انرژی بالاتری است. فرایند جدید با کمک گرفتن از اکسرژی سیال LNG تولید سرما را فراهم کرده است و نیاز به مبرد جذبی یا تبرید تراکمی را از بین برده است؛ بنابراین ترکیب یا ادغام انرژی زیست‌گاز با LNG می‌تواند فرایند را کوچک‌سازی کند و در عین حال تولید سرما را افزایش دهد.

جدول ۷ مقایسه بازده انرژی با دیگر مقالات

Table 7 Comparison of energy efficiency with other articles

Studies	Source	Subsystem	Output	Efficiency %
[47]	Biomass-solar	Solar collector, NH ₃ synthesis, PEM electrolyser, refrigeration cycle, ORC, gas turbine, biomass gasifier, air separation unit, RO desalination	Electricity, fresh water, cooling, ammonia, and hydrogen	20.1
[48]	Coal	Fuel cell, steam generation, electrolyser, gas turbine, integrated gasification combined cycle, coal gasification	Hydrogen and electricity	29.2
[49]	Solar	Desalination, PEM electrolyser, solar tower, ORC, steam Rankine cycle	Fresh water, electricity and hydrogen	23.2
This work	-Biogas LNG	Gas turbine, CO ₂ capture, ORC, water boiler, LNG cold utilization	Electricity, heat, cooling, and carbon dioxide	52.19

۳-۲-۲ ارزیابی ترمو-اقتصادی

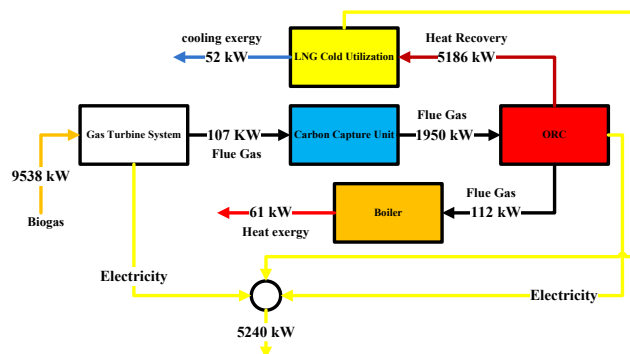
ارزیابی ترمو-اقتصادی برای تخمین هزینه اکسرژی محصولات سامانه در این مقاله به کار برده شده است. در اینجا برای محاسبه نرخ هزینه سرمایه-گذاری (\dot{Z}_k) مطابق با رابطه زیر تعریف شده است [۴۹]:

$$\dot{Z}_k = \frac{1.06 \times CRF \times Z_k}{N} \quad (31)$$

جایی که N برابر با ۶۹۳۵ ساعت و فاکتور بازگشت سرمایه (CRF) نیز از رابطه زیر پیروی می‌کند [۴۹]:

$$CRF = \frac{ir \times (1 + ir)^n}{(1 + ir)^n - 1} \quad (32)$$

در اینجا فرض شده که عمر مفید کارخانه n و نرخ بهره ir به ترتیب ۲۰ سال و ۰/۱ هستند [۴۹]. عامل نرخ هزینه کلی (TCR) برای فرایند پیشنهادی از طریق رابطه (۳۳) محاسبه شده است:



شکل ۴ نمودار جریان اکسرژی برای فرایند پیشنهادی ترکیب شده براساس سوخت زیست‌گاز

Figure 4 Exergy flow diagram for the proposed combined process based on biogas fuel

در مورد بخش استفاده از سرمایش گاز مایع شده، مشخص شد که تبخیرکننده E-103 عامل اصلی برگشت‌ناپذیری و کاهش کیفیت مصرف انرژی به شمار می‌رود. در نتیجه، برای بهبود کیفیت مصرف انرژی از طریق چرخه ارگانیک رانکین، باید ضریب عملکرد این مبدل حرارتی ارتقا یابد تا تولید توان الکتریکی در T-102 افزایش یابد.

در خصوص اتلاف انرژی باید اشاره کرد که مشعل سوخت و برج دفع گاز در بخش جذب شیمیایی دارای اتلاف انرژی هستند. در مشعل تخریب اکسرژی زیادی وجود دارد که دلیل اصلی اتلاف انرژی است. ارزیابی حساسیت تغییرات در E-100 به خوبی نشان می‌دهد که می‌توان با افزایش دمای هوا، تخریب اکسرژی را در مشعل کاهش و تولید برق را افزایش داد. ولی در برج دفع در بخش جذب CO₂ باید از روش‌های مبتنی بر بهبود دفع گاز استفاده کرد که البته با هزینه سرمایه بالایی همراه هستند. دو راهکار برای کاهش اتلاف در دیگ بخار مذکور وجود دارد:

- افزایش دمای خوراک برج دفع که به صورت مستقیم منجر به کاهش تقاضای انرژی دیگ بخار می‌شود. این راهکار با هزینه عملیاتی کم است که تأثیر آن هم خیلی زیاد نیست و باید مبدل حرارتی E-06 قبل از برج دفع بزرگ‌تر شود تا سطح بیشتری برای انتقال حرارت فراهم شود.
- راهکار دوم که بسیار مؤثر بوده و قبلاً توسط محققین توصیه شده است، موسوم به روش liquid vapor compression [۴۶] است که در آن مایع گرم خروجی دیگ بخار باید ابتدا فلش شود و پس از تفکیک بخار، کمپرسور بخار را به فشار اولیه دیگ بخار رسانده است. بخار گرم دوباره وارد برج دفع می‌شود و به این ترتیب گرمای زیادی دوباره به برج تزریق و دیگ بخار به شدت دچار کاهش تقاضای انرژی می‌شود.

در جدول ۷ کارایی انرژی با دیگر مقالات مورد بررسی قرار گرفته است. این مقالات از منابع انرژی مختلفی همچون زغال، خورشیدی، زیست‌توده و ترکیب زیست‌توده-خورشیدی استفاده می‌کنند. بخش‌های متفاوتی برای تجمیع انرژی در مقالات مطرح است؛ ولی آنچه بسیار اهمیت دارد این است که فرایند پیشنهادی در این پژوهش در مقایسه با دیگر روش‌های ذکر شده از لحاظ کارایی به مراتب بالاتر است. این نشان می‌دهد که تجمیع حرارتی

جدول ۹ مفروضات مربوط به هزینه سوخت و درآمدهای محصولات

Table 9 Assumptions related to fuel costs and product incomes

Value	Factor / Parameter	Ref.
40 \$/ton	CO ₂ (carbon dioxide) price	[5]
0.12 \$/kWh	Electricity price	[54]
0.114 \$/kWh	Cooling price	[55]
0.05 \$/kWh	Heating price	[54]
7.36 \$/GJ	Biogas cost coefficient	[56]

پس از انجام محاسبات اقتصادی، نتایج ارزیابی سود سالانه سامانه پیشنهادی در جدول (۱۰) ارائه شده است.

جدول ۱۰ نتایج ارزیابی سود سالانه سامانه پیشنهادی

Table 10 Results of the annual profit evaluation of the proposed system

Parameter	Value (USD)
Total capital cost (\$)	13,534,716
Annual fuel supply cost (\$)	1,651,175
Annual process cost (\$)	6,162,747
Annual revenue (\$)	7,102,197
Annual process profit (\$)	939,450

۳-۳ مطالعات عاملی

باتوجه به شکل ۵، افزایش نرخ هزینه سوخت مصرفی در سامانه پیشنهادی به‌طور مستقیم باعث افزایش نرخ هزینه کلی و هزینه هر واحد از محصولات شده است که به‌ترتیب به مقادیر ۷۷۰/۳۹ دلار در ساعت و ۳۹/۹۷ دلار بر گیگاژول می‌رسد. این امر نشان می‌دهد که استفاده از سوخت با فاکتور هزینه کمتر می‌تواند منجر به تعدیل هزینه‌های اکسرژی شود که نتیجه‌ای مثبت برای فرایند خواهد بود. از دیدگاه زیست‌محیطی، تحلیل انجام‌شده در شکل ۶ نشان می‌دهد که افزایش دبی حلال ورودی به ستون جذب، باعث کاهش انتشار کلی دی‌اکسیدکربن به میزان ۶۹۶ کیلوگرم در ساعت و همچنین کاهش انتشار خالص آن به منفی ۷۸۵ کیلوگرم در ساعت شده است. علت این کاهش، افزایش میزان جداسازی دی‌اکسیدکربن از گازهای خروجی است. هرچند این نتیجه برای محیط‌زیست مطلوب است، اما افزایش دبی حلال طبق شبیه‌سازی‌ها منجر به افزایش تقاضای انرژی در برج دفع برای بازیابی حلال می‌شود که در نهایت تولید محصولات زیرسامانه‌های دیگر را کاهش می‌دهد. زیرا در این شرایط منبع حرارتی توان کمتری برای تأمین نیازهای بخش رانکین ارگانیک و تولید گرمایش دیگ بخار خواهد داشت؛ بنابراین برای بهتر شدن سامانه از نظر انتشار کلی دی‌اکسیدکربن باید ملاحظات بهره‌وری انرژی را نیز لحاظ کرد.

$$TCR \left(\frac{\$}{h} \right) = \sum \dot{Z}_k + \dot{C}_{fuel} \quad (33)$$

باتوجه به رابطه کلی تعریف شده برای نرخ هزینه کلی می‌توان عامل اساسی هزینه کلی هر واحد محصولات را از طریق رابطه زیر محاسبه کرد [۳۸]:

$$\left(\frac{\$}{GJ} \right) = \frac{TCR}{\sum E_{xp}} \quad (34)$$

توابع قیمت هزینه سرمایه‌گذاری اجزای سامانه [۵۱-۵۳] به شرح زیر هستند:

$$\text{مبدل حرارتی} = 30000 + 750A^{0.81} \quad (35)$$

$$\text{توربین} = 4405\dot{W}^{0.7} \quad (36)$$

$$\text{پمپ} = 3540\dot{W}^{0.71} \quad (37)$$

$$\text{کمپرسور} = \frac{71.1\dot{m}_{in} P_{out}}{0.9 - \eta_{comp} P_{in}} \ln \frac{P_{out}}{P_{in}} \quad (38)$$

$$\text{مشعل} = 1000 \times \dot{Q}_{burner} \quad (39)$$

$$\text{واحد جذب کربن} = 4.1811 \times 10^6 \times \dot{m}_{CO_2}^{0.7} \left(\frac{ton}{h} \right) \quad (40)$$

در نهایت نتایج ارزیابی ترمو-اقتصادی فرایند پیشنهادی در جدول ۸ نشان داده شده است.

جدول ۸ نتایج ارزیابی ترمو-اقتصادی فرایند پیشنهادی

Table 8 Thermo-economic evaluation results of the proposed process

Parameter	Value
Total Equipment Cost (\$)	13,534,716
Total Capital Investment Cost Rate (\$/hr)	243
Fuel Cost Rate (\$/hr)	253
Total Cost Rate (\$/hr)	496
Cost per Unit Product Energy (\$/GJ)	74.25

در ادامه محاسبه سود سالانه سامانه انجام شده است. برای محاسبه سود سامانه جدید رابطه زیر به کار رفته است [۶]:

$$\text{Annual profit} = \text{annual income} - \text{annual system cost} \quad (41)$$

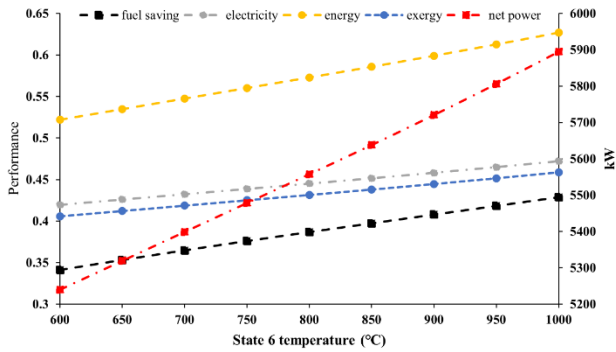
جایی که نرخ درآمد سالانه با استفاده از روابط زیر محاسبه می‌شود [۵ و ۶]:

$$\text{Annual income} = \text{power price} + \text{cooling price} + \text{CO}_2 \text{ price} + \text{heat price} \quad (42)$$

$$\text{Annual system cost} = \frac{\text{capital cost}}{\text{payback time}} + \text{energy cost} \quad (43)$$

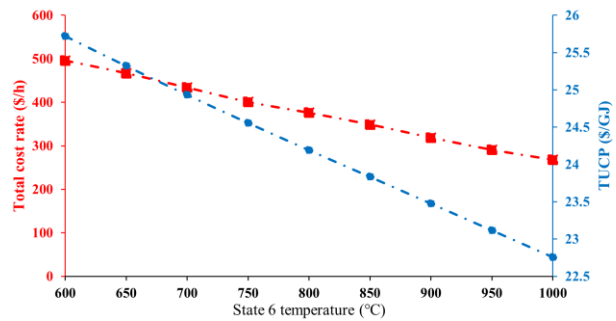
$$\text{Energy cost} = \text{Biogas cost} \quad (44)$$

برای محاسبه هزینه سوخت و درآمدهای سامانه مفروضات در جدول (۹) فهرست شده است:



شکل ۷ تأثیر دمای جریان ۶ بر تولید توان الکتریکی سامانه و عملکرد ترمودینامیکی آن

Figure 7 The impact of stream 6 temperature on the system's power generation capacity and its thermodynamic performance



شکل ۸ تأثیر دمای جریان ۶ بر عامل‌های نرخ هزینه کلی و هزینه هر واحد از محصولات

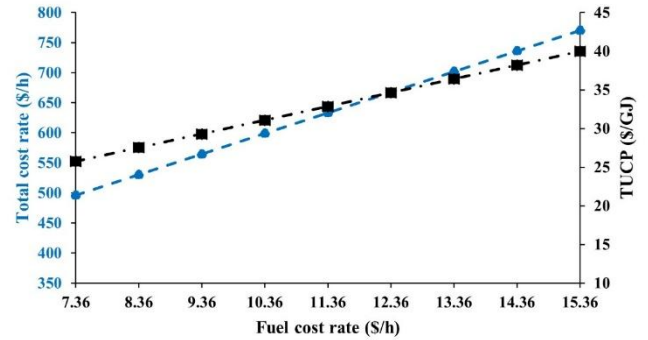
Figure 8 Impact of stream 6 temperature on the total cost rate and the cost per unit of products

۴ نتیجه‌گیری

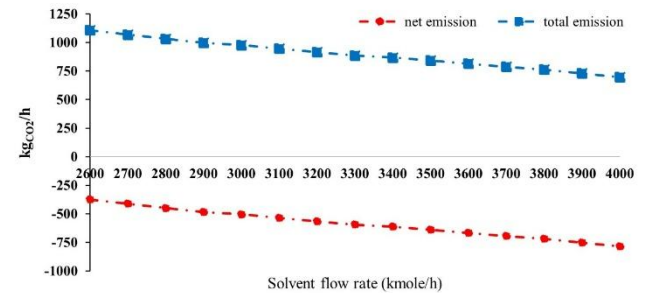
این مقاله روشی نوین را معرفی می‌کند که از فرایند تخمیر سوخت ذرت خوشه‌ای براساس استفاده از اکسرژی گاز طبیعی مایع شده بهره می‌برد. سامانه مورد بررسی با استفاده از واحد جذب کربن مبتنی بر حلال مونواتانول آمین موفق شده است انتشار دی‌اکسید کربن را به‌طور مؤثری کنترل کند. همچنین، تأمین حرارت برای بازیابی حلال به‌صورت تجمیع حرارتی انجام شده است. در این کار مطالعات عاملی صورت گرفته و تحلیل قانون دوم ترمودینامیک نقاط چالش‌برانگیز سامانه را مشخص کرده است.

بر اساس نتایج، مهم‌ترین یافته‌های این مطالعه به شرح زیر ارائه می‌شوند:

- سامانه توانایی تولید ۵۲۴۰ کیلووات توان الکتریکی، ۸۱۰ کیلووات توان گرمایی و ۴۶۷ کیلووات توان گرمایی را در طراحی پایه دارد. همچنین، از طریق جذب شیمیایی موفق به جذب ۶۵/۸۱ درصد از دی‌اکسید کربن موجود در گاز دودکش شده است که این مقدار معادل ۲۰۸۵ کیلوگرم در ساعت است.
- بازده انرژی بخش‌های مختلف سامانه شامل توربین گازی، چرخه رانکین ارگانیک و سرمایه‌گذاری گاز طبیعی مایع شده، به ترتیب برابر با ۴۱/۸۲ درصد، ۱۶/۴۶ درصد و ۴۶/۰۷ درصد تعیین شده‌اند.
- بازده انرژی، بازده اکسرژی و بازده الکتریکی سامانه، براساس انرژی ورودی به سامانه و محصولات تولیدی، به ترتیب برابر با ۵۲/۱۹ درصد، ۴۰/۵۹ درصد و ۴۱/۹۶ درصد محاسبه شده است.



شکل ۵ تأثیر نرخ هزینه سوخت بر هزینه هر واحد از محصول و نرخ هزینه کلی
Figure 5 The effect of fuel cost rate on the cost per unit of product and the total cost rate



شکل ۶ تأثیر دبی حلال در بخش جذب کربن بر انتشار کلی و انتشار خالص دی‌اکسید کربن

Figure 6 The effect of solvent flow rate in the carbon absorption section on total emissions and net emissions of carbon dioxide

در ادامه بررسی‌ها، شبیه‌سازی نشان داده است که بیشینه دمای ممکن برای انتقال حرارت مبدل حرارتی E-100 برای افزایش دمای هوای ورودی به برنر ۱۰۰۰ درجه سانتی‌گراد است و مقادیر بیشتر از این موجب ناپایداری عملکرد و عدم همگرایی این مبدل و دیگ بخار برج بازیابی حلال می‌شود. مطابق با شکل ۷، افزایش دمای جریان ۶ سبب کاهش هم‌زمان برگشت‌ناپذیری برنر و مبدل E-100 در بخش توربین گازی شده و نتیجه آن افزایش توان الکتریکی تولیدشده توسط توربین T-100 است؛ زیرا کیفیت مصرف انرژی ارتقا یافته است. افزایش توان الکتریکی این توربین منجر به ارتقای تولید توان کلی سامانه تا ۵۸۹۵ کیلووات شده است. این پیشرفت تأثیر مثبتی بر شاخص‌های عملکرد ترمودینامیکی دارد؛ به شکلی که بازده انرژی، بازده اکسرژی، بازده الکتریکی و میزان ذخیره سوخت به ترتیب به ۰/۶۲۶۹، ۰/۴۵۸۷، ۰/۴۷۲ و ۰/۴۲۸۸ ارتقا یافته‌اند که در مقایسه با طراحی اولیه، پیشرفت قابل توجهی محسوب می‌شود.

به‌علاوه، تحلیل‌ها در شکل ۸ تأیید می‌کنند که کاهش تخریب اکسرژی در برنر و مبدل E-100 تأثیر مثبتی بر عامل‌های اقتصادی سامانه دارد و آن‌ها را بهبود می‌بخشد. افزایش دمای جریان ۶ تا مقدار ۱۰۰۰ درجه سانتی‌گراد توانسته است نرخ هزینه کلی را به ۲۶۸ دلار در ساعت و هزینه هر واحد محصول را به ۲۲/۷۵ دلار بر گیگاژول کاهش دهد که نسبت به طراحی پایه به ترتیب کاهش معادل ۴۵/۹۷ درصد و ۱۲/۲۵ درصد را نشان می‌دهد.

مراجع

- [1] Pouranfard, A., Shamsi, M., Karimi, H., & Nasiriazad, F. Experimental and numerical study of forced convection heat transfer in a upward two-phase flow of air-water/SiO₂ nanofluid with slug flow regime, *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 148, 6501-6514, 2023.
- [2] Afkhamipour, M., Shamsi, M., Mousavian, S., & Borhani, T. N. Intensified CO₂ Absorption Process Using a Green Solvent: Rate-Based Modelling, Sensitivity Analysis, and Scale-Up, *Processes*, 13, 3774, 2025.
- [3] Shahandashty, B. F., Fallah, N., Shamsi, M., Nasernejad, B., & Afkhamipour, M. Evaluation of enhanced chemical coagulation method for a case study on colloidal liquid particle in wastewater treatment: Statistical optimization analysis and implementation of machine learning, *Journal of Environmental Management*, 370, 122345, 2024.
- [4] Chen, L., Cui, B., Zhang, C., Hu, X., Wang, Y., Li, G., & Liu, L. Impacts of fuel stage ratio on the morphological and nanostructural characteristics of soot emissions from a twin annular premixing swirl combustor, *Environmental Science & Technology*, 58, 10558-10566, 2024.
- [5] Shamsi, M., Darian, J. T., & Afkhamipour, M. A process intensification approach for industrial plant decarbonization: Scale-up, techno-economic, and environmental assessment, *Results in Engineering*, 107153, 2025.
- [6] Chandel, S. S., Shrivastva, R., Sharma, V., & Ramasamy, P. Overview of the initiatives in renewable energy sector under the national action plan on climate change in India, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 54, 866-873, 2016.
- [7] Shiri, A., & Bonyadi, M. Design of a hydrogen and water production system based on coffee husk biomass fuel, *Farayandno*, 20, 55-72, 2025.
- [8] Sun, K., Zhang, W., Li, R., et al. Thermodynamic feasibility evaluation of an innovative multigeneration system using biogas dry reforming integrated with a CCHP-desalination process, *Desalination*, 580, 117526, 2024.
- [9] Shamsi, M., Darian, J. T., & Afkhamipour, M. Process modeling and sensitivity analysis of intensified post-combustion CO₂ capture process by polyamine solution in a rotating packed bed, *Fuel*, 397, 135294, 2025.
- [10] Hai, T., Lin, H., Albdeiri, M. S., Alsenani, T. R., Elattar, S., Abed, A. M., & Tian, R. A novel trigeneration model using landfill gas upgrading process and waste heat recovery: Application of methanol, desalinated water, and oxygen production, *Journal of Cleaner Production*, 393, 136224, 2023.
- [11] Scarlat, N., Dallemand, J. F., & Fahl, F. Biogas: Developments and perspectives in Europe, *Renewable Energy*, 129, 457-472, 2018.
- [12] Ghavamifar, S., Pouranfard, A., & Shamsi, M. Experimental and numerical study of drag reduction and heat transfer enhancement in a vertical pipe using water/polyisobutylene/nano-SiO₂ polynanofluids, *Journal of Dispersion Science and Technology*, 45, 584-595, 2024.
- [13] Wang, Y., Jiang, X., Xie, X., Yang, X., & Xiao, X. Identifying sources of subsynchronous resonance using wide-area phasor measurements, *IEEE Transactions on Power Delivery*, 36, 3242-3254, 2020.
- [14] Mohammadi, A., & Mehrpooya, M. Energy and exergy analyses of a combined desalination and CCHP system driven by geothermal energy, *Applied Thermal Engineering*, 116, 685-694, 2017.
- [15] Zare, V., & Rostamnejad Takleh, H. Novel geothermal driven CCHP systems integrating ejector transcritical CO₂ and Rankine cycles: Thermodynamic modeling and parametric study, *Energy Conversion and Management*, 205, 112396, 2019.

همچنین، ذخیره‌سازی سوخت نسبت به فرایندهای جداگانه برابر با ۳۴/۱ درصد افزایش داشته است.

- فرایند ترکیب شده دارای مجموعاً ۸۶۹۴ کیلووات تخریب اکسرژی است که تجهیزات برنر (۱۹۹۷ کیلووات)، مبدل حرارتی E-103 (۲۹۰۳ کیلووات) و برج دفع (۱۱۲۱ کیلووات) سهم ۶۹/۳ درصدی از کل برگشت‌ناپذیری را به خود اختصاص داده‌اند.
 - بر اساس تحلیل قانون دوم، توربین گازی و سرمایه‌ش گاز طبیعی مایع شده؛ به ترتیب با سهم ۳۰/۲۶ درصد و ۴۱/۳۴ درصد، بیشترین سهم را در تخریب اکسرژی سامانه داشته‌اند.
 - مطالعات عاملی نشان داده است افزایش دمای هوای ورودی به برنر با کاهش هم‌زمان تخریب اکسرژی در برنر و E-100 می‌تواند باعث ارتقای قابل توجه بازده انرژی (۰/۶۲۶۹)، بازده اکسرژی (۰/۴۵۸۷)، بازده الکتریکی (۰/۴۷۲۰) و ذخیره سوخت (۰/۴۲۸۸) شود.
 - افزایش دمای هوا تا ۱۰۰۰ درجه سانتی‌گراد موجب کاهش هزینه‌های کلی فرایند و هزینه هر واحد محصول به ترتیب تا ۲۶۸ دلار بر ساعت و ۲۲/۷۵ دلار بر گیگاژول شده است که نسبت به طراحی پایه کاهش‌هایی معادل ۴۵/۹۷ درصد و ۱۲/۲۵ درصد را نشان می‌دهد.
 - علاوه بر این، مشخص شد که افزایش دبی حلال مونواتانول آمین، انتشار کلی و خالص دی‌اکسیدکربن را به میزان چشمگیری کاهش می‌دهد؛ اما هم‌زمان بازده انرژی و اکسرژی به دلیل کاهش دمای منبع حرارتی (گاز دودکش) کاهش خواهند یافت.
- البته باید توجه داشت که سامانه پیشنهادی از انرژی سرمای LNG استفاده کرده است. منبع زیست‌گاز به صورت خام در ایران به وفور در دسترس است و فناوری‌های مربوط به تصفیه نیز در ایران وجود دارند (شیرین‌سازی، شستشو با آب و...) ولی نکته مهم استفاده از اکسرژی LNG برای ترکیب با زیست‌گاز است که در ایران چندان توسعه نیافته است. البته ارائه این مقاله می‌تواند چشم‌اندازی ارائه کند؛ ولی تجاری‌سازی بدون شک زمان‌بر است. زیرا در ایران هیچ کارخانه توسعه‌یافته‌ای برای تولید LNG وجود ندارد. عدم وجود کارخانه LNG به این دلیل است که زیرساخت‌های کشور ایران مبتنی بر گاز طبیعی هستند نه LNG به همین دلیل این‌چنین فرایندی را باید در دو صورت برای تجاری‌سازی مدنظر قرار داد:
- ایران به سطح بالایی از استفاده از LNG برسد.
 - در کشورهایی که به وفور LNG را از خاورمیانه از جمله کشوری مانند قطر وارد می‌کنند و پس از تبخیر مجدد آن را به عنوان سوخت استفاده می‌کنند.

- Procedia*, 114, 6181–6196, 2017.
- [31] Zhang, Y., Chen, H., Chen, C.-C., Plaza, J. M., Dugas, R., & Rochelle, G. T. Rate-Based Process Modeling Study of CO₂ Capture with Aqueous Monoethanolamine Solution, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 48, 9233-9246, 2009.
- [32] Aghighi, Z., Bonyadi, M., Darvishi, P., Shamsi, M., & Moeini, H. A Comparative Evaluation of mER, PR, and PT EOSs Coupled with the UNIQUAC Activity Model for Predicting Gas Hydrate Formation Pressure in the Presence of Methanol and Monoethylene Glycol, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 63, 2361-2373, 2024.
- [33] Shamsi, M., Obaid, A., Vaziri, M., Mousavian, S., Hekmatian, A., & Bonyadi, M. A comprehensive comparison of the turbo-expander, Joule-Thomson, and combination of mechanical refrigeration and Joule-Thomson processes for natural gas liquids production, *Energy*, 295, 131032, 2024.
- [34] dos Santos, R. O., de Sousa Santos, L., & Prata, D. M. Simulation and optimization of a methanol synthesis process from different biogas sources, *Journal of Cleaner Production*, 186, 821-830, 2018.
- [35] Shamsi, M., Mousavian, S., Rooeentan, S., Karami, B., Moghaddas, S., & Afshardoost, A. Performance assessment of a geothermal-and LNG-driven zero-carbon multi-generation system for production of potable water, green hydrogen, and utilities, *Thermal Science and Engineering Progress*, 60, 103396, 2025.
- [36] Cao, Y., Dhahad, H. A., Togun, H., Anqi, A. E., Farouk, N., & Farhang, B. Proposal and thermo-economic optimization of using LNG cold exergy for compressor inlet cooling in an integrated biomass fueled triple combined power cycle, *International Journal of Hydrogen Energy*, 46, 15351-15366, 2021.
- [37] Shamsi, M., Obaid, A. A., Farokhi, S., & Bayat, A. A novel process simulation model for hydrogen production via reforming of biomass gasification tar, *International Journal of Hydrogen Energy*, 47, 772-781, 2022.
- [38] Shamsi, M., Karami, B., Cheraghdar, A., Mousavian, S., Makki, M., & Rooeentan, S. Evaluation of an environmentally-friendly poly-generation system driven by geothermal energy for green ammonia production, *Fuel*, 365, 131037, 2024.
- [39] Laribi, S., Dubois, L., De Weireld, G., & Thomas, D. Study of the post-combustion CO₂ capture process by absorption-regeneration using amine solvents applied to cement plant flue gases with high CO₂ contents, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 90, 102799, 2019.
- [40] Yu, W., Wang, W., & Qi, Y. Multi-Aspect Evaluation of a Novel Geothermal-Driven Trigeration System for Cooling, Heat, and Power Generation, *Applied Thermal Engineering*, 236, 121593, 2023.
- [41] Bravo, J., Drapanauskaite, D., Sarunac, N., Romero, C., Jesikiewicz, T., & Baltrusaitis, J. Optimization of energy requirements for CO₂ post-combustion capture process through advanced thermal integration, *Fuel*, 283, 118940, 2021.
- [42] Zhou, F., Zhu, L., Yang, L., Hong, Y., & Xu, J. Analysis of a novel power plant based on tars from biomass gasifier as fuel gas, *Applied Thermal Engineering*, 223, 121148, 2023.
- [43] Ding, P., Liu, X., Qi, H., Shen, H., Liu, X., & Farkoush, S. G. Multi-objective optimization of a new cogeneration system driven by gas turbine cycle for power and freshwater production, *Journal of Cleaner Production*, 288, 125639, 2021.
- [44] Shamsi, M., Sheidaei, M., Karami, B., Cheraghdar, A., Bakhsheshi, S., & Afshardoost, A. Development of an off-grid polygeneration system utilizing multi-waste heat recovery from low-grade heat sources for sustainable production of e-methanol, potable water, liquefied CO₂, and
- [16] Nami, H., & Anvari-Moghaddam, A. Geothermal driven micro-CCHP for domestic application – Exergy, economic and sustainability analysis, *Energy*, 207, 118197, 2020.
- [17] Wang, J., Ren, C., Gao, Y., Chen, H., & Dong, J. Performance investigation of a new geothermal combined cooling, heating and power system, *Energy Conversion and Management*, 208, 112591, 2020.
- [18] Musharavati, F., Khanmohammadi, S., Pakseresht, A. H., & Khanmohammadi, S. Enhancing the performance of an integrated CCHP system including ORC, Kalina, and refrigeration cycles through employing TEG: 3E analysis and multi-criteria optimization, *Geothermics*, 89, 101973, 2021.
- [19] Chaiyat, N. A multigeneration system of combined cooling, heating, and power (CCHP) for low-temperature geothermal system by using air cooling, *Thermal Science and Engineering Progress*, 21, 100786, 2021.
- [20] Cao, L., Wang, J., Yang, Y., Wang, Y., Li, H., Lou, J., Rao, Q., & Li, Y. Dynamic analysis and operation simulation for a combined cooling heating and power system driven by geothermal energy, *Energy Conversion and Management*, 228, 113656, 2021.
- [21] Parikhani, T., Delpisheh, M., Haghghi, M. A., Holagh, S. G., & Athari, H. Performance enhancement and multi-objective optimization of a double-flash binary geothermal power plant, *Energy Nexus*, 2, 100012, 2021.
- [22] Athari, H., Kiasatmanesh, F., Haghghi, M. A., Teymourzadeh, F., Yagoublou, H., & Delpisheh, M. Investigation of an auxiliary option to meet local energy demand via an innovative small-scale geothermal-driven system; a seasonal analysis, *Journal of Building Engineering*, 50, 103902, 2022.
- [23] Ghorbani, S., Deymi-Dashtebayaz, M., Dadpour, D., & Delpisheh, M. Parametric study and optimization of a novel geothermal-driven combined cooling, heating, and power (CCHP) system, *Energy*, 263, 126143, 2023.
- [24] Ahmadi, P., Dincer, I., & Rosen, M. A. Development and assessment of an integrated biomass-based multi-generation energy system, *Energy*, 56, 155-166, 2013.
- [25] Zhang, X., Liu, X., Sun, X., Jiang, C., Li, H., Song, Q., Zeng, J., & Zhang, G. Thermodynamic and economic assessment of a novel CCHP integrated system taking biomass, natural gas and geothermal energy as co-feeds, *Energy Conversion and Management*, 172, 105–118, 2018.
- [26] Xu, Z., Huang, J., Muhammad, T., Agrawal, M. K., Ayadi, M., Ahmed, M. A., Ooi, J. B., & Xiao, F. Design and comprehensive thermo-enviro-economic assessment of an innovative polygeneration system using biomass fuel and LNG regasification: A CCHP-thermally desalination application, *Process Safety and Environmental Protection*, 183, 925–944, 2024.
- [27] Wang, L., Bo, G., Gao, R., Ayadi, M., Chammam, W., Ooi, J. B., & Qin, M. Thermoeconomic assessment of an innovative combined cooling, heating, and power system based on biomass combustion, TCO₂ cycle, absorption chiller, and desalination, *Process Safety and Environmental Protection*, 184, 151–169, 2024.
- [28] Shamsi, M., Naeiji, E., Rooeentan, S., Shahandashty, B. F., Namegoshtayfard, P., & Bonyadi, M. Proposal and investigation of CO₂ capture from fired heater flue gases to increase methanol production: A case study, *Energy*, 274, 127375, 2023.
- [29] Shamsi, M., Naeiji, E., Vaziri, M., Moghaddas, S., Gomari, K. E., Naseri, M., & Bonyadi, M. Optimization of energy requirements and 4E analysis for an integrated post-combustion CO₂ capture utilizing MEA solvent from a cement plant flue gas, *Environment, Development and Sustainability*, 27, 9379-9405, 2025.
- [30] Dubois, L., Laribi, S., Mouhoubi, S., De Weireld, G., & Thomas, D. Study of the postcombustion CO₂ capture applied to conventional and partial oxyfuel cement plants, *Energy*

- utilities, *Renewable Energy Focus*, 55, 100728, 2025.
- [45] Afshardoost, A., & Shamsi, M. Sustainable development and optimization of a geothermal-biomass hybrid energy system for green hydrogen production, *Energy Conversion and Management*, 27, 101106, 2025.
- [46] Dubois, L., & Thomas, D. Comparison of various configurations of the absorption-regeneration process using different solvents for the post-combustion CO₂ capture applied to cement plant flue gases, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 69, 20-35, 2018.
- [47] Siddiqui, O., Dincer, I., & Yilbas, B. Development of a novel renewable energy system integrated with biomass gasification combined cycle for cleaner production purposes, *Journal of Cleaner Production*, 241, 118345, 2019.
- [48] Bicer, Y., & Dincer, I. Energy and exergy analyses of an integrated underground coal gasification with SOFC fuel cell system for multigeneration including hydrogen production, *International Journal of Hydrogen Energy*, 40, 13323-13337, 2015.
- [49] Nafchi, F. M., Baniasadi, E., Afshari, E., & Javani, N. Performance assessment of a direct steam solar power plant with hydrogen energy storage: An exergoeconomic study, *International Journal of Hydrogen Energy*, 47, 26023-26037, 2022.
- [50] Shamsi, M., Rahimi, M., Sheidaei, M., Majidi Dorcheh, S. H., & Bonyadi, M. A new integrated process for LNG production based on the single mixed refrigerant: energy, exergy, environmental and economic analysis, *Arabian Journal for Science and Engineering*, 48, 15805-15821, 2023.
- [51] Adhikari, S., Fernando, S., Gwaltney, S. R., To, S. D. F., Bricka, R. M., Steele, P. H., & Haryanto, A. A thermodynamic analysis of hydrogen production by steam reforming of glycerol, *International Journal of Hydrogen Energy*, 32, 2875-2880, 2007.
- [52] Mehrpooya, M., Ghorbani, B., & Abedi, H. Biodiesel production integrated with glycerol steam reforming process, solid oxide fuel cell (SOFC) power plant, *Energy Conversion and Management*, 206, 112467, 2020.
- [53] Guo, S., Guo, L., Cao, C., Yin, J., Lu, Y., & Zhang, X. Hydrogen production from glycerol by supercritical water gasification in a continuous flow tubular reactor, *International Journal of Hydrogen Energy*, 37, 5559-5568, 2012.
- [54] Cao, Y., & Ehyaei, M. Energy, exergy, exergoenvironmental, and economic assessments of the multigeneration system powered by geothermal energy, *Journal of Cleaner Production*, 313, 127823, 2021.
- [55] Li, S., Zhu, L., He, Y., Fan, J., & Lv, L. Thermodynamic evaluation of CCHP system based on biomass gasification by exploring the feasibility of using CO₂ as gasification agent, *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, 42, 100867, 2020.
- [56] Mehr, A., Mahmoudi, S., 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*, 105, 596-606, 2015.