

تحلیل ترمودینامیکی و اقتصادی یک پیکربندی نوین مایع‌سازی هیدروژن بر مبنای انرژی زمین‌گرمایی دما پایین

شهرام خداپرست دانشجوی دکتری، گروه مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی ارومیه، ارومیه، ایران، khodaparast85@gmail.com
وحید زارع دانشیار، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه تبریز، تبریز، ایران، v_zare@tabrizu.ac.ir
فرزاد محمدخانی* استادیار، دانشکده فنی و مهندسی خوی، دانشگاه صنعتی ارومیه، ارومیه، ایران، f.mohammadkhani@uut.ac.ir

چکیده

در این مقاله یک سیستم نوین مایع‌سازی هیدروژن بر پایه انرژی زمین‌گرمایی پیشنهاد می‌شود که در آن ابتدا نیتروژن به مایع تبدیل شده و سپس برای کاهش دمای گاز هیدروژن، در چرخه مایع‌سازی هیدروژن (کلاود) مورد استفاده قرار می‌گیرد. این سیستم شامل چهار زیر سیستم از جمله چرخه رانکین آلی، چیلر جذبی آب و آمونیاک و دو چرخه کلاود جهت مایع‌سازی نیتروژن و هیدروژن می‌باشد. منبع انرژی ورودی به سیستم سیال زمین‌گرمایی با دمای 200°C و دبی جرمی 100 kg/s در نظر گرفته شده است. سیستم پیشنهادی از نظر ترمودینامیکی و اقتصادی مورد تحلیل قرار می‌گیرد. سپس با مطالعه پارامتری سیستم پیشنهادی، تاثیر فشار خروجی کمپرسور، دمای ورودی انرژی زمین‌گرمایی، دمای تبخیر کننده و دمای ژنراتور بر روی بازده انرژی، هزینه تولید هیدروژن مایع و نسبت مایع‌سازی هیدروژن بررسی می‌شود. همچنین افزایش فشار خروجی کمپرسور باعث افزایش توان مصرفی سیستم نیز می‌شود. همچنین در دمای سیال زمین‌گرمایی 430 K بازده انرژی سیستم 69% محاسبه شده است. علاوه بر این نتایج حاصل از تحلیل اقتصادی نشان می‌دهد که هزینه تولید $6/629\text{ kg/s}$ هیدروژن مایع برابر $1/39\text{ \$/kg}$ ($7/79\text{ \$/GJ}$) می‌باشد.

واژه‌های کلیدی: چرخه کلاود، مایع‌سازی، انرژی زمین‌گرمایی، انرژی، تحلیل اقتصادی، مطالعه پارامتری.

Thermodynamic and economic analysis of a new hydrogen liquefaction configuration based on low-temperature geothermal energy

Sh. Khodaparast
V. Zare
F. Mohammadkhani

Department of Mechanical Engineering, Urmia University of Technology, Urmia, Iran
 Faculty of Mechanical Engineering, University of Tabriz, Tabriz, Iran
 Engineering Faculty of Khoy, Urmia University of Technology, Urmia, Iran

Abstract

In this paper, a new system is proposed for the hydrogen liquefaction based on geothermal energy, in which, the nitrogen is first converted to liquid, and then, is used as to temperature decrease the gas hydrogen, in the hydrogen liquefaction cycle. This system includes four sub-systems; an Organic Rankine Cycle (ORC), an ammonia-water absorption chiller, and two Claude cycles for hydrogen and nitrogen liquefaction. The geothermal fluid at a temperature of 200°C and a mass flow rate of 100 kg/s is considered as the energy source of the system. The proposed system is assessed from the thermodynamics and economic viewpoints. Then, the effects of the compressor outlet pressure, the geothermal fluid inlet temperature, the evaporator temperature, and the generator temperature on the exergy efficiency, the cost of the produced liquid hydrogen, and the hydrogen liquefaction ratio are investigated through a parametric study. Also, increasing the compressor outlet pressure increases the power consumption of the system. Also, at the geothermal fluid temperature of 430 K , the exergy efficiency of the system is determined as 69% . Moreover, the results of the economic analysis show that the production cost of 6.629 (kg/s) liquid hydrogen will be $1.39\text{ \$/kg}$ ($7.79\text{ \$/GJ}$).

Keywords: Claude cycle, liquefaction, geothermal energy, exergy, economic analysis, parametric study.

۱- مقدمه

بنابراین، برای ذخیره‌سازی، چگال‌تر ساختن و حمل و نقل هیدروژن نیاز است که به مایع تبدیل شود. چگالی انرژی بالای آن (MJ.L) $10/1$ ، که به آن ظرفیت ذخیره سازی بالاتری می‌دهد [۱]. برای مایع‌سازی هیدروژن، دما و فشار گاز باید در محدوده‌ای قرار بگیرد که ضریب ژول-تامسون آن مثبت باشد. مایع‌سازی هیدروژن عموماً به سه طریق از جمله فرایند لیند-هامپسون همراه با پیش‌سردسازی، فرایند کلاود و فرایند سردسازی توسط سیکل هلیوم انجام می‌گیرد. در این فرایندها، هیدروژن ابتدا به وسیله‌ی کمپرسورهای خنک‌شونده‌ی داخلی به صورت هم‌دما فشرده‌سازی شده و سپس وارد مرحله‌ی پیش‌سردسازی می‌شود و دمایش به پایین‌تر از

تقاضای روزافزون انرژی جهانی برای رشد اقتصادی پایدار، استاندارد زندگی انسان‌ها را افزایش داده است. با این حال، انتشار گازهای گلخانه‌ای بر محیط زیست تأثیر منفی گذاشته است. به دنبال کاهش سوخت‌های فسیلی و آلودگی زیست‌محیطی ایجاد شده نیاز به جایگزینی سوخت پاک بیشتر احساس می‌گردد. از آنجایی که هیدروژن هیچ‌گونه آلودگی زیست‌محیطی تولید نمی‌کند می‌تواند یک جایگزین خوب برای سوخت‌های فسیلی و کاهش آلودگی باشد. با این حال، اگر هیدروژن با چگالی انرژی کم تا 700 bar فشرده شود باز در فاز گازی باقی می‌ماند که ذخیره‌سازی آن را در مقیاس بزرگ ناکارآمد می‌کند.

* نویسنده مکاتبه کننده، آدرس پست الکترونیکی: f.mohammadkhani@uut.ac.ir

تاریخ دریافت: ۱۴۰۲/۸/۱۳

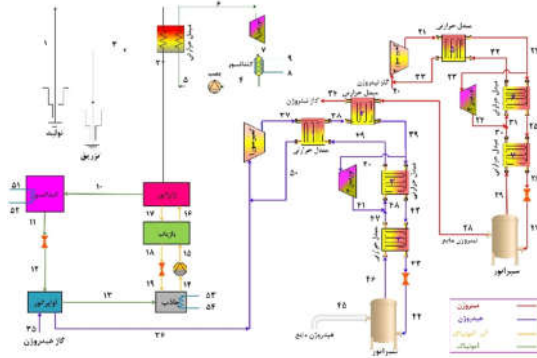
تاریخ پذیرش: ۱۴۰۲/۱۱/۱۷

دمای وارونگی کاهش می‌یابد. هیدروژن پیش سرد شده وارد مرحله سردسازی کرایوژنیک می‌شود و دمای آن تا حد ممکن کاهش می‌یابد. هیدروژن پس از مرحله سردسازی وارد مرحله نهایی (بخش مایع سازی) می‌شود. مایع‌سازی هیدروژن از طریق انبساط آنتالپی ثابت (شیر ژول- تامسون) انجام می‌گیرد و هیدروژن مایع تولید شده، ذخیره سازی می‌گردد [۲].

یلماز و همکاران [۳]، هفت سیستم تولید و مایع‌سازی هیدروژن با استفاده از انرژی زمین گرمایی را مورد مطالعه قرار دادند. که یکی از آنها چرخه سرمایش لیند هامسون جهت مایع‌سازی هیدروژن می‌باشد. یوکسل و همکاران [۴]، به مطالعه ترمودینامیکی یک سیستم ترکیبی تولید و مایع‌سازی هیدروژن با استفاده از انرژی زمین گرمایی و الکترولایز پرداختند. در این تحقیق ابتدا هیدروژن در سیستم تولید و سپس توسط چرخه پیش سرمایش به مایع تبدیل شده و در یک تانک مخصوص ذخیره می‌شود. اسدنیا و همکاران [۵]، به معرفی و تحلیل یک سیستم مایع‌سازی هیدروژن در مقیاس بزرگ با ظرفیت تولید ۱۰۰ تن هیدروژن مایع در روز، پرداختند. نتایج تحلیل آنها نشان داد که توان مصرفی سیستم در حدود $7/69 \text{ kWh/kg}$ و بازده انرژی $35/5\%$ می‌باشد. ابراهیمی و همکارانش [۶]، به بررسی تولید و مایع‌سازی هیدروژن، و مایع‌سازی اکسیژن با استفاده از انرژی خورشیدی پرداختند. این سیستم توان تولید 7116 kg/h هیدروژن مایع و 57597 kg/h اکسیژن مایع را دارد. کاردللا و همکاران [۷]، به بهبود عملکرد یک سیستم مایع‌سازی هیدروژن از نظر انرژی و اقتصادی پرداختند. نتایج آنها بهبود عملکرد سیستم و کاهش قیمت هیدروژن مایع تولیدی به میزان 67% را نشان می‌دهد. یلماز و همکاران [۸]، به تحلیل ترمودینامیکی و اقتصادی یک سیستم تولید و مایع‌سازی هیدروژن بر پایه انرژی زمین گرمایی پرداختند. نتایج آنها نشان می‌دهد که توان مفید تولیدی سیستم 7978 kW ، بازده انرژی کلی سیستم $38/37\%$ ، هزینه تولید هیدروژن مایع $1/088 \text{ \$/kg}$ می‌باشد. نوری و همکاران [۹]، به تحلیل و بررسی یک سیستم ترکیبی تولید هیدروژن و اکسیژن با استفاده از الکترولایز، و مایع‌سازی هیدروژن و کربن دی‌اکسید بر پایه انرژی خورشیدی پرداختند. نتایج آنها نشان می‌دهد که این سیستم می‌تواند $3/359 \text{ kg/s}$ هیدروژن مایع و $1/04 \text{ kg/s}$ کربن دی‌اکسید مایع تولید کند. انصاری نصب و همکاران [۱۰]، فرایند مایع‌سازی هیدروژن را به طور کامل مورد تحلیل و بررسی قرار دادند. نتایج آنها نشان داد که بازده انرژی چرخه اول $67/53\%$ و بازده انرژی چرخه دوم $52/24\%$ می‌باشد. یوکسل و همکاران [۱۱]، یک سیستم ترکیبی جدیدی جهت تولید و مایع‌سازی هیدروژن معرفی و تحلیل کردند. نتایج آنها بیان می‌کند که بازده انرژی و انرژی سیستم به ترتیب $61/57\%$ و $58/15\%$ می‌باشد. یلماز و همکاران [۱۲]، یک سیستم مایع‌سازی هیدروژن با استفاده از سیکل پیش سرمایشی و براساس انرژی زمین گرمایی را از نظر ترمودینامیکی مورد تحلیل و بررسی قرار دادند نتایج آنها نشان می‌دهد که هزینه انرژی هیدروژن تولیدی به $2/42 \text{ \$/kg LH2}$ کاهش می‌یابد. سیام و همکارانش [۲]، یک سیستم ترکیبی تولید هیدروژن مایع در مقیاس بزرگ با انرژی زمین گرمایی و نیروگاه ایزوبوتان را بررسی کردند. این سیستم مایع‌سازی هیدروژن، برای تولید 355 تن در روز هیدروژن مایع استفاده می‌شود. یلماز [۱۳]، یک سیستم مایع‌سازی هیدروژن با چرخه جذبی پیش

سرمایش با استفاده از انرژی زمین گرمایی را از نظر انرژی و اقتصادی مورد بررسی قرار داد. نتایج نشان داد که هزینه تولید هیدروژن مایع $1/114 \text{ \$/kg LH2}$ خواهد بود. چانگ و همکارانش [۱۴]، بررسی و طراحی سیستم مایع‌سازی هیدروژن با استفاده از انرژی سرد گاز طبیعی مایع را انجام دادند. ابراهیمی و همکارانش [۱۵]، یک سیستم جدید برای تولید هیدروژن مایع با استفاده از بایومس و گازسازی معرفی کردند به طوری که این سیستم می‌توانست $8/097 \text{ MW}$ توان، $0/1660 \text{ kg/s}$ هیدروژن مایع و $5/81 \text{ kg/s}$ دی‌اکسید کربن تولید کند. جویباری و همکارانش [۱۶]، یک سیستم نوین جهت تولید هیدروژن مایع را معرفی کردند. نتایج نشان می‌دهد که این سیستم می‌تواند با مصرف $596/5 \text{ MW}$ توان، $32/34 \text{ kg/s}$ هیدروژن مایع تولید کند. فرامزی و همکارانش [۱۷]، یک سیستم جدید با ظرفیت تولید 369 تن در روز هیدروژن مایع را پیشنهاد دادند. سپس سیستم از نظر انرژی، انرژی و اکونومیکی مورد تحلیل قرار می‌گیرد. نگواش و همکاران [۱۸]، طراحی و آنالیز سیستم ترکیبی تولید و ذخیره هیدروژن مایع را مورد مطالعه قرار دادند. این سیستم شامل چرخه آلی رانکین و چیلر جذبی بوده که برای پیش سرمایش هیدروژن از هوای مایع نیز استفاده می‌شود. تقوی و همکارانش [۱۹]، یک سیستم جدید ترکیبی تولید هیدروژن مایع بر پایه انرژی خورشیدی را معرفی کرده سپس از نظر ترمودینامیکی مورد تحلیل و بررسی قرار دادند. ایمره و همکارانش [۲۰]، یک سیستم جدید تولید و مایع‌سازی هیدروژن براساس انرژی خورشیدی را مورد مطالعه قرار دادند. این سیستم شامل چند زیر سیستم از جمله چرخه مایع‌سازی هیدروژن و چیلر جذبی می‌باشد. بیان و همکارانش [۲۱]، عملکرد دو نوع سیستم مایع‌سازی هیدروژن را از منظر اقتصادی مورد تحلیل و بررسی قرار دادند. در این سیستم برای پیش سرمایش هیدروژن از هلیوم و مبادله‌کن گرمایی استفاده می‌شود. قربانی و همکاران [۲۲]، یک سیستم نوین مایع‌سازی هیدروژن را معرفی کنند که قادر است روزانه 290 تن هیدروژن مایع تولید کند. این سیستم شامل چند زیر سیستم از جمله چرخه مایع‌سازی هیدروژن می‌باشد. این سیستم باعث مصرف انرژی کمتر و افزایش انرژی می‌شود. کائو و همکاران [۲۳]، یک سیستم تولید توان و مایع‌سازی هیدروژن بر پایه انرژی زمین گرمایی را طراحی کردند. نتایج آنها نشان داد که هزینه تولید هیدروژن مایع در حدود $3/8 \text{ \$/kg.LH2}$ می‌باشد.

هدف از ارائه این سیستم بهبود عملکرد سیستم‌های قبلی مایع‌سازی هیدروژن و افزایش ضریب عملکرد سیستم می‌باشد. همان گونه که در تحقیقات گذشته عنوان شد برای سردسازی هیدروژن، از نیتروژن مایع نیز استفاده می‌شود. و در همه محاسبات کار لازم برای مایع‌سازی نیتروژن مقداری ثابت در نظر گرفته شده و در کار مصرفی کل سیستم آن مقدار ثابت استفاده می‌شود. در تحقیق حاضر این ایراد برطرف شده و چرخه مجزایی جهت مایع‌سازی نیتروژن تعریف شده به طوری که کار مصرفی آن وابسته به گاز هیدروژن ورودی به چرخه اصلی می‌باشد به عبارتی در این سیستم پیشنهادی به ازای هر واحد جرم گاز هیدروژن ورودی به سیکل جهت مایع‌سازی، جرم نیتروژن مایع موردنیاز متفاوت بوده و به تناسب آن مقدار کار مصرفی جهت مایع‌سازی نیتروژن نیز متفاوت خواهد بود، سپس این چرخه با چرخه مایع‌سازی هیدروژن (کلاود) لینک شده و هیدروژن را تا دمای -253



شکل ۱- طرحواره سیستم پیشنهادی

در ادامه برای تحلیل سیستم یک برنامه کامپیوتری در نرم افزار EES^۳ نوشته شده و سپس عملکرد ترمودینامیکی و اقتصادی سیستم با تغییر پارامترهای طراحی و متغیرهای تصمیم‌گیری در تحلیل این سیستم مانند دبی هیدروژن ورودی، فشار خروجی از کمپرسور، دمای اواپراتور و دمای ورودی به کمپرسور مورد مطالعه قرار گرفته است.

۲-۱- مدل‌سازی و تحلیل سیستم

در این قسمت فرضیات حاکم در تحلیل سیستم پیشنهادی جهت مدل‌سازی ترمودینامیکی و اقتصادی آورده شده است. این فرضیات عبارتند از:

- کلیه اجزای چرخه ترکیبی آدیاباتیک در نظر گرفته شده است.
- جریان سیال در کلیه اجزا پایا می‌باشد.
- از تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل صرف‌نظر شده است.
- رفتار تمام گازها ایده‌آل فرض شده است.
- بازده آیزنتروپیک کمپرسورها ۷۰ درصد فرض شده است [۱۲].
- بازده آیزنتروپیک توربین‌ها ۸۰ درصد در نظر گرفته شده است [۱۲].
- بازده مبادله‌کن‌های گرمایی ۹۵ درصد فرض شده است [۱۲].
- در جذب کننده و کندانسور از آب با دمای محیط برای خنک‌کاری استفاده شده است.

برای تحلیل سیستم از منظر انرژی، از قانون بقای جرم و قانون اول ترمودینامیک استفاده می‌شود. معادلات مربوط به موازنه جرمی و قانون اول ترمودینامیک در حالت پایا به صورت زیر خواهد بود [۲۴]:

$$\sum \dot{m}_{in} = \sum \dot{m}_{out} \quad (1)$$

$$\dot{Q} + \sum \dot{m}_{in} h_{in} = \dot{W} + \sum \dot{m}_{out} h_{out} \quad (2)$$

۲-۲- معادلات چرخه کلاود

در این قسمت معادلات مربوط به چرخه کلاود آورده شده است. گاز هیدروژن پس از سرد شدن و خروج از تبخیر کننده وارد کمپرسور شده و عمل مایع‌سازی با استفاده از چرخه کلاود صورت می‌گیرد. در این قسمت معادلات بقای جرم و انرژی و معادلات انرژی برای سیکل نوشته می‌شود. معادله موازنه انرژی برای چرخه کلاود به صورت زیر نوشته می‌شود [۲۵]:

درجه سلسیوس رسانده و به مایع تبدیل می‌کند. در این تحقیق یک پیکر بندی جامع جهت مایع‌سازی نیتروژن و هیدروژن معرفی می‌شود که در آنها ابتدا نیتروژن مایع شده سپس در مایع‌سازی هیدروژن از آن استفاده می‌شود. نوآوری این سیستم مایع‌سازی نیتروژن در یک چرخه مجزا و استفاده آن در مایع‌سازی هیدروژن می‌باشد. به طوری که کار مصرفی چرخه مایع‌سازی نیتروژن وابسته به گاز هیدروژن ورودی به چرخه اصلی خواهد بود. در ادامه سیستم پیشنهادی از نظر ترمودینامیکی و اقتصادی مورد تحلیل و بررسی قرار می‌گیرد. سپس با مطالعه پارامتری سیستم پیشنهادی، تاثیر فشار خروجی کمپرسور، دمای ورودی انرژی زمین گرمایی، دمای تبخیر کننده و دمای ژنراتور بر روی بازده انرژی، FOM^۱ (بازده انرژی چرخه مایع‌سازی)، SPS^۲ (کار مصرفی ویژه سیستم)، هزینه تولید هیدروژن مایع و نسبت مایع-ساز هیدروژن بررسی می‌شود.

۲- معرفی سیستم پیشنهادی

سیستم پیشنهادی که در شکل ۱ مشاهده می‌شود شامل چندین زیر سیستم است. این زیر سیستم‌ها شامل انرژی زمین گرمایی، چرخه رانکین آلی، چیلر جذبی تک اثره آب و آمونیاک، چرخه کلاود برای مایع‌سازی نیتروژن و یک چرخه کلاود دیگر برای مایع‌سازی هیدروژن استفاده می‌باشد. انرژی زمین گرمایی با دمای ۲۰۰°C و با دبی جرمی ۱۰۰ kg/s وارد سیستم می‌شود. در این سیستم قسمتی از انرژی زمین گرمایی در چرخه رانکین جهت تامین توان مصرف و مابقی وارد ژنراتور چیلر جذبی شده تا باعث کارکرد آن شود. در چرخه رانکین آلی از سیال عامل آمونیاک استفاده شده تا سیستم بتواند بیشترین توان تولیدی را داشته باشد. همچنین در این سیستم از چیلر جذبی تک اثره آب-آمونیاک استفاده می‌شود. گاز هیدروژن با دمای محیط وارد تبخیر کننده شده و پس از سرد شدن و با دمای ۲۵/۶°C از آن خارج شده و برای مایع شدن وارد چرخه کلاود می‌شود. در ادامه برای کاهش دمای هیدروژن و کاهش کار مورد نیاز مایع‌سازی هیدروژن، از نیتروژن مایع استفاده می‌شود که در این سیستم ابتدا نیتروژن توسط چرخه کلاود بالادستی مایع شده و سپس در مایع‌سازی هیدروژن استفاده می‌شود. در ادامه ۶۰ تا ۸۰ درصد گاز خروجی از مبادله‌کن گرمایی وارد موتور انبساطی شده و جریان گاز از مبادله‌کن گرمایی دوم و سوم عبور می‌کند. همچنین در این چرخه با استفاده از موتور انبساطی، میزان کار مورد نیاز تراکم کاهش داده می‌شود و در نهایت با استفاده از شیر انبساط در یک فرآیند آنتالپی ثابت فشار کاهش یافته و سپس هیدروژن مایع تولید می‌شود.

¹ Figure Of Merit (second law efficiency)

² Specific power Consumption

³ Engineering Equation Solver

$$(\dot{m}_{36} - \dot{m}_{45})h_{50} + \dot{m}_{45}h_{45} + \dot{m}_{41}h_{40} - \dot{m}_{36}h_{37} - \dot{m}_{41}h_{41} = 0 \quad (3)$$

نسبت دبی جرمی عبوری از توربین به صورت زیر تعریف می‌شود [۲۵]:

$$x = \frac{\dot{m}_{41}}{\dot{m}_{36}} \quad (4)$$

همچنین نسبت جرمی هیدروژن مایع شده نیز به صورت زیر تعریف می‌شود [۲۵]:

$$y_{liq} = \frac{\dot{m}_{45}}{\dot{m}_{36}} = \frac{h_{36} - h_{37}}{h_{36} - h_{45}} + x \frac{h_{41} - h_{40}}{h_{36} - h_{45}} \quad (5)$$

با استفاده از معادله (۶) مقدار کار برگشت‌پذیر چرخه کلاود و با استفاده از معادله (۷) کار کل مصرفی در سیستم بدست می‌آید. همچنین کار لازم برای مایع‌سازی هیدروژن نیز به وسیله معادله (۸) محاسبه می‌شود [۲۵]:

$$W_{liq,rev} = h_{45} - h_{36} - T_0(S_{45} - S_{36}) \quad (6)$$

$$W_{in} = W_{comp} - W_{turb} + W_{N_2} \quad (7)$$

$$W_{liq,act} = \frac{W_{in}}{y_{liq}} \quad (8)$$

۲-۳- تحلیل اگزرواکنومی

تحلیل اگزروی نیز براساس قانون دوم ترمودینامیک صورت می‌گیرد. اگزروی، حداکثر کار قابل حصول از یک سیستم می‌باشد که به چهار قسمت تقسیم می‌شود. دو قسمت آن مربوط به انرژی جنبشی و پتانسیل بوده که ناچیز در نظر گرفته می‌شود. دو قسمت دیگر نیز مربوط به اگزروی شیمیایی و اگزروی جریان سیال می‌باشد که به صورت زیر تعریف می‌شود [۲۴]:

$$\dot{E}x_{ph} = \dot{m}[(h - h_0) - T_0(S - S_0)] \quad (9)$$

$$\dot{E}x_{ch,i} = \dot{n}_i \left[\sum_i x_i ex_{0,i} + \bar{R}T_0 \sum_i x_i \ln x_i \right] \quad (10)$$

معادله کلی موازنه اگزروی برای هر یک از اجزای سیستم به صورت زیر نوشته می‌شود [۲۴]:

$$\dot{E}x^Q + \sum \dot{E}x_{in} = \dot{E}x^W + \sum \dot{E}x_{out} + \dot{E}x_D \quad (11)$$

در اینجا $\sum \dot{E}x_{in}$ اگزروی کل ورودی به سیستم و $\sum \dot{E}x_{out}$ اگزروی کل خروجی از سیستم می‌باشد. همچنین $\dot{E}x^Q$ اگزروی ناشی از گرما، $\dot{E}x^W$ اگزروی ناشی از کار و $\dot{E}x_D$ اگزروی تخریب شده می‌باشد. اگزروی ناشی از کار و گرما به صورت زیر محاسبه می‌شوند [۲۴]:

$$\dot{E}x_Q = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) Q \quad (12)$$

$$\dot{E}x_W = \dot{W} \quad (13)$$

به همین ترتیب اگزروی محصولات برابر است با اختلاف اگزروی گاز هیدروژن ورودی به چیلر جذبی و اگزروی هیدروژن مایع خروجی از چرخه کلاود می‌باشد. و اگزروی مصرفی نیز شامل اگزروی آب ورودی انرژی زمین‌گرمایی و کار مصرفی سیستم می‌باشد. هدف کلی سیستم مایع‌سازی هیدروژن و تولید هیدروژن مایع است بازده اگزروی کل سیستم شامل چرخه رانکین، چرخه چیلر جذبی و دو چرخه کلاود می‌باشد. که به صورت زیر تعریف می‌شود [۲۴]:

$$\varepsilon_{overall} = \frac{\sum_k \dot{E}x_P}{\sum_k \dot{E}x_F} = 1 - \frac{\sum_k \dot{E}x_D}{\sum_k \dot{E}x_F} \quad (14)$$

$$W_{compression} = \dot{W}_{comp,H_2} + \dot{W}_{comp,N_2} + \dot{W}_{pump,abs} + \dot{W}_{pump,ORC} - \dot{W}_{turb,H_2} - \dot{W}_{turb,N_2} - \dot{W}_{turb,ORC} \quad (15)$$

$$\eta_{exergy} = \frac{\dot{E}x_{liq,H_2} - \dot{E}x_{35}}{\dot{E}x_{geo,in} - \dot{E}x_{geo,out} + \dot{W}_{compression}} \quad (16)$$

تجزیه و تحلیل اقتصادی ابزاری مهم برای ارزیابی سیستم‌های مهندسی است. در تجزیه و تحلیل اقتصادی سیستم باید هزینه هر جزء، هزینه‌های بهره‌برداری، نگهداری و هزینه مصرف سوخت سیستم را در نظر گرفت. هزینه اجزا را می‌توان تابعی از متغیرهای ترمودینامیکی تعریف شده در سیستم بیان کرد. در تحلیل اقتصادی، هزینه خرید تجهیزات، هزینه‌های خدمات مهندسی، قیمت سوخت، هزینه‌های تعمیر و نگهداری و ... محاسبه شده و در طول دوره کارکرد سیستم به صورت سالانه هم سطح سازی می‌شوند. برای هم سطح سازی هزینه‌های سالیانه از ضریبی به نام فاکتور بازیافت سرمایه استفاده می‌شود که به صورت زیر تعریف می‌شود [۲۴]:

$$CRF = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (17)$$

که در آن i مقدار متوسط سالیانه نرخ موثر کاهش ارزش پول، n بیانگر عمر اقتصادی در سیستم بر حسب سال می‌باشد [۲۴]:

$$\dot{Z}_k = \dot{Z}_k^{CI} + \dot{Z}_k^{OM} \quad (18)$$

در معادله بالا \dot{Z}_k^{CI} نرخ قیمت کلی بر حسب دلار بر ساعت بوده که شامل قیمت سرمایه‌گذاری و هزینه‌های نگهداری می‌باشد. همچنین معادله کلی بالانس هزینه هر جزء به صورت زیر خواهد بود [۲۴]:

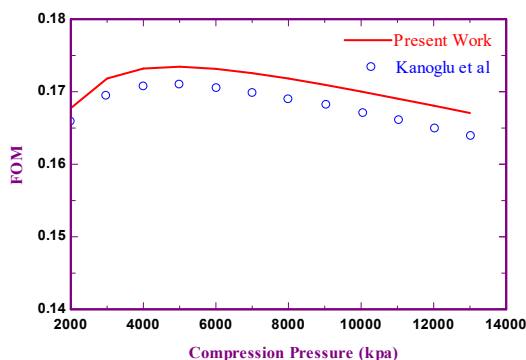
$$\sum \dot{C}_{out,k} + \dot{C}_{w,k} = \sum \dot{C}_{in,k} + \dot{C}_{q,k} + \dot{Z}_k \quad (19)$$

$$\dot{C}_i = c_i \dot{E}x_i \quad (20)$$

جدول ۲- معادلات اقتصادی و موازنه اقتصادی سیستم [۱۲ و ۲۷]

اجزاء	معادلات
پمپ ۱	$3450(\dot{W}_P)^{0.71}$
	$\dot{C}_5 = \dot{C}_4 + \dot{C}_{WP1} + \dot{Z}_{pump1}$
توربین ۱	$\left(\frac{479.34 \dot{m}_6}{0.92 - \eta_{is,T}}\right) \ln \left[\frac{P_6}{P_7}\right] (1 + \exp(0.036 T_6 - 54.4))$
	$\dot{C}_7 + \dot{C}_{WT1} = \dot{C}_6 + \dot{Z}_{turb1}$
چگالنده	$10000 + 324(A_{COND})^{0.91}$
	$\dot{C}_4 + \dot{C}_9 = \dot{C}_7 + \dot{C}_8 + \dot{Z}_{COND1}$
تبخیر کننده	$1.3(190 + 310(A_{EVAP}))$
	$\dot{C}_2 + \dot{C}_6 = \dot{C}_1 + \dot{C}_5 + \dot{Z}_{EVA}$
ژنراتور	$130(A_{gen}/0.093)^{0.78}$
	$\dot{C}_3 + \dot{C}_{17} + \dot{C}_{10} = \dot{C}_2 + \dot{C}_{16} + \dot{Z}_{HPG}$
بازیاب	$1.3(190 + 310(A_{SHE}))$
	$\dot{C}_{16} + \dot{C}_{18} = \dot{C}_{15} + \dot{C}_{17} + \dot{Z}_{SHE}$
پمپ	$3450(\dot{W}_P)^{0.71}$
	$\dot{C}_{14} = \dot{C}_{15} + \dot{C}_{WP2} + \dot{Z}_{pump2}$
جاذب	$130(A_{abs}/0.093)^{0.78}$
	$\dot{C}_{14} + \dot{C}_{54} = \dot{C}_{13} + \dot{C}_{19} + \dot{C}_{53} + \dot{Z}_{Abs}$
چگالنده	$10000 + 324(A_{COND})^{0.91}$
	$\dot{C}_{11} + \dot{C}_{52} = \dot{C}_{51} + \dot{C}_{10} + \dot{Z}_{COND2}$
تبخیر کننده	$1.3(190 + 310(A_{EVAP}))$
	$\dot{C}_{12} + \dot{C}_{35} = \dot{C}_{13} + \dot{C}_{36} + \dot{Z}_{EVA}$
کمپرسور ۱	$\left(\frac{71.1 \dot{m}_{47}}{0.9 - \eta_{is}}\right) \left(\frac{P_{37}}{P_{36}}\right) \ln \left(\frac{P_{37}}{P_{36}}\right)$
	$\dot{C}_{37} = \dot{C}_{38} + \dot{C}_{Wac} + \dot{Z}_{AC}$
مبادله کن گرمائی ۱	$4122 \left(\frac{\dot{m}_{36}(h_{38} - h_{37})}{18 \times \Delta T_{lm}}\right)^{0.6}$
	$\dot{C}_{38} + \dot{C}_{50} = \dot{C}_{37} + \dot{C}_{49} + \dot{Z}_{reg,1}$
مبادله کن گرمائی ۲	$4122 \left(\frac{\dot{m}_{38}(h_{39} - h_{38})}{18 \times \Delta T_{lm}}\right)^{0.6}$
	$\dot{C}_{39} + \dot{C}_{34} = \dot{C}_{38} + \dot{C}_{28} + \dot{Z}_{reg,2}$
مبادله کن گرمائی ۳	$4122 \left(\frac{\dot{m}_{39}(h_{42} - h_{39})}{18 \times \Delta T_{lm}}\right)^{0.6}$
	$\dot{C}_{42} + \dot{C}_{49} = \dot{C}_{48} + \dot{C}_{39} + \dot{Z}_{reg,3}$

انرژی زمین گرمایی در دمای 200°C ، مقدار هیدروژن سرد شده kg/s 0.3131 خواهد بود. در ادامه هیدروژن سرد شده وارد چرخه کلاود جهت مایع‌سازی می‌شود. در چرخه کلاود برای رساندن هیدروژن سرد شده از دمای $9^{\circ}\text{C}/26$ تا دمای $3^{\circ}\text{C}/113$ از نیتروژن مایع استفاده می‌شود. برای این منظور در چرخه بالادست نیتروژن مایع شده و برای پیش سرمایش هیدروژن استفاده می‌شود. به طوری که برای رساندن 31.31 kg/s گاز هیدروژن از دمای $9^{\circ}\text{C}/26$ به دمای $3^{\circ}\text{C}/113$ ، $6/9 \text{ kg/s}$ نیتروژن مایع نیاز است.



شکل ۲- تغییرات FOM بر حسب فشار کمپرسور [۲۵]

جدول ۴- اعتبارسنجی مایع‌سازی نیتروژن توسط چرخه کلاود [۲۶]

	y	$W_{in}(\text{kJ/kg})$	$W_{rev}(\text{kJ/kg})$	COP_{act}
Yilmaz et al	۱۲۰۳	۰/۳۴۹۳	۷۶۲/۱	۰/۳۵۸۵
Present work	۱۱۹۵	۰/۲۴۳۴	۷۳۵/۱	۰/۳۵۳۹

۲-۳- مطالعه پارامتری

در این بخش عملکرد سیستم پیشنهادی از منظر ترمودینامیکی و اقتصادی مورد تحلیل و بررسی قرار می‌گیرد. در این تحلیل تاثیر پارامترهای طراحی و متغیرهای تصمیم‌گیری مانند نسبت فشار کمپرسور، دمای ورودی انرژی زمین گرمایی، دمای تبخیر کننده و دمای هیدروژن بر روی بازده انرژی، توان مصرفی سیستم جهت تولید هیدروژن، نسبت مایع‌سازی هیدروژن، FOM و قیمت هیدروژن تولیدی بررسی می‌شود. گاز هیدروژن در دمای $9^{\circ}\text{C}/26$ و فشار kPa 100 وارد چرخه کلاود می‌شود و در دمای 253°C به مایع تبدیل می‌شود. در سیستم کلاود 60% جریان جرم جهت تولید توان وارد توربین چرخه کلاود می‌شود. در این سیستم کمترین کار مورد نیاز برای مایع‌سازی هیدروژن 6872 kJ/kg یا $1/90 \text{ kWh/kg}$ و برای مایع‌سازی نیتروژن 336 kJ/kg یا $1/8 \text{ kWh/kg}$ می‌باشد. بنابراین کمترین توان مورد نیاز برای مایع‌سازی $31/84 \text{ kg/s}$ گاز هیدروژن 114580 نیاز است. این سیستم می‌تواند $7/33 \text{ kg/s}$ هیدروژن مایع تولید کند. و مقدار کار مصرفی واقعی 52714 kJ/kg ($14/64 \text{ kWh/kg}$) می‌باشد.

با افزایش دمای آب ورودی از انرژی زمین گرمایی، بازده انرژی چرخه کلاود کاهش پیدا می‌کند. این کاهش بخاطر این است که با افزایش دما، میزان کار مصرفی توسط کمپرسور جهت مایع‌سازی هیدروژن افزایش می‌یابد (به دلیل افزایش جرم هیدروژن ورودی به سیستم). همان‌طور که قبلاً بیان شد در تحقیقات قبلی مقدار کار

مبادله‌کن	$4122 \left(\frac{m_{42}(h_{43} - h_{42})}{18 \times \Delta T_{im}} \right)^{0.6}$
گرمانی ۴	$\dot{C}_{43} + \dot{C}_{47} = \dot{C}_{42} + \dot{C}_{46} + \dot{Z}_{reg,4}$
توربین ۲	$\left(\frac{479.34 \dot{m}_{40}}{0.92 - \eta_{is,T}} \right) \ln \left[\frac{P_{40}}{P_{41}} \right] (1 + \exp(0.036 T_{40} - 54.4))$
	$\dot{C}_{41} + \dot{C}_{W_{T1}} = \dot{C}_{40} + \dot{Z}_{Turb2}$

۳- نتایج

۳-۱- اعتبارسنجی

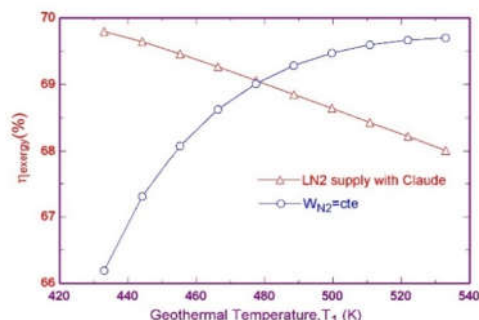
به منظور اعتبارسنجی کد توسعه داده شده، هر کدام از زیر بخش های سیستم به صورت مجزا مدلسازی شده و نتایج حاصل با نتایج موجود مورد مقایسه قرار گرفته است. در این مطالعه برای اعتبارسنجی چرخه مایع‌سازی هیدروژن و نیتروژن از نتایج کانگلو و همکاران [۲۵] استفاده می‌شود. شکل ۲ اعتبارسنجی مایع‌سازی هیدروژن و جدول ۴ اعتبارسنجی مایع‌سازی نیتروژن را نشان می‌دهد. فرضیات در نظر گرفته شده برای تحلیل سیستم‌ها در جدول ۳ آمده است.

جدول ۳- پارامترهای ورودی به سیستم

پارامترها	نماد	مقدار
دمای محیط ($^{\circ}\text{C}$)	T_0	۲۵
فشار محیط (MPa)	P_0	۰/۱۰۱
دمای سیال زمین گرمایی ورودی ($^{\circ}\text{C}$)	$T_{geo,in}$	۲۰۰
دمای سیال زمین گرمایی خروجی ($^{\circ}\text{C}$)	$T_{geo,out}$	۱۱۰
جرم ورودی سیال زمین گرمایی (kg/s)	\dot{m}_{geo}	۱۰۰
بازده آیزنتروپیک توربین (%)	$\eta_{is,T}$	۸۵
بازده آیزنتروپیک پمپ (%)	$\eta_{is,pu}$	۷۰
بازده مبادله‌کن گرمایی (%)	$\eta_{H,E}$	۹۵
فشار خروجی کمپرسور (MPa)	P_{37}	۵
دمای تبخیر کننده ($^{\circ}\text{C}$)	T_{13}	-۲
دمای چگالنده ($^{\circ}\text{C}$)	T_{11}	$T_0 + 5$
دمای هیدروژن ورودی ($^{\circ}\text{C}$)	T_{36}	$T_{13} - 5$
اختلاف دمای نقطه تنگش ($^{\circ}\text{C}$)	ΔT_{pp}	۱۰

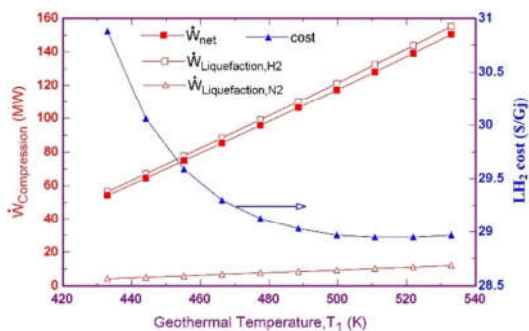
در این تحقیق سیال زمین گرمایی با دمای 200°C دبی جرمی 100 kg/s وارد سیستم می‌شود. این گرما ابتدا در چرخه رانکین kJ/kg 62 توان تولید می‌کند سپس با دمای 180°C وارد ژنراتور شده و با دمای 80°C آن را ترک می‌کند. مقدار گرمایی که در این شرایط وارد چیلر جذبی خواهد شد 42710 kW خواهد بود. این سیستم قادر خواهد بود $31/31 \text{ kg/s}$ گاز هیدروژن را سرد کرده و از دمای 25°C تا $9^{\circ}\text{C}/26$ برساند. و گرمایی در حدود 23075 kW از گاز هیدروژن می‌گیرد. در چیلر جذبی مقدار گرمای تولیدی در ژنراتور 41450 kW و مقدار سرمایش تولیدی در تبخیر کننده 24624 kW می‌باشد. در این صورت پارامتری به نام Z معرفی می‌شود که نسبت گرمای ژنراتور به گرمای تبخیر کننده را بیان می‌کند. در این حالت $Z=1/68$ می‌باشد پارامتر Z بیان می‌کند که جرمی از گاز که می‌تواند تا دمای یخچال سرد شود به چه میزان انرژی زمین گرمای مورد نیاز است. بنابراین kg $1/68$ گاز هیدروژن می‌تواند از دمای 25°C تا دمای $9^{\circ}\text{C}/26$ با استفاده از 1 kg انرژی زمین گرمایی، برسد. همچنین به ازای 1 kg/s

نیتروزن موردنیاز ثابت در نظر گرفته می‌شد که در صورت ثابت فرض کردن کار نیتروزن، با افزایش دمای زمین گرمایی بازده سیستم روند افزایشی خواهد داشت که این موضوع در شکل به خوبی دیده می‌شود (شکل ۳).

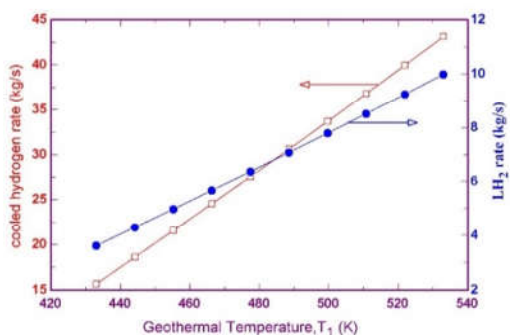


شکل ۳- تغییرات بازده انرژی زمین گرمایی

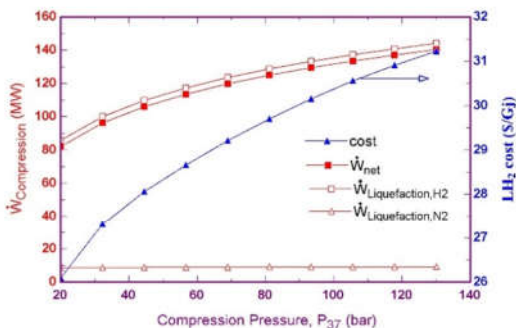
شکل ۴ نمودار تغییرات کار مصرفی کمپرسور (کمپرسور مایع سازی هیدروژن و نیتروزن) و کار کل مصرفی بر حسب دمای انرژی زمین گرمایی را نشان می‌دهد. با افزایش دمای انرژی زمین گرمایی ورودی، کار مصرفی کمپرسور به دلیل افزایش جرم هیدروژن ورودی به سیستم که برای مایع سازی هیدروژن استفاده می‌شود افزایش می‌یابد. با افزایش دمای انرژی زمین گرمایی مقدار گرمای بیشتری وارد ژنراتور چیلر جذبی شده و باعث می‌شود سرمایش بیشتری در تبخیر کننده تولید شده و جرم هیدروژن بیشتری جهت مایع‌سازی وارد چرخه کلاود شود. با افزایش جرم ورودی به سیستم کار مصرفی کمپرسور جهت متراکم کردن آن افزایش می‌یابد. نتایج نشان می‌دهد با وجود تولید کار در توربین چرخه کلاود باز مقدار کار مصرفی کل سیستم نیز افزایش می‌یابد. از طرفی با افزایش دمای انرژی زمین گرمایی هزینه تولید هیدروژن مایع کاهش می‌یابد که کمترین مقدار آن در دمای ۵۳۳ K، ۲۸/۸ \$/GJ خواهد بود. شکل ۵ نمودار تغییرات جرم هیدروژن ورودی به چرخه کلاود و نرخ مایع‌سازی هیدروژن بر حسب دمای انرژی زمین گرمایی را نشان می‌دهد. همان طور که ملاحظه می‌شود با افزایش دمای زمین گرمایی میزان جرم هیدروژن ورودی به سیستم افزایش می‌یابد چرا که میزان سرمایش تولیدی تبخیر کننده بیشتر می‌شود (سمت چپ). همچنین با افزایش دمای انرژی زمین گرمایی ورودی به سیستم دبی جرمی هیدروژن مایع افزایش می‌یابد به عبارتی با افزایش دمای ورودی میزان مایع‌سازی هیدروژن افزایش می‌یابد (سمت راست).



شکل ۴- تغییرات کار مصرفی و قیمت هیدروژن مایع بر حسب دمای انرژی زمین گرمایی

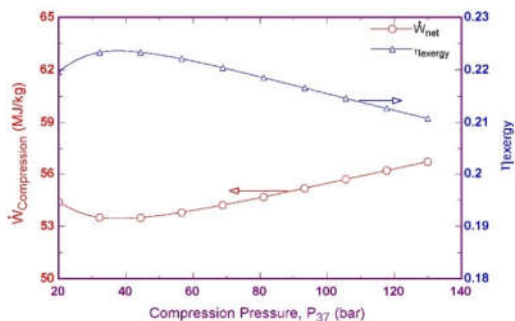


شکل ۵- تغییرات هیدروژن ورودی به سیستم و هیدروژن مایع تولیدی بر حسب دمای انرژی زمین گرمایی

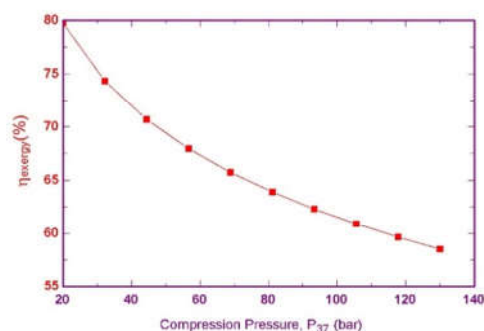


شکل ۶- تغییرات کار مصرفی سیستم و قیمت هیدروژن مایع تولیدی بر حسب فشار خروجی کمپرسور

شکل ۶ تغییرات کار مصرفی سیستم جهت مایع‌سازی و کار کل مصرفی سیستم را بر حسب افزایش فشار کمپرسور (کمپرسور مایع سازی هیدروژن) نشان می‌دهد. نتایج نشان می‌دهد که با افزایش فشار کمپرسور مایع‌سازی هیدروژن، جرم ورودی به سیستم و میزان مایع‌سازی هیدروژن افزایش یافته که این باعث افزایش کار مایع‌سازی نیتروزن، کار مایع‌سازی هیدروژن و کار مصرفی کل سیستم می‌شود. این افزایش کار مصرفی در چرخه کلاود روند افزایشی خواهد داشت. همچنین افزایش کار مصرفی سیستم باعث افزایش هزینه تولید هیدروژن مایع در سیستم می‌شود. کمترین کار مصرفی و کمترین هزینه تولید



شکل ۸- تغییرات کار مصرفی و بازده اگزرژی سیستم بر حسب فشار خروجی کمپرسور

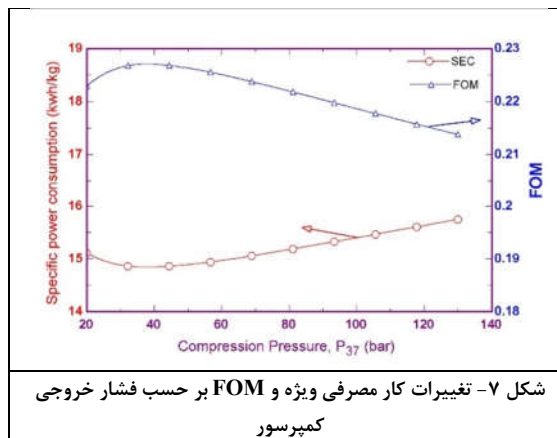


شکل ۹- تغییرات بازده اگزرژی سیستم بر حسب فشار خروجی کمپرسور

شکل ۱۰ نمودار تغییرات بازده اگزرژی بر حسب تغییرات دمای اواپراتور را نشان می‌دهد. نتایج نشان می‌دهد که با افزایش دمای ورودی تبخیر کننده بازده اگزرژی در هر دو سیستم مایع‌سازی افزایش می‌یابد. افزایش دمای ورودی تبخیر کننده باعث افزایش جرم هیدروژن ورودی به سیستم و همچنین باعث افزایش کار مصرفی در سیستم می‌شود. بیشترین بازده سیستم در دمای 10°C - تبخیر کننده اتفاق می‌افتد که مقدار آن ۶۹ درصد می‌باشد. پارامتر تاثیرگذار دیگر مقدار SPC می‌باشد که با افزایش دمای تبخیر کننده افزایش می‌یابد. همان طور که بیان شد با افزایش دمای تبخیر کننده مقدار توان مصرفی سیستم افزایش می‌یابد و این افزایش نیز باعث افزایش کار مصرفی مخصوص سیستم می‌شود. به طوری که بیشترین بازده و بیشترین کار مصرفی سیستم در دمای 10°C - خواهد بود که مقدار آن به ترتیب $16/21 \text{ kWh/kg}$ و $69/61\%$ خواهد بود.

همان طور که در شکل ۱۱ ملاحظه می‌شود با افزایش دمای ورودی تبخیر کننده میزان کار مصرفی کمپرسورها و کار مصرفی کل سیستم افزایش می‌یابد. و این افزایش کار مصرفی به علت افزایش جرم هیدروژن ورودی به سیستم خواهد بود. افزایش سرمایه‌ش تبخیر کننده باعث افزایش هیدروژن ورودی به سیستم می‌شود. از طرفی همچنین با افزایش دمای تبخیر کننده قیمت هیدروژن تولیدی کاهش می‌یابد. چرا که مقدار جرم ورودی به سیستم و مقدار هیدروژن مایع کاهش می‌یابد. به طوری که بیشترین کار مصرفی و کمترین قیمت هیدروژن تولیدی در دمای 10°C - اتفاق می‌افتد که مقدار آن به ترتیب $124/9 \text{ MW}$ و $26 \text{ \$/GJ}$ می‌باشد.

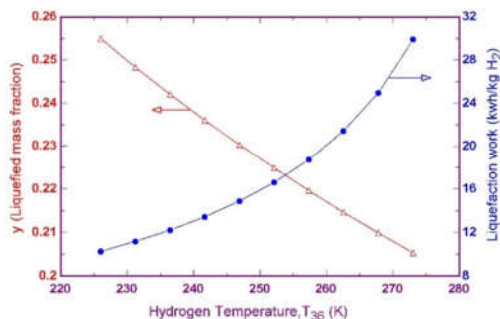
هیدروژن مایع در فشار ۲۰ bar اتفاق می‌افتد که مقدار آن به ترتیب $26 \text{ \$/GJ}$ و 80 MW می‌باشد.



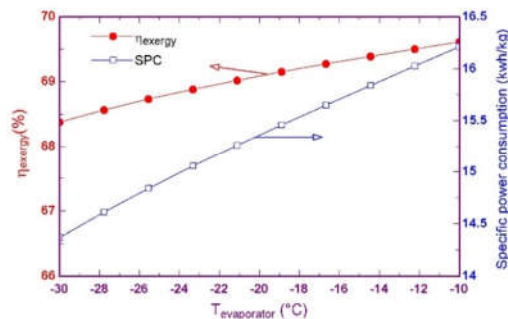
شکل ۷- تغییرات کار مصرفی ویژه و FOM بر حسب فشار خروجی کمپرسور

شکل ۷ تغییرات FOM و کار مصرفی ویژه سیستم (SPC) بر حسب فشار خروجی کمپرسور را نشان می‌دهد. نتایج نشان می‌دهد که با افزایش نسبت فشار کمپرسور، FOM ابتدا افزایش و در یک نقطه به ماکزیمم مقدار خود رسیده و سپس کاهش می‌یابد. به عبارتی FOM را بازده اگزرژی نیز تعریف می‌کنند. نتایج نشان می‌دهد که در فشار ۴۰ bar بیشترین مقدار FOM را خواهد داشت. به عبارتی می‌توان گفت بازده سیستم وقتی فشار خروجی کمپرسور مایع‌ساز نیتروژن افزایش می‌یابد به علت افزایش جرم نیتروژن مایع تا فشار ۴۰ bar بازده افزایش یافته و بعد از آن کار مصرفی کمپرسور افزایش می‌یابد که این افزایش، باعث کاهش بازده سیستم خواهد شد. پارامتر مهم دیگر SPC است که میزان مصرف توان در کل سیستم را نشان می‌دهد. با افزایش فشار کمپرسور، مقدار SPC در سیستم ابتدا کاهش و سپس افزایش می‌یابد. به طوری که در فشار ۴۰ bar کمینه مقدار خود را خواهد داشت. در ادامه پارامتر دیگر که کار مصرفی سیستم بر حسب (MJ/kg) می‌باشد را بیان می‌کنند نتایج نشان می‌دهد کار مصرفی سیستم در فشار ۴۰ bar مینیمم بوده و با افزایش فشار کمپرسور افزایش می‌یابد. از طرفی همان طور که بیان شد FOM همان بازده اگزرژی سیکل مایع‌سازی نیز تعریف می‌شود و شکل ۸ مقایسه بین بازده اگزرژی چرخه مایع‌سازی و کار مصرفی سیستم را با افزایش فشار کمپرسور بیان می‌کند.

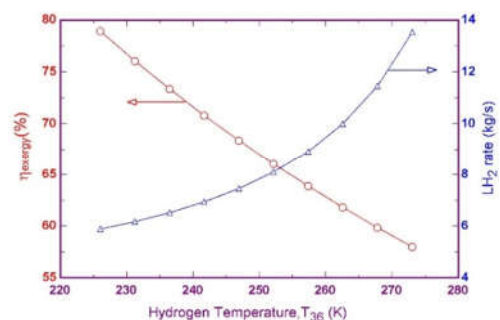
در شکل ۹ نیز با افزایش فشار کمپرسور مایع‌ساز نیتروژن، بازده اگزرژی کل سیستم کاهش می‌یابد. از آنجایی که بازده اگزرژی وابسته به کار مصرفی سیستم می‌باشد لذا در سیستم مایع‌سازی با چرخه کلاد با افزایش فشار کمپرسور، بازده اگزرژی روند کاهشی خواهد داشت. نتایج نشان می‌دهد که بیشترین بازده سیستم در فشار کمپرسور ۲۰ bar اتفاق افتاده است که مقدار آن 80% می‌باشد.



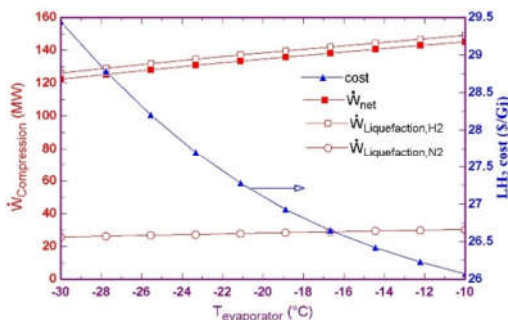
شکل ۱۲- تغییرات نسبت مایع‌سازی و کار مصرفی سیستم بر حسب دمای هیدروژن ورودی



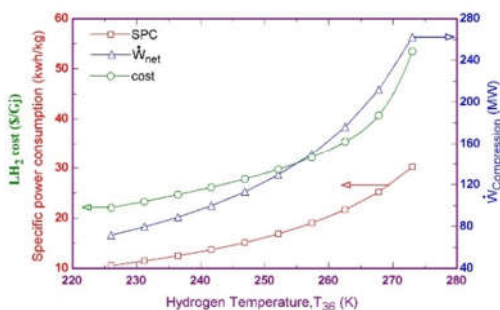
شکل ۱۰- تغییرات بازده انرژی و کار مصرفی ویژه سیستم بر حسب دمای تبخیر کننده



شکل ۱۳- تغییرات بازده انرژی و نرخ تولید هیدروژن مایع بر حسب دمای هیدروژن ورودی



شکل ۱۱- تغییرات کار مصرفی و قیمت هیدروژن تولیدی سیستم بر حسب دمای تبخیر کننده



شکل ۱۴- تغییرات کار مصرفی، کار مصرفی ویژه سیستم و قیمت هیدروژن مایع بر حسب دمای هیدروژن ورودی

یکی از پارامترهای دیگر که بررسی شده است دمای هیدروژن ورودی به چرخه کلاود جهت مایع‌سازی می‌باشد. با افزایش دمای هیدروژن ورودی به چرخه کلاود (y نسبت هیدروژن مایع به هیدروژن گازی) کاهش می‌یابد (شکل ۱۲) چرا که مقدار جرم هیدروژن ورودی به سیستم افزایش یافته ولی نسبت کمتری از آن به مایع تبدیل می‌شود و به همین دلیل نسبت مایع‌سازی با افزایش دمای ورودی به چرخه کلاود کاهش می‌یابد. از طرفی هم افزایش جرم هیدروژن ورودی به سیستم باعث افزایش کار مصرفی سیستم می‌شود و کار مصرفی سیستم نیز با افزایش دمای هیدروژن ورودی به چرخه کلاود افزایش می‌یابد. به طوری که بیشترین نسبت مایع‌سازی و کمترین توان مصرفی سیستم در دمای 226 K اتفاق می‌افتد که مقدار آن به ترتیب 0.255 و 10 (kWh/kg) خواهد بود.

شکل ۱۴ نیز نمودار تغییرات کار مصرفی کل سیستم، کار مصرفی ویژه سیستم و هزینه تولید هیدروژن مایع بر حسب دمای هیدروژن ورودی (T_{36}) به چرخه کلاود را نشان می‌دهد. نتایج نشان می‌دهد که با افزایش دمای هیدروژن ورودی به چرخه کلاود، مقدار کار مصرفی سیستم، کار مصرفی ویژه سیستم و هزینه تولید هیدروژن مایع افزایش می‌یابد. همان‌طور که بیان شد با افزایش دمای هیدروژن ورودی (T_{36})، مقدار جرم هیدروژن ورودی به سیستم جهت مایع‌سازی افزایش می‌یابد و با افزایش جرم ورودی به سیستم کار مصرفی کمپرسور افزایش یافته که این باعث افزایش کار کل مصرفی سیستم و هزینه تولید هیدروژن مایع می‌شود.

شکل ۱۳ نمودار تغییرات بازده انرژی و نرخ تولید هیدروژن مایع بر حسب دمای هیدروژن ورودی (T_{36}) به سیستم را نشان می‌دهد. با افزایش دمای هیدروژن ورودی به چرخه کلاود بازده سیستم کاهش و نرخ تولید هیدروژن مایع افزایش می‌یابد. چرا که با افزایش دمای هیدروژن ورودی مقدار هیدروژن ورودی به سیستم افزایش یافته و این نیز باعث افزایش کار مصرفی سیستم می‌شود و همین دلیل باعث کاهش بازده انرژی سیستم می‌شود. همان‌طور که مشاهده می‌شود بیشترین بازده سیستم و کمترین نرخ تولید هیدروژن مایع در دمای 225 K اتفاق می‌افتد که مقدار آنها به ترتیب 79% و $5/8\text{ kg/s}$ خواهد بود.

در شکل ۱۵ مقادیر بدست آمده برای پارامترهای مختلف سیستم در یک حالت مشخص، از جمله کار مصرفی کل سیستم، کار مصرفی

ex	اگرژی ویژه (kJ/kg)
$\dot{E}x$	نرخ اگرژی (kW)
GN ₂	گاز نیتروژن
h	آنتالپی ویژه (kJ/kg)
i _r	نرخ بهره
J-T	شیر ژول تامسون
LN ₂	نیتروژن مایع
m	نرخ جریان جرمی (kg/s)
P	فشار (bar)
\dot{Q}	آهنگ انتقال گرما، توان (kW)
s	آنتالپی ویژه (kJ/kg.K)
T	دما (°C)
Z	هزینه سرمایه گذاری اجزا (\$)
\dot{W}	توان (kW)
\dot{Z}	نرخ هزینه سرمایه گذاری قطعات (\$/h)

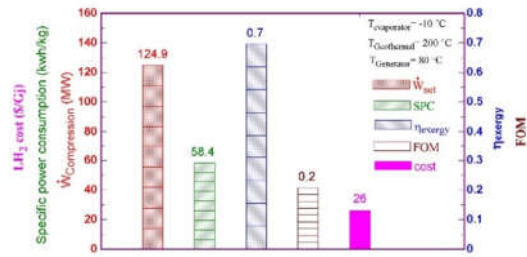
زبرنویس ها

0	محیط
ARC	چرخه تبرید جذبی
ABS	جاذب
act	واقعی
CD	چگالنده
CI	سرمایه گذاری
CRF	ضریب بازیابی سرمایه
EVA	تبخیر کننده
geo	زمین گرمایی
gen	ژنراتور
HE	مبادله کن گرمایی
H ₂	هیدروژن
in	حالت ورودی
LH ₂	هیدروژن مایع
N ₂	نیتروژن
n	تعداد اجزاء
OM	تعمیر و نگهداری
ORC	چرخه آلی رانکین
out	حالت خروجی
ph	فیزیکی
P	پمپ
rev	برگشت پذیر
T	توربین
tot	سیستم کلی

نمادهای یونانی

η_{exergy}	بازده اگرژی
$\eta_{is,T}$	بازده آیزنتروپیک توربین
$\eta_{is,P}$	بازده آیزنتروپیک پمپ
τ	عملیات سالانه

ویژه، FOM، بازده اگرژی و هزینه تولید هیدروژن مایع نشان داده شده است.



شکل ۱۵- مقادیر پارامترهای مختلف سیستم

۴- نتیجه گیری

در این تحقیق یک پیکربندی جدید جهت مایع سازی هیدروژن بر پایه انرژی زمین گرمایی مورد تحلیل و بررسی قرار گرفت. در این سیستم ابتدا نیتروژن در یک چرخه مجزا به مایع تبدیل می شود و سپس برای کاهش دمای گاز هیدروژن ورودی در چرخه اصلی مورد استفاده قرار می گیرد. این سیستم از منظر ترمودینامیکی و اقتصادی مورد تحلیل و بررسی قرار می گیرد که نتایج زیر حاصل می شود:

✓ نتایج نشان می دهد که با افزایش دمای انرژی زمین گرمایی بازده اگرژی کاهش می یابد. به طوری که بازده اگرژی از ۶۹/۸٪ تا ۶۸٪ در سیستم کاهش خواهد یافت. همچنین نرخ تولید هیدروژن مایع نیز افزایش خواهد یافت. اما کار مصرفی کل سیستم و کار مصرفی ویژه سیستم با افزایش دمای انرژی زمین گرمایی کاهش خواهد یافت. در این حالت قیمت تولید هیدروژن مایع کاهش خواهد یافت.

✓ نتایج نشان می دهد وقتی فشار کمپرسور چرخه کلاود افزایش می یابد بازده اگرژی و کار مصرفی کل سیستم کاهش می یابد. همچنین در فشار ۴۰ bar بازده اگرژی چرخه مایع سازی بیشینه مقدار و کار مصرفی ویژه سیستم نیز کمینه مقدار خود را خواهد داشت. همچنین بازده اگرژی کل سیستم در فشار ۲۰ bar بیشینه بوده که مقدار آن ۸۰٪ خواهد بود.

✓ با افزایش دمای تبخیر کننده کار مصرفی ویژه سیستم و بازده کلی سیستم افزایش می یابد. نتایج بیانگر آن است که توان مصرفی کل سیستم افزایش و هزینه تولید هیدروژن کاهش می یابد.

✓ نتایج نشان می دهد با افزایش دمای هیدروژن ورودی به چرخه کلاود نرخ جرم هیدروژن ورودی به سیستم و نرخ هیدروژن مایع تولیدی افزایش می یابد. و کار مصرفی کل سیستم افزایش و بازده اگرژی کل سیستم کاهش می یابد.

۵- نمادها

c	قیمت بر واحد اگرژی (\$/GJ)
\dot{C}	نرخ قیمت (\$/h)
C _p	گرمای ویژه فشار ثابت (kJ/kg.K)
C	کمپرسور

- energy and mixed refrigerant cycle. *International Journal of Refrigeration*;131:263–74, 2021.
- [18] Naquash A, Qyyum MA, Islam M, Sial NR, Min S, Lee S, Performance enhancement of hydrogen liquefaction process via absorption refrigeration and organic Rankine cycle-assisted liquid air energy system. *Energy Conversion and Management*;254:115200, 2022.
- [19] Taghavi M, Salarian H, Ghorbani B. Thermodynamic and exergy evaluation of a novel integrated hydrogen liquefaction structure using liquid air cold energy recovery, solid oxide fuel cell and photovoltaic panels. *Journal of Cleaner Production*;320, 2021.
- [20] Yuksel YE, Ozturk M, Dincer I. Energetic and exergetic assessments of a novel solar power tower based multigeneration system with hydrogen production and liquefaction. *International Journal of Hydrogen Energy*;44:13071–84, 2019.
- [21] Bian J, Yang J, Li Y, Chen Z, Liang F, Cao X. Thermodynamic and economic analysis of a novel hydrogen liquefaction process with LNG precooling and dual-pressure Brayton cycle. *Energy Conversion and Management*;250:114904, 2021.
- [22] Ghorbani B, Mehrpooya M, Aasadnia M, Niasar MS. Hydrogen liquefaction process using solar energy and organic Rankine cycle power system. *Journal of Cleaner Production*;235:1465–82, 2019.
- [23] Cao Y, Dhahad HA, Togun H, Aly AA, Felemban BF, El-Shafay AS, Application, comparative study, and multi-objective optimization of a hydrogen liquefaction system utilizing either ORC or an absorption power cycle. *International Journal of Hydrogen Energy* 2021.
- [24] Bejan A, Tsatsaronis G, Moran M. *Thermal design and optimization*.
- [25] Kanoglu M, Yilmaz C, Abusoglu A. Geothermal energy use in absorption precooling for Claude hydrogen liquefaction cycle. *International Journal of Hydrogen Energy*;41:11185–200, 2016.
- [26] Yilmaz C, Cetin TH, Ozturkmen B, Kanoglu M. Thermodynamic performance analysis of gas liquefaction cycles for cryogenic applications. *dergipark.org.tr*.
- [27] V. Zare, Performance improvement of biomass-fueled closed cycle gas turbine via compressor inlet cooling using absorption refrigeration; thermoeconomic analysis and multi-objective optimization. *Energy Conversion and Management*, 215: 112946, 2020.
- [1] Yilmaz F, Ozturk M, Selbas R. Thermodynamic performance assessment of ocean thermal energy conversion based hydrogen production and liquefaction process. *International Journal of Hydrogen Energy*;43:10626–36, 2018.
- [2] Seyam S, Dincer I, Agelin-Chaab M. Analysis of a clean hydrogen liquefaction plant integrated with a geothermal system. *Journal of Cleaner Production*;243, 2020.
- [3] Yilmaz C, Kanoglu M, Bolatturk A, Gadalla M. Economics of hydrogen production and liquefaction by geothermal energy. *International Journal of Hydrogen Energy*;37:2058–69, 2011.
- [4] Yuksel YE, Ozturk M, Dincer I. Analysis and performance assessment of a combined geothermal power-based hydrogen production and liquefaction system. *International Journal of Hydrogen Energy*;43:10268–80, 2018.
- [5] Asadnia M, Mehrpooya M. A novel hydrogen liquefaction process configuration with combined mixed refrigerant systems. *International Journal of Hydrogen Energy*;42:15564–85, 2017.
- [6] Ebrahimi A, Hossein M, Saharkhiz M, Ghorbani B. Thermodynamic investigation of a novel hydrogen liquefaction process using thermo-electrochemical water splitting cycle and solar collectors. *Energy Conversion and Management*;242:114318, 2021.
- [7] Cardella U, Decker L, Klein H. ScienceDirect Roadmap to economically viable hydrogen liquefaction. *International Journal of Hydrogen Energy*:1–10, 2017.
- [8] Yilmaz C, Koyuncu I, Alcin M, Tuna M. ScienceDirect Artificial Neural Networks based thermodynamic and economic analysis of a hydrogen production system assisted by geothermal energy on Field Programmable Gate Array. *International Journal of Hydrogen Energy* 2019.
- [9] Nouri M, Miansari M, Ghorbani B. Exergy and economic analyses of a novel hybrid structure for simultaneous production of liquid hydrogen and carbon dioxide using photovoltaic and electrolyzer systems. *Journal of Cleaner Production*:120862, 2020.
- [10] Ansarinasab H, Mehrpooya M, Sadeghzadeh M. An exergy-based investigation on hydrogen liquefaction plant-exergy, exergoeconomic, and exergoenvironmental analyses. *Journal of Cleaner Production* 2018.
- [11] Yuksel YE, Ozturk M, Dincer I. Energy and exergy analyses of an integrated system using waste material gasification for hydrogen production and liquefaction. *Energy Conversion and Management*;185:718–29, 2019.
- [12] Yilmaz C, Kaska O. Performance analysis and optimization of a hydrogen liquefaction system assisted by geothermal absorption precooling refrigeration cycle. *International Journal of Hydrogen Energy*;43:20203–13, 2018.
- [13] Yilmaz C. A case study: Exergoeconomic analysis and genetic algorithm optimization of performance of a hydrogen liquefaction cycle assisted by geothermal absorption precooling cycle. *Renewable Energy*;128:68–80, 2018.
- [14] Chang HM, Kim BH, Choi B. Hydrogen liquefaction process with Brayton refrigeration cycle to utilize the cold energy of LNG. *Cryogenics*;108, 2020.
- [15] Ebrahimi A, Ghorbani B, Ziabasharhagh M. Pinch and sensitivity analyses of hydrogen liquefaction process in a hybridized system of biomass gasification plant, and cryogenic air separation cycle. *Journal of Cleaner Production*;258, 2020.
- [16] Jouybari AK, Ilinca A, Ghorbani B, Rooholamini S. Thermodynamic and exergy evaluation of an innovative hydrogen liquefaction structure based on ejector-compression refrigeration unit, cascade multi-component refrigerant system, and Kalina power plant. *International Journal of Hydrogen Energy* 2022.
- [17] Faramarzi S, Nainiyan SMM, Mafi M, Ghasemiasl R. A novel hydrogen liquefaction process based on LNG cold