

اصلاح و بهینه‌سازی چرخه مایع‌ساز هیدروژن مجهز به سیستم تبخیرکننده گاز طبیعی مایع

سامان فرامرزی

سید مجتبی موسوی نائینیان*

مصطفی مافی

رامین قاسمی اصل

دانشجوی دکتری، گروه مهندسی مکانیک، واحد تهران غرب، دانشگاه آزاد اسلامی، تهران، ایران،
faramarzi.saman@wtiau.ac.ir
دانشیار، گروه مهندسی مکانیک، واحد تهران غرب، دانشگاه آزاد اسلامی، تهران، ایران،
mousavi.mojtaba@wtiau.ac.ir
دانشیار، گروه مهندسی مکانیک، دانشگاه بین المللی امام خمینی^(ه)، قزوین، ایران،
m.mafi@eng.ikiu.ac.ir
استادیار، گروه مهندسی مکانیک، واحد تهران غرب، دانشگاه آزاد اسلامی، تهران، ایران،
ghasemiasl.r@wtiau.ac.ir

چکیده

هیدروژن در مقایسه با سوخت‌های فسیلی بدلیل ارزش گرمایی بالاتر و خروجی کربن صفر در هنگام مصرف، بسیار مورد توجه است. اقتصادی‌ترین روش نگاه‌داری گاز هیدروژن مایع‌سازی است. در این پژوهش، گاز هیدروژن با استفاده از سرمایش چرخه پریکو و سیستم تبخیر گاز طبیعی مایع، پیش‌سرد شده و سپس با استفاده از چرخه سردکننده مبرد ترکیبی مایع می‌شود. نوآوری این تحقیق پیشنهاد یک چرخه مایع‌ساز هیدروژن با کارایی بالاتر بر پایه استفاده از سرمایش سیستم تبخیرکننده گاز طبیعی مایع است، در چرخه پیشنهادی نسبت به چرخه مشابه، چرخه سردکننده پریکو جایگزین چرخه نیتروژنی شده و در قسمت سرمایش‌نهایی از چرخه سردکننده مبرد ترکیبی استفاده شده است، طراحی جدید موجب کاهش کار مصرفی در بخش فشرده‌سازی شده که نتیجه آن، کاهش هزینه برق مصرفی به ازای تولید یک کیلوگرم هیدروژن مایع نسبت به چرخه با مشخصات مشابه است. آنالیز انرژی، آگزروی و اقتصادی برای چرخه پیشنهادی انجام شده است. در چرخه مایع‌سازی هیدروژن پیشنهادی با ظرفیت ۱۴ تن در ساعت، مقدار مصرف انرژی ویژه ۱۵٪ و دوره برگشت سرمایه ۲۰٪، نسبت به چرخه با مشخصات مشابه کاهش یافته‌اند.

واژه‌های کلیدی: مایع‌سازی هیدروژن، تبخیر گاز طبیعی مایع، آنالیز حساسیت، مصرف انرژی ویژه، مبرد ترکیبی.

Modification and optimization of an integrated hydrogen liquefaction process with an LNG regasification system

S. Faramarzi Department of Mechanical Engineering, West Tehran Branch, Islamic Azad University, Tehran, Iran
S. M. Mousavi Nainiyan Department of Mechanical Engineering, West Tehran Branch, Islamic Azad University, Tehran, Iran
M. Mafi Department of Mechanical Engineering, Imam Khomeini International University, Qazvin, Iran
R. Ghasemiasl Department of Mechanical Engineering, West Tehran Branch, Islamic Azad University, Tehran, Iran

Abstract

Using Hydrogen instead of fossil fuels has grown significantly due to its high energy density and zero carbon emission during consumption. The most economical method of storing hydrogen is liquefaction. In this study, after pre-cooling by the cold energy of the PRICO and liquefied natural gas (LNG) regasification systems, hydrogen gas enters the next stage and it liquefies by a mixed refrigeration cycle. The novelty of this cycle is based on the new design of a high-efficiency hydrogen liquefaction cycle which is using the cold energy of a LNG regasification process, in turn, results in less power consumption in the compression part and also less cost of power consuming for one kilogram of liquid hydrogen compared to that for a similar cycle. Energy, exergy, and economy analyses are implemented to investigate the proposed cycle. In the proposed hydrogen liquefaction cycle with the capacity of 14 tons per hour, the specific energy consumption (SEC) 15 % and payback period 20% decreased in comparison to the similar cycle.

Keywords: Hydrogen Liquefaction, LNG Regasification, Sensitivity Analysis, Specific Energy Consumption, Mixed Refrigerant.

مایع‌سازی هیدروژن به منظور افزایش کارایی چرخه مایع‌سازی و کاهش مصرف توان به ازای تولید هر کیلوگرم هیدروژن مایع، موجب کاهش هزینه‌های تولید هیدروژن مایع می‌شود.

در کشورهای دارای سیستم قله‌سای (ذخیره سوخت در فصل گرم و مصرف آن در فصول سرد) و کشورهای واردکننده گاز طبیعی مایع، استفاده از سرمایش هدر رفته در سیستم تبخیرکننده گاز طبیعی مایع امکان‌پذیر بوده و اهمیت بسیاری دارد، زیرا استفاده از این سرمایش هدررفته در ترکیب با چرخه‌های دیگر موجب افزایش کارایی چرخه‌ها و کاهش هزینه‌ها می‌شود [۲].

۱- مقدمه

نیاز به انرژی در سال‌های گذشته رشد وسیعی داشته است و این رشد در سال‌های آینده نیز افزایش می‌یابد. هیدروژن یکی از گزینه‌های اصلی تامین انرژی پاک و پایدار است و همچنین به عنوان ماده مصرفی در صنایع مختلفی همچون صنعت خودرو، فلزکاری، و تولید شیشه‌های تخت مورد استفاده است. گاز هیدروژن برای انتقال در مسیرهای طولانی و دارا بودن ایمنی مناسب به مایع تبدیل می‌شود و توسط مخازن مخصوص دما پایین منتقل می‌شود [۱]. اصلاح روش‌های

* نویسنده مکاتبه کننده، آدرس پست الکترونیکی: mousavi.mojtaba@wtiau.ac.ir

استفاده از سرمایه‌های سیستم بازیابی گاز طبیعی مایع در چرخه‌های مایع‌سازی هیدروژن در چندین پژوهش بررسی شده است. یون [۳] نحوه استفاده از سرمایه‌های هدررفته در فرآیند تبدیل گاز طبیعی مایع به گاز طبیعی را در چرخه مایع‌سازی هیدروژن بررسی کرد. بررسی ترمودینامیکی شامل محاسبه ضریب کارایی و حداقل مصرف انرژی ویژه، برای مدل‌های پیشنهادی انجام شد. در چرخه مورد بررسی به ازای تولید هر تن هیدروژن مایع ۱۵ تن گاز طبیعی مایع احتیاج بود. در مرحله اول با استفاده از سرمایه بازیابی گاز طبیعی مایع، هیدروژن پیش سرد شد و سپس در دمای ۲۵۳- درجه سلسیوس، هیدروژن مایع پس از عبور از جداکننده آماده ذخیره‌سازی شد. یانگ و همکاران [۴] یک چرخه مایع‌سازی هیدروژنی با ظرفیت ۳۰۰ تن در روز را پیشنهاد دادند، در قسمت سرمایه‌های نهایی و مایع‌سازی چرخه پیشنهادی، از هیدروژن به عنوان مبرّد استفاده شد، در حالی که برای پیش‌سرمایش از چرخه سردکننده نیتروژنی و همچنین سرمایش ناشی از بازیابی گاز طبیعی مایع استفاده شده بود. نتیجه افزودن واحد بازیابی گاز طبیعی مایع به چرخه مایع‌سازی هیدروژن، کاهش دبی مبرّد نیتروژن در چرخه سردکننده نیتروژنی بخش پیش‌سرمایش بود. چرخه پیشنهادی دارای مصرف انرژی ویژه ۱۱۰۵ کیلو وات ساعت بر کیلوگرم بود. چانگ و همکاران [۵] کارایی چرخه مایع‌سازی هیدروژن دارای چرخه سردکننده هلیومی را بررسی کردند، در این پژوهش نیز در قسمت پیش‌سرمایش، از سرمایه سیستم بازیابی گاز طبیعی مایع استفاده شد، در سیستم بازیابی گاز طبیعی مایع، دو فشار کاری ۱۰۰ کیلو پاسکال (کم‌فشار) و ۷۰۰۰ کیلو پاسکال (پرفشار) بررسی شدند، فشار کاری کم‌تر در خط گاز طبیعی مایع، موجب کارایی بهتر (مصرف انرژی ویژه کم‌تر) چرخه مایع‌سازی هیدروژن شد. تاثیر استفاده از تبدیل‌کننده‌های هیدروژن ارتو به پارا بر کارایی چرخه مایع‌سازی هیدروژن بررسی شد. بای و همکاران [۶] بهینه‌سازی تک‌هدفه و چندهدفه مبتنی بر الگوریتم ژنتیک را برای یک چرخه مایع‌سازی هیدروژن انجام دادند. چرخه پیشنهادی در ترکیب با چرخه اصلاح بخار در متان و بازیابی گاز طبیعی مایع بود که برای مایع‌سازی از مبرّد هیدروژن و نیتروژن و همچنین سرمایه سیستم بازیابی گاز طبیعی مایع استفاده شده بود. بهینه‌سازی بر پایه تابع‌های هدف حداقل انرژی مصرفی، حداقل هزینه جاری سالیانه و حداقل خروجی دی‌اکسیدکربن انجام شد. کاهش ۳۸ درصدی در خروجی دی‌اکسیدکربن موجب ۴۵ درصد افزایش هزینه چرخه پیشنهادی شده بود.

در روش‌های مایع‌سازی هیدروژن بررسی شده در بالا که در ترکیب با سیستم بازیابی گاز طبیعی مایع بودند، در بخش پیش‌سرمایش از چرخه‌های سردکننده نیتروژنی و در بخش سرمایه‌های نهایی و مایع‌سازی از مبرّد های هلیومی یا هیدروژنی استفاده شده بود. در نتیجه، امکان استفاده از مبرّد ترکیبی در چرخه‌های مایع‌سازی هیدروژن که در ترکیب با سیستم بازیابی گاز طبیعی مایع هستند، موضوعی بوده که امکان بررسی بیشتری دارد.

در ادامه پژوهش‌هایی که از مبرّد ترکیبی در مایع‌سازی هیدروژن استفاده کرده‌اند، بررسی می‌شوند. کراسای و همکاران [۷] یک مدل آزمایشگاهی با ظرفیت تولید ۶۰۰ گرم در ساعت هیدروژن مایع را راه‌اندازی و تحلیل کردند. امکان استفاده از مبرّد ترکیبی در چرخه مایع‌سازی هیدروژن بررسی شد و روشی برای تعیین اجزای مبرّد

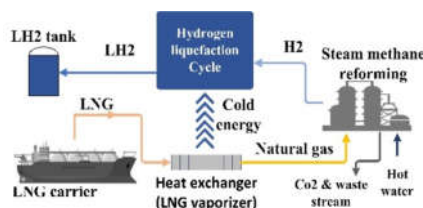
ترکیبی بر پایه دمای نقطه جوش آنها و بازه دمایی مبادله‌کن‌های چرخه مایع‌سازی پیشنهاد شد. استفاده از گاز هیدروژن و نئون در بخش پیش‌سرمایش نیز بررسی شد. اسدنیا و مهرپویا [۸] چرخه مایع‌سازی هیدروژنی را بررسی کردند که در قسمت پیش‌سرمایش و سرمایه‌های نهایی از مبرّد ترکیبی استفاده شده بود. گاز هیدروژن تا دمای ۱۹۸،۲- درجه سلسیوس پیش سرد شد و در دمای ۲۵۲،۲- مایع‌سازی انجام شد. در بخش سرمایه‌های نهایی، گازهای نئون، هیدروژن و هلیوم به عنوان مبرّد استفاده شدند. از سه مبادله‌کن در بخش پیش‌سرمایش و سه مبادله‌کن در بخش سرمایه‌های نهایی استفاده شد در حالی که افت فشار در مبادله‌کن‌ها ناچیز فرض شده بود. کاردلا و همکاران [۹] تاثیر افزایش ظرفیت چرخه مایع‌سازی هیدروژن را بر کارایی و هزینه‌های آن بررسی کردند. در قسمت پیش‌سرمایش از مبرّد ترکیبی و در قسمت سرمایه‌های نهایی از هیدروژن و نئون استفاده شده بود. تاثیر قیمت برق مصرفی بر روی هزینه تولید هیدروژن مایع نیز بررسی شد. بهینه‌سازی و آنالیز حساسیت به منظور تولید هیدروژن مایع با کم‌ترین هزینه انجام شد. با انجام آنالیز اگزرژی، بازدهی اگزرژی دستگاه‌ها و کل چرخه محاسبه شد.

مرور پژوهش‌های گذشته نشان دهنده این نکته بود که اکثر چرخه‌های مایع‌سازی هیدروژن شامل دو بخش پیش‌سرمایش و سرمایه‌های نهایی بوده‌اند. استفاده از روش پیش‌سرمایش نیتروژنی قبل از پیشنهاد استفاده از روش مبرّد ترکیبی، در روش‌های مایع‌سازی هیدروژن بسیار معمول بوده است. واحد پیش‌سرمایش بدلیل دارا بودن درجات آزادی بالا به عنوان بخش مهمی در بهینه‌سازی چرخه مایع‌سازی هیدروژن در نظر گرفته می‌شود [۱۰]. گاز هیدروژن که ورودی چرخه مایع‌سازی هیدروژن است، با استفاده از روش‌های ریفرمینگ بخار آب بیوگاز [۱۱]، الکترولیز [۱۲]، و روش اصلاح بخار در متان [۱۳] بدست می‌آید. در این پژوهش از روش اصلاح بخار در متان که معمول‌ترین روش جداسازی هیدروژن بوده، استفاده شده است. در تحقیقات انجام شده در گذشته آنالیزهای انرژی، اگزرژی، اقتصادی برای چرخه‌های پیشنهادی مایع‌سازی هیدروژن انجام شده است. در آنالیز انرژی مهم‌ترین مشخصه، مصرف انرژی ویژه بود که با توجه به فرضیات در نظر گرفته شده، محاسبه می‌شود. آنالیز اگزرژی بر پایه محاسبه تخریب اگزرژی در دستگاه‌های مختلف و مقایسه بازدهی اگزرژی دستگاه‌ها انجام شده، که یکی از اهداف بهینه‌سازی به حداقل رساندن تخریب اگزرژی بوده است. تخمین هزینه کلیه اجزای یک چرخه مایع‌سازی هیدروژن و همچنین تخمین هزینه‌های جاری آن از اطلاعات مورد نیاز برای انجام آنالیز اقتصادی بوده‌اند. در ادامه چند پژوهش که دارای تحلیل اقتصادی برای چرخه مایع‌سازی هیدروژن بوده‌اند، بررسی می‌شوند.

اسدنیا و مهرپویا [۱۴] چرخه مایع‌سازی هیدروژنی را از نظر اقتصادی بررسی کردند، در این پژوهش هزینه‌های مختلف، شامل هزینه ساخت تجهیزات، هزینه‌های جاری مانند سوخت و برق مصرفی، و هزینه‌های تعمیر و نگه‌داری محاسبه شدند. هزینه سرمایه‌گذاری و ساخت تجهیزات بر پایه رابطه بین ظرفیت چرخه مایع‌سازی و هزینه ساخت تجهیزات محاسبه شد، نسبت هزینه اولیه ساخت تجهیزات کل ۶۳ درصد، هزینه‌های جاری ۲۹ درصد و هزینه‌های تعمیر نگه‌داری ۸ درصد نسبت به هزینه کل تخمین زده شدند. بین و همکاران [۱۵] نیز

از روش تخمین هزینه در کار اسدنیا و مهریویا [۱۴] که در بالا توضیح داده شده، برای محاسبه هزینه‌های مختلف استفاده کردند. در این روش نوع و تعداد مبادله‌کن‌ها، کمپرسورها و مقدار مصرف توان در چرخه مایع‌سازی در تخمین هزینه‌ها در نظر گرفته نشده بود، در حالی که محاسبه دقیق‌تر شامل محاسبه هزینه ساخت تجهیزات اصلی مثل کمپرسورها، مبادله‌کن‌ها و منبسط‌کننده‌ها است، و محاسبه هزینه‌های جاری بر پایه مقدار مصرف توان و مواد ورودی مصرفی در چرخه مورد بررسی است.

در مطالعات انجام گرفته در گذشته روش‌های مختلفی برای مایع‌سازی هیدروژن ارائه شده است. استفاده از سرمایه‌های بازبازی گاز طبیعی در مایع‌سازی هیدروژن از مواردی است که نیاز به بررسی بیشتری دارد که در این پژوهش انجام شده و یک چرخه مایع‌سازی هیدروژن بر پایه استفاده از سرمایه‌های بازبازی گاز طبیعی مایع پیشنهاد شده است. نوآوری این مقاله استفاده از چرخه مبرد ترکیبی در ترکیب با سیستم بازبازی گاز طبیعی مایع در چرخه مایع‌سازی هیدروژن است، که موجب کاهش مصرف انرژی ویژه چرخه پیشنهادی در مقایسه با چرخه مشابه شده است. تحلیل انرژی برای تمامی تجهیزات و کل چرخه انجام شده و دستگاه‌هایی با بازدهی انرژی پایین مشخص شده‌اند. آنالیز اقتصادی شامل هزینه ساخت و راه اندازی، هزینه جاری و هزینه تعمیر و نگهداری، انجام شده است. آنالیز حساسیت بر روی چرخه پیشنهادی اجرا شده تا رابطه بین عملکرد پارامترهای تاثیرگذار بر کارایی چرخه مشخص شود.



شکل ۱- طرحواره چرخه پیشنهادی مایع‌سازی هیدروژن.

۲-۲- فرضیات چرخه پیشنهادی

- ناخالصی‌ها در جریان هیدروژن ورودی به چرخه مایع‌سازی در نظر گرفته نمی‌شوند [۴].
- چرخه و جریان‌ها در حالت پایا در نظر گرفته شده‌اند و افت فشار در مبادله‌کن‌ها ۳۰ کیلو پاسکال در نظر گرفته شده است [۴].
- ضریب بازدهی آدیاباتیکی کمپرسورها ۸۰ درصد و توربین منبسط‌کننده‌ها ۹۰ درصد در نظر گرفته شده است [۴].

۲-۳- تبدیل هیدروژن ارتو به پارا

هیدروژن در دمای محیط حاوی ۲۵ درصد هیدروژن پارا و ۷۵ درصد هیدروژن ارتو است که با کاهش دما، درصد هیدروژن پارا افزایش می‌یابد. در دمای مایع‌سازی ۹۹ درصد هیدروژن پارا در ترکیب هیدروژن وجود خواهد داشت اما واکنش تبدیل ارتو به پارا زمانبر و گرمازا است و در چرخه‌های مایع‌سازی هیدروژن موجب مشکل می‌شود. برای افزایش سرعت واکنش ارتو به پارا با توجه به درصد تبدیل و سرعت جریان از انواع کاتالیزورها استفاده می‌شود [۱۵]. هر اتم هیدروژن شامل یک الکترون و یک پروتون است. تفاوت هیدروژن ارتو با پارا بدلیل جهت حرکت هسته اتم‌های آنها است. مطابق شکل ۳، در هیدروژن ارتو هسته‌اتم‌ها به صورت هم‌جهت با یکدیگر می‌چرخند ولی در هیدروژن پارا هسته‌ها در خلاف جهت یکدیگر می‌چرخند [۱۶]. گرمای آزاد شده از تبدیل هیدروژن ارتو به پارا ۵۲۷ کیلوژول

از روش تخمین هزینه در کار اسدنیا و مهریویا [۱۴] که در بالا توضیح داده شده، برای محاسبه هزینه‌های مختلف استفاده کردند. در این روش نوع و تعداد مبادله‌کن‌ها، کمپرسورها و مقدار مصرف توان در چرخه مایع‌سازی در تخمین هزینه‌ها در نظر گرفته نشده بود، در حالی که محاسبه دقیق‌تر شامل محاسبه هزینه ساخت تجهیزات اصلی مثل کمپرسورها، مبادله‌کن‌ها و منبسط‌کننده‌ها است، و محاسبه هزینه‌های جاری بر پایه مقدار مصرف توان و مواد ورودی مصرفی در چرخه مورد بررسی است.

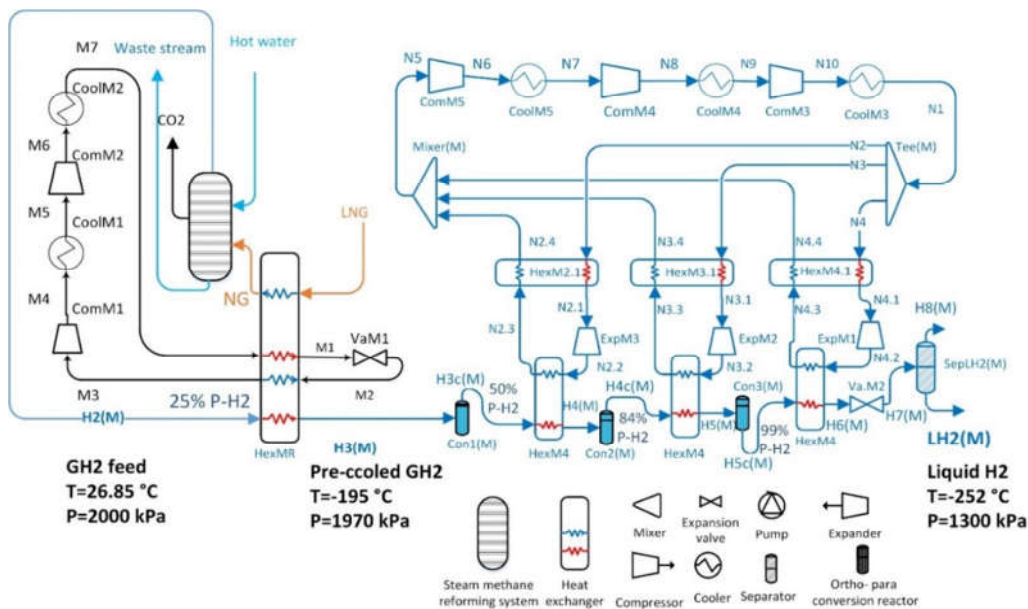
در مطالعات انجام گرفته در گذشته روش‌های مختلفی برای مایع‌سازی هیدروژن ارائه شده است. استفاده از سرمایه‌های بازبازی گاز طبیعی در مایع‌سازی هیدروژن از مواردی است که نیاز به بررسی بیشتری دارد که در این پژوهش انجام شده و یک چرخه مایع‌سازی هیدروژن بر پایه استفاده از سرمایه‌های بازبازی گاز طبیعی مایع پیشنهاد شده است. نوآوری این مقاله استفاده از چرخه مبرد ترکیبی در ترکیب با سیستم بازبازی گاز طبیعی مایع در چرخه مایع‌سازی هیدروژن است، که موجب کاهش مصرف انرژی ویژه چرخه پیشنهادی در مقایسه با چرخه مشابه شده است. تحلیل انرژی برای تمامی تجهیزات و کل چرخه انجام شده و دستگاه‌هایی با بازدهی انرژی پایین مشخص شده‌اند. آنالیز اقتصادی شامل هزینه ساخت و راه اندازی، هزینه جاری و هزینه تعمیر و نگهداری، انجام شده است. آنالیز حساسیت بر روی چرخه پیشنهادی اجرا شده تا رابطه بین عملکرد پارامترهای تاثیرگذار بر کارایی چرخه مشخص شود.

۲- مبانی و روش‌ها

۲-۱- توصیف چرخه پیشنهادی

چرخه پیشنهادی در این پژوهش بر پایه اصلاح مدل یانگ و همکاران [۴] طراحی شده است، در کار آنها از چرخه سردکن نیتروژنی در بخش پیش‌سرمایش و از مبرد هیدروژن برای بخش‌سرمایش و مایع‌سازی استفاده شده است که در پژوهش حاضر از چرخه پریکو برای بخش پیش‌سرمایش و از چرخه مبرد ترکیبی در بخش سرمایه‌های نهایی و مایع‌سازی هیدروژن استفاده شده است، تغییرات انجام شده در طراحی چرخه مایع‌سازی هیدروژن موجب تغییر مشخصات عملکردی آن می‌شود که در بخش بررسی نتایج چرخه پیشنهادی با دیگر چرخه‌ها مقایسه می‌شود. در شکل ۱ نحوه تولید هیدروژن مایع در روش پیشنهادی به صورت طرحواره نشان داده شده است. در ابتدا، گاز طبیعی مایع از مخازن نگهداری وارد سیستم بازبازی شده و به گاز طبیعی تبدیل می‌شود، که سرمایه‌های از دست رفته در این بخش در چرخه مایع‌سازی هیدروژن استفاده می‌شود. سپس گاز طبیعی وارد چرخه اصلاح بخار در متان شده و گاز هیدروژن جداسازی می‌شود، سپس گاز هیدروژن وارد چرخه مایع‌سازی هیدروژن شده و مایع می‌شود.

در شکل ۲ مدل پیشنهادی شامل تجهیزات و خط جریان‌ها آورده شده است. مطابق شکل ۲ جریان گاز طبیعی مایع با دمای ۱۶۳- درجه سلسیوس و فشار ۱۹۰۰ کیلو پاسکال وارد مبادله‌کن شده و به گاز طبیعی با دمای ۱۸ درجه سلسیوس و فشار ۱۸۷۰ کیلو پاسکال تبدیل می‌شود و سپس وارد سیستم اصلاح متان در بخار می‌شود. گاز هیدروژن با دمای ۲۶،۸۵ درجه سلسیوس و فشار ۲۰۰۰ کیلو پاسکال



شکل ۲- دیاگرام چرخه پیشنهادی تولید هیدروژن مایع با استفاده از سرمایش هدر رفته بازبازی گاز طبیعی مایع.

گاز طبیعی از روش پنگ-رابینسون استفاده شده است. از نرم افزار Aspen HYSYS 11 برای مدل سازی چرخه پیشنهادی استفاده شده است.

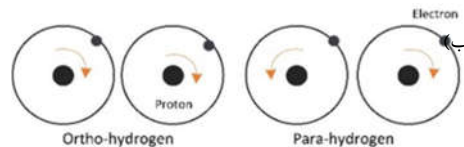
بر کیلوگرم بوده و گرمای تبخیر هیدروژن مایع هم ۴۴۶ کیلو ژول بر کیلوگرم است. در نتیجه در صورتی که در چرخه مایع سازی هیدروژن، هیدروژن ارتو به پارا تبدیل نشود، بعد از گذشت چند روز هیدروژن مایع تبخیر می شود [۱۷].

جدول ۱- مشخصات ترکیب جریان های چرخه پیشنهادی.

Waste stream	نام جریان ها و درصد هر جزء				ترکیبات
	LNG	H2(M)	M1	N1	
۰	۰	۱۰۰	۰	۷	هیدروژن
۰٫۱۱	۰٫۲	۰	۵۰	۰	نیتروژن
۱۸٫۸۹	۹۴٫۰۵	۰	۱۸	۰	متان
۲٫۵۴	۴٫۳	۰	۰	۰	اتان
۰	۰	۰	۱۷	۰	اتیلن
۰٫۶۴	۱	۰	۸	۰	پروپان
۰	۰	۰	۰	۰	پنتان
۰٫۱۶	۰٫۲	۰	۰	۰	ای-بوتان
۰٫۱۴	۰٫۲	۰	۰	۰	ان-بوتان
۰٫۰۱	۰٫۰۲	۰	۷	۰	ای-پنتان
۰٫۰۲	۰٫۰۳	۰	۰	۰	ان-پنتان
۷۷٫۴۹	۰	۰	۰	۰	آب
۰	۰	۰	۰	۸۳	هلیوم
۰	۰	۰	۰	۱۰	نئون

جدول ۲- مشخصات ترمودینامیکی جریان های چرخه پیشنهادی.

نام جریان	دما (درجه ی سلسیوس)	فشار (بار)	دبی (تن بر ساعت)	آگرزی (مگاوات)
H2(M)	۲۶	۲۰	۱۵٫۳۸	۵۲۱
H3(M)	-۱۹۵	۱۹٫۷	۱۵٫۳۸	۵۲۵
H3c(M)	-۱۸۸	۱۹٫۷	۱۵٫۳۸	۵۲۲



شکل ۳- جهت چرخش هسته های ارتو هیدروژن و پارا هیدروژن [۱۶].

در این تحقیق از سه تبدیل کننده ارتو به پارا استفاده شده است. واکنش مورد نظر در پایین آمده است:



در این تحقیق برای تعیین مشخصات بخش اصلاح بخار در متان از نتایج کار [۴] استفاده شده است که جزئیات بیشتر این بخش در کار آنها وجود دارد دو واکنش زیر واکنش های اصلی بخش اصلاح بخار در متان هستند:



در این تحقیق، پس از بررسی روش های مختلف، از دو معادله حالت بندیک-وب-رابین اصلاح شده^۱ و پنگ-رابینسون^۲ برای محاسبات استفاده شده است برای مدل سازی خط جریان هیدروژن خالص از روش بندیکت-وب-رابین اصلاح شده و برای جریان های مبرد ترکیبی و

¹ Modified Benedict-Webb-Rubin (MBWR)

² Peng-Robinson (PR)

۲-۵- مدل سازی مبادله کن ها

در مدل سازی هر مبادله کن امکان وجود نقاطی با دما، فشار و یا دبی مجهول وجود دارد، که درجه آزادی انجام محاسبات را مشخص می کند. در محاسبات، شرایط قید موازنه انرژی در تمامی مبادله کن ها، مقادیر فشار معلوم برای خط جریان ها و همچنین افت فشار معلوم ۳۰ کیلو پاسکال برای هر خط جریان در مبادله کن ها در نظر گرفته می شود. در این تحقیق حداقل دمای نزدیکی بین ۱ تا ۴ درجه سلسیوس بین جریان های ترکیبی سرد و گرم در نظر گرفته می شود. در مبادله کن بخش پیش سرمایه اش (HexMR) که شامل چهار جریان است، دما، فشار و دبی جریان گاز طبیعی مایع (LNG) و جریان گاز طبیعی (NG)، و گاز هیدروژن ورودی (H2(M)) معلوم هستند. دما و فشار جریان مبرد ترکیبی در نقاط (M7, M1, M2, M3) مطابق چرخه پریکو دارای مقادیر اولیه معلوم در نظر گرفته می شوند، اما دمای جریان هیدروژن خروجی از این مبادله کن و دبی چرخه مبرد ترکیبی پریکو دارای مقادیر نامعلوم هستند. در نتیجه مبادله کن مورد بررسی دو درجه آزادی دارد و با در نظر گرفتن موازنه انرژی و قید حداقل دمای نزدیکی ۱ درجه سلسیوس برای این مبادله کن، دو مقدار مجهول محاسبه می شوند. خطای حل موازنه انرژی در تمامی مدل سازی ها در این پژوهش ۰/۰۰۱ در نظر گرفته شده است. در مبادله کن بعدی (Hex.M4) جریان هیدروژن ورودی دارای مقادیر دما، دبی و فشار معلوم است، دما و فشار جریان مبرد با توجه به معلوم بودن فشار خروجی از منبسط کننده نیز محاسبه می شود. دمای نقطه N2.3 معلوم است (با استفاده از حل معادله انرژی در مبادله کن (HexM2.1)، اما دمای جریان خروجی هیدروژن از مبادله کن Hex4(M) مجهول است، با نظر گرفتن موازنه انرژی و تعیین حداقل دمای نزدیکی ۱ درجه سلسیوس برای این مبادله کن حل اولیه غیرهمگرا می شود که برای رسیدن به حل همگرا، قید مقدار ثابت حداقل دمای نزدیکی ۱ درجه سلسیوس حذف شده و بازه ۱ تا ۴ درجه سلسیوس برای آن در نظر گرفته می شود و با در نظر گرفتن چندین گام برای مقادیر دمای نقطه H4(M)، مقادیر مجهول دبی مبرد ترکیبی و دمای هیدروژن خروجی از مبادله کن Hex4(M) توسط نرم افزار HYSYS با روش سعی و خطا محاسبه می شود. با مشخص شدن دمای جریان H4(M) مدل سازی بقیه مبادله کن ها نیز با استفاده از روش اشاره شده در بالا، انجام می شود.

در این پژوهش محاسبه سطح مقطع انتقال گرما در مبادله کن با استفاده از روش اختلاف دمای متوسط لگاریتمی^۱ برای مبادله کن های دو جریانی و روش اختلاف دمای متوسط وزنی^۲ برای مبادله کن های بیش از دو جریان انجام می شود [۹]. روش وزنی بر پایه تقسیم محاسبات مربوطه به بازه های بیشتر در مبادله کن است و در هر بازه، مشابه مبادله کن دو جریانی مساحت انتقال گرما محاسبه می شود، که مجموع این مقادیر سطح انتقال گرما کل مبادله کن است. برای یک مبادله کن دو جریانه با استفاده از دو رابطه زیر سطح انتقال گرما بدست می آید [۹]:

¹ Logarithmic mean temperature difference (LMTD)

² Weighted mean temperature difference (WMTD)

H4(M)	۱۹،۴	۱۵،۳۸	۵۳۴
H4c(M)	۱۹،۴	۱۵،۳۸	۵۳۱
H5(M)	۱۹،۱	۱۵،۳۸	۵۴۱
H5c(M)	۱۹،۱	۱۵،۳۸	۵۴۳
H6(M)	۱۸،۸	۱۵،۳۸	۵۴۸
H7(M)	۱،۳	۱۵،۳۸	۵۴۶
LH2(M)	۱،۳	۱۴	۵۰۰
LNG	۱۹	۲۷،۹۵	۴۰۸
NG	۱۸	۲۷،۹۵	۴۰۴
N1	۲۵	۱۹۰	۴۷۸
M1	-۱۶۰	۱۶۵	۱۲۲۹
M2	-۱۹۶	۱۶۵	۱۲۲۶
M7	۲۰	۱۶۵	۱۲۱۷

۲-۴- آنالیز انرژی و انرژی

روابط مصرف انرژی ویژه و ضریب عملکرد در زیر آورده شده اند [۱۹، ۲۰]:

$$SEC = \frac{w_{net}}{\dot{m}_{LH_2}} \quad (4)$$

$$COP = \frac{Q_c}{W_{net}} \quad (5)$$

در تحلیل انرژی با محاسبه انرژی فیزیکی و شیمیایی انرژی هر جریان طبق روابط زیر محاسبه می شود [۲۰]:

$$e^{total} = e^{ph} + e^{ch} \quad (6)$$

$$e^{ph} = h - h_0 - T(S - S_0) \quad (7)$$

$$e^{ch}_{mixture} = \sum_i x_i e_i^{ch} + RT_0 \sum_j x_j \ln x_j \quad (8)$$

بازدهی انرژی و تخریب انرژی دستگاهها طبق جدول ۳ محاسبه می شوند.

جدول ۳- روابط بازدهی انرژی و تخریب انرژی دستگاهها [21, 22].

نام دستگاه	تخریب انرژی (kW)	بازدهی انرژی (η_{ex})
کمپرسور	$E_{in} - E_{out} + W_c$	$\frac{E_{in} - E_{out}}{W_c}$
مبادله کن	$E_{in} - E_{out}$	$1 - A_{hot} + A_{cold}$ $A_{hot} = \frac{\sum_{i=1}^n \dot{m}_i (\Delta e)_{hot}}{\sum_{i=1}^n \dot{m}_i (\Delta h)_{hot}}$ $A_{cold} = \frac{\sum_{i=1}^m \dot{m}_i (\Delta e)_{cold}}{\sum_{i=1}^m \dot{m}_i (\Delta h)_{cold}}$
توربین منبسط کننده	$E_{in} - E_{out} + W_t$	$\frac{W_t}{E_{in} - E_{out}}$
تبدیل کننده ارتو به پارا	$E_{in} - E_{out}$	$\frac{E_{out}}{E_{in}}$
میکسر و جدا کننده	$E_{in} - E_{out}$	$\frac{E_{out}}{E_{in}}$

با محاسبه هزینه جاری سالیانه و هزینه تعمیر و نگهداری سالیانه، هزینه کل سالیانه طبق رابطه زیر محاسبه می‌شود [24].

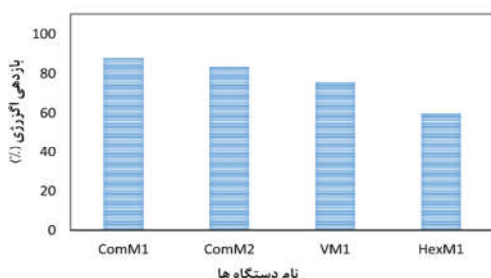
$$C_{Total,a} = C_{CAPEX,a} + C_{OPEX,a} + C_{O\&M,a} \quad (13)$$

دوره برگشت سرمایه طبق رابطه زیر محاسبه می‌شود [23]:

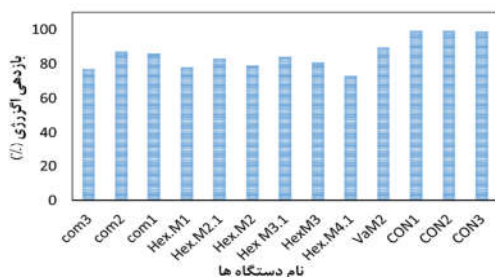
$$Payback \ Time = \frac{C_{CAPEX}}{Profit_{yr}} [year] \quad (14)$$

۳- نتایج

در چرخه پیشنهادی، کار مورد نیاز کل چرخه ۱۳۷۳۹۵ کیلو وات است که شامل ۲۳۳۹۲ کیلو وات کار مصرفی در بخش پیش‌سرمایش و ۱۰۸۱۷۶ کیلو وات در بخش سرمایش نهایی است. ظرفیت تولیدی چرخه پیشنهادی ۱۴۰۰۰ کیلوگرم در ساعت هیدروژن مایع است. SEC و COP به ترتیب ۹/۳۹ و ۰/۶۶ است. تخریب انرژی و بازدهی انرژی در دستگاه‌ها محاسبه شده تا دستگاه‌هایی که دارای کم‌ترین بازدهی انرژی هستند شناسایی شوند. در شکل ۴ و ۵ بازدهی انرژی در بخش دستگاه‌های بخش سرمایش و پیش‌سرمایش آورده شده است. در بخش پیش‌سرمایش، دستگاه مبادله‌کن HexMR دارای کم‌ترین بازدهی انرژی است. در بخش سرمایش نهایی مبادله‌کن Mex4.1 کم‌ترین بازدهی انرژی را در بین دیگر مبادله‌کن‌ها دارد.



شکل ۴- بازدهی انرژی بخش پیش‌سرمایش چرخه پیشنهادی.



شکل ۵- بازدهی انرژی بخش سرمایش نهایی چرخه پیشنهادی.

انرژی ورودی به چرخه، شامل جریان‌های ورودی و توان مورد نیاز است که مقادیر آنها به ترتیب ۱۰۶۱۶۰۷ و ۱۳۱۵۶۸ کیلو وات است که از این مقدار ۹۵۱۱۵۰ کیلو وات به عنوان انرژی محصولات چرخه و ۱۱۰۴۵۷ کیلو وات انرژی تخریب شده در دستگاه‌های مختلف است. جریان‌های ورودی به چرخه مایع‌سازی هیدروژن شامل جریان هیدروژن ورودی و گاز طبیعی مایع است و محصولات خروجی چرخه پیشنهادی شامل هیدروژن مایع و گاز طبیعی است. ورود انرژی به چرخه مایع‌سازی از طریق گاز خوراک و کار مورد نیاز برای

$$A = \frac{LMTD}{QU} \quad (9)$$

$$LMTD = \frac{\Delta T_{hot} - \Delta T_{cold}}{\ln \left(\frac{\Delta T_{hot}}{\Delta T_{cold}} \right)} \quad (10)$$

۲-۶- آنالیز اقتصادی

آنالیز اقتصادی برای چرخه مایع‌سازی با محاسبه هزینه ساخت تجهیزات و راه‌اندازی، هزینه جاری، و هزینه تعمیر و نگهداری چرخه پیشنهادی انجام می‌شود. هزینه ساخت تجهیزات طبق روابط موجود در جدول ۴ محاسبه می‌شود.

جدول ۴- هزینه ساخت دستگاه‌های مختلف.

منبع	هزینه ساخت (دلار)	نام دستگاه
[23]	$C_{Com} = 7900(w_{Com})^{0.62}$	کمپرسور
[24]	$C_{Hex} = 8500 + 409 \left(\frac{UA}{U_{cry}} \right)^{0.82}$ $U_{cry}(T < -145^{\circ}C) = 0.1$ $U_{cry}(-145^{\circ}C < T < 20^{\circ}C) = 0.2$	مبادله‌کن
[23]	$C_{Tur} = 378(w_{Tur})^{0.81}$	توربین منبسط کننده
[23]	$C_{oth} = 0.19(C_{Hex} + C_{com} + C_{tur})$	بقیه دستگاه‌ها

تخمین هزینه‌های راه‌اندازی بر پایه منابع [۲۳ و ۲۴] انجام شده است. برای محاسبه هزینه ساخت یک مبادله‌کن از رابطه ارائه شده در جدول ۴ استفاده می‌شود که با استفاده از مقدار سطح انتقال گرما در مبادله‌کن که در بخش ۵-۲ توضیح داده شده، هزینه ساخت مبادله‌کن محاسبه می‌شود. طبق جدول ۴، مقدار U_{cry} برای تخمین افزایش هزینه ساخت مبادله‌کن در دماهای بسیار کم در نظر گرفته شده، که در کار کارلدا و همکاران [۲۴] پیشنهاد شده است. محاسبه هزینه ساخت کمپرسور بر پایه مقدار توان مصرفی آن تخمین زده می‌شود و بر اساس رابطه جدول ۴ محاسبه می‌شود [۲۳]. هزینه ساخت منبسط کننده بر پایه توان تولیدی محاسبه می‌شود که در جدول ۴ آورده شده است [۲۳]. سه نوع دستگاه مبادله‌کن، کمپرسور و توربین منبسط کننده، بخش اصلی هزینه‌های ساخت تجهیزات در چرخه مایع‌سازی هیدروژن هستند [۲۴] و هزینه بقیه دستگاه‌های بکار رفته در چرخه پیشنهادی ۱۹ درصد جمع هزینه تمامی این نوع دستگاه‌ها در نظر گرفته می‌شود [۲۳]. پس از محاسبه هزینه ساخت تجهیزات بر پایه رابطه زیر، هزینه اولیه کل چرخه مایع‌سازی هیدروژن محاسبه می‌شود [۲۴]:

$$C_{eq} = (1 + C_{del}) \cdot (C_{Hex} + C_{Com} + C_{Tur} + C_{oth}) \quad (11)$$

هزینه ساخت چرخه به صورت سالیانه بر پایه عمر چرخه ۲۰ سال طبق رابطه زیر محاسبه می‌شود [24].

$$C_{CAPEX,a} = C_{CAPEX} \cdot \frac{I \cdot (1+I)^t}{(1+I)^t - 1} \quad (12)$$

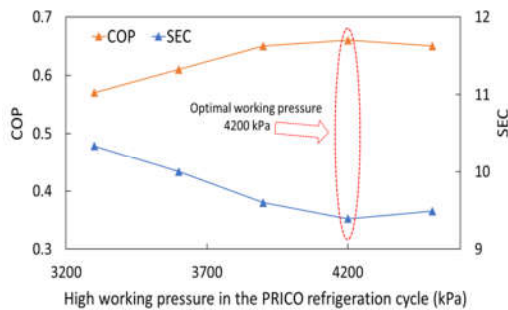
درصد اجزای میرد ترکیبی با دمای پایین جوش (نیتروژن و متان) قابل کاهش است که در این پژوهش برای مبادله‌کن بخش پیش‌سرمایش (HexMR)، نقطه تنگش در قسمت اول قرار دارد. اگر نقطه تنگش در انتهای قسمت دما بالا باشد درصد ایزوپنتان قابل افزایش است، و اگر نقطه تنگش در قسمت دوم باشد افزایش درصد اتیلن و پروپان قابل بررسی است. وقتی درصد نیتروژن و متان افزایش یابد، نقطه تنگش از قسمت اول که دما پایین است به سمت قسمت سوم حرکت می‌کند. با انجام آنالیز حساسیت تاثیر متغیرهای کلیدی بر روی عملکرد چرخه پیشنهادی بررسی می‌شود. در شکل ۸ بررسی تاثیر فشار کاری حداکثر میرد ترکیبی در قسمت پیش‌سرمایش چرخه پیشنهادی بررسی شده است. در شکل ۹ تاثیر دبی میرد ترکیبی در بخش پیش‌سرمایش بر عملکرد چرخه نمایش داده شده است.

فشرده‌سازی است و اگزرژی خروجی به دو صورت تخریب اگزرژی در دستگاه‌ها یا محصول خروجی از چرخه است. در شکل ۶ ورود و خروج اگزرژی به چرخه مایع‌سازی هیدروژن نشان داده شده است.

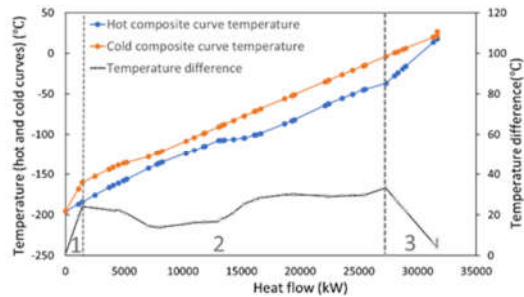


شکل ۶- اگزرژی ورودی و خروجی در چرخه پیشنهادی.

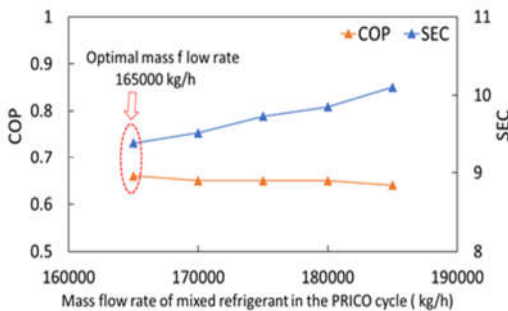
در شکل ۷ نمودارهای ترکیبی سرد و گرم برای چرخه مایع‌سازی هیدروژن پیشنهادی نشان داده شده است. اضافه شدن سیستم بازیابی گاز موجب نزدیک‌تر شدن نمودارهای ترکیبی می‌شود که همین اتفاق موجب کاهش تخریب اگزرژی در مبادله‌کن در بخش پیش‌سرمایش می‌شود. گاز طبیعی مایع وارد مبادله‌کن بخش پیش‌سرمایش شده و در آن تبخیر و به گاز طبیعی تبدیل می‌شود. سرمایش سیستم تبخیر گاز طبیعی مایع برای کاهش دمای هیدروژن و کمک به چرخه پیش سرد کننده استفاده می‌شود.



شکل ۸- تاثیر فشار کاری حداکثر چرخه سردکننده پریکو در بخش پیش‌سرمایش بر COP و SEC.



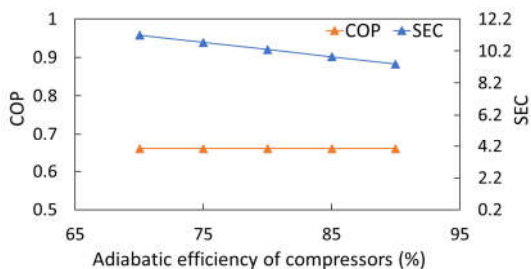
شکل ۷- نمودار ترکیبی سرد و گرم مبادله‌کن واحد پیش‌سرمایش.



شکل ۹- تاثیر دبی میرد ترکیبی چرخه سردکننده پریکو در بخش پیش‌سرمایش بر COP و SEC.

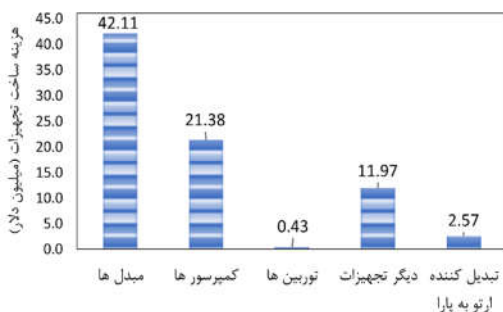
دمای میرد ترکیبی غیر هم‌جوش در هنگام میعان یا تبخیر در یک فشار ثابت بر خلاف میردهای خالص تغییر می‌کند، با توجه به اینکه بار سرمایشی مورد نیاز فرآیندهای دما پایین، یک بار توزیع شده در یک گستره دمایی است، در صورت استفاده از میرد ترکیبی بجای میرد خالص، اختلاف دما بین جریان‌های گرم و سرد در شبکه مبادله‌کن‌های گرمایی کم شده و به دلیل کاهش تخریب اگزرژی در مبادله‌کن، توان مصرفی سیستم سرمازا نیز کاهش می‌یابد. تغییر در منحنی‌های ترکیبی هر مبادله‌کن موجب تغییر نقطه تنگش می‌شود، نقطه تنگش نشان دهنده مکانی است که حداقل اختلاف دما بین جریان‌های سرد و گرم برقرار می‌شود. با توجه به شکل ۷ و با در نظر گرفتن دو مقدار حداکثر در نمودار اختلاف دما، اختلاف دمای بین جریان‌های سرد و گرم به سه قسمت تقسیم می‌شود. دمای پایین، دمای میانی و قسمت دمای بالا. قسمت سوم بخشی است که کلیه اجزای میرد ترکیبی در ناحیه بخار اشباع هستند، در پژوهش ژو و همکاران [۲۵] محل قرارگیری نقطه تنگش در هر یک از سه قسمت بررسی شده است. که بر پایه نتایج کار آنها وقتی نقطه تنگش در انتهای قسمت اول باشد،

با توجه به شکل ۸، مشخص است که افزایش فشار حداکثر در محدوده ۳۳۰۰ تا ۴۲۰۰ کیلو پاسکال موجب کاهش مصرف انرژی ویژه و افزایش ضریب عملکرد چرخه مایع‌سازی هیدروژن پیشنهادی می‌شود. فشار ۴۲۰۰ کیلو پاسکال حالت بهینه است. با توجه به شکل ۹، افزایش دبی میرد ترکیبی موجب افزایش مصرف انرژی ویژه می‌شود ولی تاثیر بسیار ناچیزی بر ضریب عملکرد دارد. دبی میرد ترکیبی در بخش پیش‌سرمایش با مقدار ۱۶۵۰۰۰ کیلوگرم بر ساعت، موجب عملکرد بهتر چرخه مایع‌سازی می‌شود. در شکل ۱۰، تاثیر حداقل دمای نزدیکی در مبادله‌کن بخش پیش‌سرمایش بر مصرف انرژی ویژه و همچنین هزینه‌های چرخه نمایش داده شده است. هرچه حداقل دمای نزدیکی کم‌تر باشد احتیاج به مبادله‌کن بزرگ‌تری است، اما کاهش



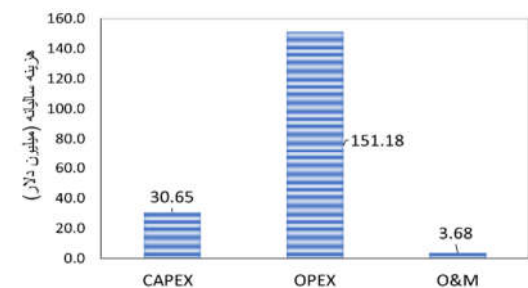
شکل ۱۲- تاثیر بازدهی ادیاباتیک کمپرسورها بر COP و SEC.

هزینه ساخت دستگاه ها در شکل ۱۳ آورده شده است. با توجه به شکل ۱۳، بیشترین تاثیر بر روی هزینه ساخت تجهیزات مربوط به مبادله‌کن‌ها است.



شکل ۱۳- هزینه های ساخت دستگاه‌های مختلف در چرخه مایع سازی هیدروژن پیشنهادی.

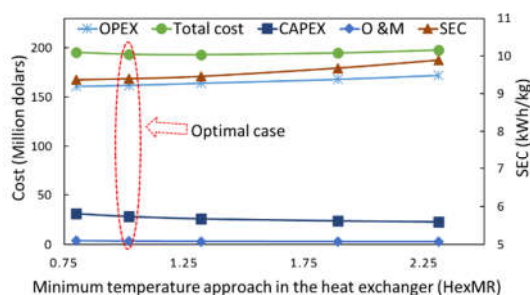
در شکل ۱۴ هزینه‌های سالیانه چرخه پیشنهادی بررسی شده‌اند. هزینه جاری سالیانه بیشترین تاثیر را در مجموع هزینه سالیانه چرخه پیشنهادی دارد.



شکل ۱۴- هزینه‌های سالیانه چرخه مایع‌سازی هیدروژن پیشنهادی.

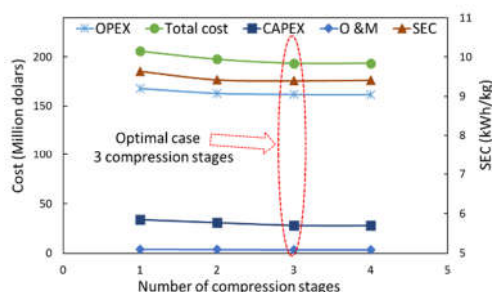
در کار یانگ و همکاران [۴] گاز هیدروژن با دمای ۲۳ درجه سلسیوس و فشار ۲۰۰۰ کیلو پاسکال وارد چرخه مایع‌سازی هیدروژن می‌شود و توسط چرخه میرد نیتروژنی و همچنین سرمایه‌سازی بازیابی گاز طبیعی مایع تا دمای ۱۶۳- درجه سلسیوس پیش‌سرد می‌شود و در بخش سرمایه‌سازی نهایی توسط میرد هیدروژنی در دمای ۲۵۲- درجه سلسیوس مایع می‌شود، استفاده از سرمایه‌سازی سیستم بازیابی گاز طبیعی مایع در این روش موجب کاهش مصرف انرژی ویژه از ۱۳٫۷۲ تا ۱۰٫۰۵ شده است، در حالی که در مدل پیشنهادی در پژوهش حاضر، مصرف انرژی ویژه ۹٫۳۸ است. در مدل ارائه شده توسط براخا و همکاران [۴]

حداقل دمای نزدیکی موجب کاهش تخریب انرژی نیز می‌شود. وقتی مجموع هزینه‌های جاری و ساخت حداقل شوند مقدار حداقل دمای نزدیکی بهینه است. با توجه به شکل ۱۰، بهترین مقدار برای مبادله‌کن بخش پیش‌سرمایش ۱ درجه سلسیوس است.



شکل ۱۰- تاثیر حداقل دمای نزدیکی در مبادله‌کن (HexMR) بر SEC و مشخصات اقتصادی چرخه پیشنهادی.

در شکل ۱۱ تاثیر تعداد طبقات فشرده‌سازی در چرخه‌های سرد کننده مورد استفاده در بخش سرمایه‌سازی نهایی بر مصرف انرژی ویژه و هزینه‌های مختلف چرخه آورده شده است. استفاده از یک کمپرسور بجای سه کمپرسور بخش سرمایه‌سازی نهایی، موجب افزایش مصرف انرژی ویژه و افزایش هزینه برق مصرفی می‌شود، علاوه بر آن هزینه ساخت بیش‌تری نسبت به استفاده از سه کمپرسور دارد. در نتیجه با توجه به شکل ۱۱، استفاده از سه طبقه فشرده‌سازی، بهترین حالت برای بخش سرمایه‌سازی نهایی چرخه پیشنهادی در پژوهش حاضر است.



شکل ۱۱- تاثیر تعداد طبقات فشرده‌سازی میرد بر SEC و مشخصات اقتصادی چرخه پیشنهادی.

در شکل ۱۲ مقدار تاثیرگذاری بازدهی ادیاباتیک کمپرسورها بر عملکرد چرخه بررسی شده است. بازدهی ۹۰ درصد بهترین مقدار است اما توجه به مدل سازی چرخه پیشنهادی بر پایه فرضیات مدل یانگ و همکاران [۴]، ضریب بازدهی ادیاباتیک کمپرسورها در این پژوهش مشابه کار آنها و مقدار ۸۰ درصد در نظر گرفته شده است.

۰.۶۶ است. بیشترین تخریب انرژی در بخش پیش سرمایه‌گذاری مربوط به مبادله‌کن است. مصرف انرژی ویژه چرخه پیشنهادی ۹,۳۹ است که نسب به چرخه مشابه بهبود عملکرد دارد. با توجه به نتایج بخش آنالیز حساسیت برای چرخه پیشنهادی، افزایش حداکثر فشار در دو بخش سرمایه‌گذاری و پیش‌سرمایش موجب کاهش مصرف انرژی ویژه و افزایش ضریب عملکرد می‌شود. افزایش دبی مبرد ترکیبی نیز موجب افزایش مصرف انرژی ویژه می‌شود. با توجه به نتایج بخش تحلیل اقتصادی، مبادله‌کن‌ها بیشترین سهم را در هزینه ساخت تجهیزات در چرخه مایع‌سازی دارند، بیشترین هزینه سالیانه نیز مربوط به هزینه اولیه ساخت چرخه است. دوره برگشت سرمایه چرخه پیشنهادی ۲,۳۸ سال بوده که نسبت به چرخه مشابه با ۳ سال توجیه اقتصادی بهتری دارد.

۵- نمادها

علائم انگلیسی	
A_{Hex}	مساحت تبادل گرما در مبادله‌کن (m^2)
$C_{capex,a}$	هزینه ساخت اولیه سالیانه (\$/year)
C_{com}	هزینه ساخت کمپرسور (\$)
C_{del}	ضریب هزینه تحویل، راه اندازی دستگاه‌ها (\$)
C_{eq}	هزینه ساخت تجهیزات (\$)
C_{Hex}	هزینه ساخت مبادله‌کن (\$)
COP	ضریب عملکرد
$C_{O\&M,a}$	هزینه تعمیر و نگهداری سالیانه (\$/year)
$C_{OPEX,a}$	هزینه جاری سالیانه (\$/year)
C_{oth}	هزینه دیگر دستگاه‌ها (\$)
C_{Total}	مجموع هزینه ساخت و جاری (\$/year)
C_{tur}	هزینه ساخت توربین (\$)
Ex	انرژی (kW)
e_{ch}	انرژی شیمیایی (kW)
e_{ph}	انرژی فیزیکی (kW)
I	نرخ بهره سالیانه
$LMTD$	اختلاف دمای متوسط لگاریتمی
\dot{m}_{LH2}	دبی جرمی گاز مایع شده (kg/h)
P_{net}	برآیند کار مصرفی در چرخه (kW)
$Profit_{yr}$	سود سالیانه (\$/year)
Q_c	گرما منتقل شده در مبادله‌کن‌ها (kW)
SEC	مصرف انرژی ویژه (kWh/kg)
t	عمر فرآیند (سال)
w_{net}	مجموع کار مصرفی در چرخه
Y_a	نرخ سالیانه فعالیت چرخه

۶- مراجع

- [1] Nazir H., Louis C., Jose S., Prakash J., Muthuswamy N., Buan M. E., Flox C., Chavan S., Shi X., Kauranen P., Is the H2 Economy Realizable in the Foreseeable Future? Part I: H2 Production Methods, *International Journal of Hydrogen Energy*, 2020.

از چرخه سرکن مبرد نیتروژنی و چرخه برایتون هیدروژنی به ترتیب برای پیش‌سرمایش و سرمایه‌گذاری هیدروژن استفاده شده است، در کار آنها از سیستم بازیابی گاز طبیعی مایع استفاده نشده اما سیستم چرخه سرد کننده هیدروژنی بکار رفته در آن مشابه کار یانگ و همکاران [۴] است. مصرف انرژی ویژه مدل براخا و همکاران [۲۶] ۱۳,۵۸ است. در کار یانگ و همکاران [۴] و براخا و همکاران [۲۶] از روش پنگ رایبسون برای شبیه‌سازی استفاده شده در حالی که در پژوهش حاضر برای جریان هیدروژنی از معادله حالت بندیکوب‌رایبسون اصلاح شده و برای جریان‌های مبرد ترکیبی و گاز طبیعی از روش پنگ‌رایبسون استفاده شده است. در جدول ۵ مدل پیشنهادی در کار حاضر با نتایج منابع [۴, ۲۶] مقایسه شده است.

جدول ۵- عملکرد چرخه پیشنهادی و کار منابع [۴, ۲۶].

ضرایب مورد بررسی	پژوهش حاضر	[4]	[26]
مصرف انرژی ویژه (kWh/kg)	۹,۳۹	۱۱,۰۵	۱۳,۵۸
دوره برگشت سرمایه (سال)	۲,۳۸	۳	۳
ظرفیت تولید (تن در روز)	۳۳۶	۳۰۰	۳۰۰
کار مصرفی (کیلو وات)	۱۳۱۵۶۸	۱۴۷۰۱۲	۱۶۵۸۱۸
سیستم سرد کننده بخش پیش‌سرمایش	مبرد ترکیبی (پریکو)	نیتروژنی	نیتروژنی
سیستم سرد کننده بخش سرمایه‌گذاری نهایی	مبرد ترکیبی	هیدروژنی	هیدروژنی

مطابق جدول ۵ چرخه پیشنهادی دارای مصرف انرژی ویژه کم‌تری نسبت به کار منابع [۴, ۲۶] است. چرخه پیشنهادی ۱۵ درصد مصرف انرژی ویژه کم‌تری نسبت به کار یانگ و همکاران [۴] و همچنین ۳۰ درصد مصرف انرژی ویژه کم‌تر نسبت به کار [۲۶] دارد. کار حاضر ۲۰ درصد دوره برگشت سرمایه کم‌تری نسبت به کار منابع [۴, ۲۶] دارد، در نتیجه چرخه پیشنهادی توجیه اقتصادی بهتری دارد. کار مصرفی چرخه پیشنهادی با مقدار ۱۳۱۵۶۸ کیلو وات نسبت به دو چرخه دیگر [۴, ۲۶] مصرف کار کم‌تری دارد در حالی که ظرفیت چرخه پیشنهادی با ۳۳۶ تن در روز بالاتر از دو کار دیگر (۳۰۰ تن در روز) است.

۴- جمع‌بندی

در این مقاله چرخه مایع‌سازی هیدروژن دارای سیستم پیش‌سرمایش پیشنهاد شده است، چرخه پیشنهادی از سیستم بازیابی گاز طبیعی مایع و چرخه‌های سرد کننده مبرد ترکیبی برای افزایش کارایی بهره می‌برد. آنالیزهای انرژی، انرژی و اقتصادی برای بررسی چرخه پیشنهادی انجام شده است. چرخه پیشنهادی دارای ظرفیت ۳۳۶ تن در روز هیدروژن مایع است. ضریب عملکرد چرخه پیشنهادی

- [20] Kotas T. J., *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*: Elsevier, 2013.
- [21] Ghorbani B., Mehrpooya M., Sadeghzadeh M., Process Development of a Solar-Assisted Multi-Production Plant: Power, Cooling, and Hydrogen, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 45, No. 55, pp. 30056-30079, 2020.
- [۲۲] آقازاده دکانداری د.، حقیقی خوشخو ر.، بیدی م.، مافی م.، شبیه‌سازی، تحلیل و بهینه‌سازی ترمودینامیکی دو سیکل جدید ترکیبی توان-تبرید با استفاده از انرژی کرایچونیک ال ان جی.، مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز، د. ۵۱، ش. ۴، ص ۲۰-۱۱، ۱۴۰۰.
- [23] Couper J. R., Hertz D. W., Smith F. L., *Process Economics*: McGraw-Hill, 2008.
- [24] Cardella U., Decker L., Klein H., Roadmap to Economically Viable Hydrogen Liquefaction, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 42, No. 19, pp. 13329-13 ۳۳۸، ۲۰۱۷.
- [25] Xu X., Liu J., Cao L., Optimization and Analysis of Mixed Refrigerant Composition for the Prico Natural Gas Liquefaction Process, *Cryogenics*, Vol. 59, pp. 60-69, 2014.
- [26] Bracha M., Lorenz G., Patzelt A., Wanner M., Large-Scale Hydrogen Liquefaction in Germany, *International journal of hydrogen energy*, Vol. 19, No. 1, pp. 53-59, 1994.
- [2] Zhang J., Meerman H., Benders R., Faaij A., Comprehensive Review of Current Natural Gas Liquefaction Processes on Technical and Economic Performance, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 166, pp. 114736, 2020.
- [3] Yun S.-K., Design and Analysis for Hydrogen Liquefaction Process Using Lng Cold Energy, *Journal of the Korean Institute of Gas*, Vol. 15, No. 3, pp. 1-5, 2011.
- [4] Yang J.-H., Yoon Y., Ryu M., An S.-K., Shin J., Lee C.-J., Integrated Hydrogen Liquefaction Process with Steam Methane Reforming by Using Liquefied Natural Gas Cooling System, *Applied Energy*, Vol. 255, pp. 113840, 2019.
- [5] Chang H.-M., Kim B. H., Choi B., Hydrogen Liquefaction Process with Brayton Refrigeration Cycle to Utilize the Cold Energy of Lng, *Cryogenics*, Vol. 108, pp. 103093, 2020.
- [6] Bae J.-E., Wilailak S., Yang J.-H., Yun D.-Y., Zahid U., Lee C.-J., Multi-Objective Optimization of Hydrogen Liquefaction Process Integrated with Liquefied Natural Gas System, *Energy Conversion and Management*, Vol. 231, pp. 113835, 2021.
- [7] Krasae-in S., Bredesen A. M., Stang J. H., Neksa P., Simulation and Experiment of a Hydrogen Liquefaction Test Rig Using a Multi-Component Refrigerant Refrigeration System, *international journal of hydrogen energy*, Vol. 36, No. 1, pp. 907-919, 2011.
- [8] Asadnia M., Mehrpooya M., A Novel Hydrogen Liquefaction Process Configuration with Combined Mixed Refrigerant Systems, *International journal of hydrogen energy*, Vol. 42, No. 23, pp. 15564-15585, 2017.
- [9] Cardella U., Decker L., Sundberg J., Klein H., Process Optimization for Large-Scale Hydrogen Liquefaction, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 42, No. 17, pp. 12339-12354, 2017.
- [10] Berstad D., Walnum H. T., Decker L., AG L. K., Quack H., Integrated Design for Demonstration of Efficient Liquefaction of Hydrogen (Ideally), *Fuel Cells and Hydrogen Joint Undertaking (FCH JU)*, 2013.
- [۱۱] یاری م.، غایبی ه.، قوامی گرگری س.، تحلیل انرژی و انرژی سیستم نوین ریفرمینگ بخار آب بیوگاز خورشیدی برای تولید هیدروژن. مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز، د. ۴۸، ش. ۴، ص ۳۲۸-۳۱۹، ۱۳۹۷.
- [12] Abe J., Popoola A., Ajenifuja E., Popoola O., Hydrogen Energy, Economy and Storage: Review and Recommendation, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 44, No. 29, pp. 15072-15086, 2019.
- [13] Carapellucci R., Giordano L., Steam, Dry and Autothermal Methane Reforming for Hydrogen Production: A Thermodynamic Equilibrium Analysis, *Journal of Power Sources*, Vol. 469, pp. 228391, 2020.
- [14] Aasadnia M., Mehrpooya M., Conceptual Design and Analysis of a Novel Process for Hydrogen Liquefaction Assisted by Absorption Precooling System, *Journal of cleaner production*, Vol. 205, pp. 565-588, 2018.
- [15] Yin L., Ju Y., Process Optimization and Analysis of a Novel Hydrogen Liquefaction Cycle, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 110, pp. 219-230, 2020.
- [16] Essler J., Haberstroh C., Construction of a Para-Ortho Hydrogen Test Cryostat, in *Proceeding of AIP*.
- [17] Gupta R., Basile A., Veziroglu T. N., *Compendium of Hydrogen Energy: Hydrogen Storage, Distribution and Infrastructure*: Woodhead Publishing, 2016.
- [18] Timmerhaus K. D., Flynn T. M., *Cryogenic Process Engineering*: Springer Science & Business Media, 2013.
- [۱۹] کلوانی ا.، مافی م.، خانکی م.، مقایسه فنی و اقتصادی اثر پیش‌سرمایش جذبی بر واحدهای مایع‌سازی گاز طبیعی به منظور تامین سوخت نیروگاه شهید رجایی، مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز، د. ۵۱، ش. ۳، ص ۱۷۴-۱۶۵، ۱۴۰۰.