



Semnan University

Journal of Modeling in Engineering

Journal homepage: <https://modelling.semnan.ac.ir/>

ISSN: 2783-2538



Research Article

Techno-Economic Modeling of the High-Efficient Self-Cooling Natural Gas Liquefaction System in Pressure Reduction Stations: a Case Study of Shahid Salimi Power Plant of Neka

Seyed Hossein Habibiannnejad ^a, Ali Jahangiri ^{a,*}, Mohammad Ameri ^a^a Faculty of Mechanical and Energy Engineering, Shahid Beheshti University, Tehran, Iran

PAPER INFO

Paper history:

Received: 2024-09-15

Revised: 2025-08-02

Accepted: 2025-08-18

Keywords:

Liquefied Natural Gas (LNG);

Pressure reduction station (PRS);

Expander;

Liquefaction rate (LR);

Economic sensitivity analysis;

Internal Rate of

Return (IRR);

ABSTRACT

Today, the demand for natural gas (NG) as a low-emission energy carrier is on the rise. Simultaneously, the share of liquefied natural gas (LNG) as a method of gas transportation is also increasing. The high-pressure gas pipelines for urban gas supply, along with pressure reduction stations (PRSs), have expanded significantly in Iran over the past few years. In the PRS, the pressure energy of NG is lost. Therefore, LNG production using the self-cooling method in PRS (LPRS) is one solution to recover this energy and produce LNG simultaneously. This method requires attention due to very low electricity consumption and simplicity compared to other liquefaction methods. Replacing LPRS instead of PRS, in addition to creating a product sales market, can decrease energy waste in PRS. The feasibility of the plant construction requires both technical and economic evaluations. In this research, we have designed an LPRS process specifically for the Neka power plant. After identifying suitable thermodynamic points, an economic evaluation that considered the entire LNG production chain is conducted. In this study, through a parametric analysis, the liquefaction rate has achieved 27.6%. The coefficient of performance, specific power consumption, and exergy efficiency are 0.68, 160.0, and 61.8% at the maximum liquefaction point, respectively. Furthermore, the results of the economic study show that the highest IRR and the lowest break-even point are calculated as 38% and 2.4 years, which are realized at the maximum liquefaction point.

DOI: <https://doi.org/10.22075/jme.2025.35336.2728>

© 2026 Published by Semnan University Press.

This is an open access article under the CC-BY 4.0 license. (<https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>)

* Corresponding author.

E-mail address: a_jahangiri@sbu.ac.ir

How to cite this article:

S habibiannnejhad, A Jahangiri and M Ameri, "Techno-economic modeling of the high-efficient Self-cooling natural gas liquefaction system in pressure reduction stations: a case study of Shahid Salimi Power Plant of Neka," Journal of Modeling in Engineering, 24 85 (2026): 99-119, doi: 10.22075/jme.2025.35336.2728

مدل سازی فنی – اقتصادی فرآیند خودسرمایشی پر بازده تولید گاز طبیعی مایع در ایستگاه های تقلیل فشار: مطالعه موردی نیروگاه شهید سلیمی نکا

سید حسین حبیبیان نژاد^۱ , علی جهانگیری^{۱*}, محمد عامری^۱

اطلاعات مقاله	چکیده
دریافت مقاله: ۱۴۰۳/۰۶/۲۵ بازنگری مقاله: ۱۴۰۴/۰۵/۱۱ پذیرش مقاله: ۱۴۰۴/۰۵/۲۷	
واژگان کلیدی: ایستگاه تقلیل فشار (PRS)، گاز طبیعی مایع (LNG)، توربین انبساطی، نرخ مایع سازی، آنالیز حساسیت اقتصادی، نرخ بازده داخلی (IRR).	میزان تقاضای گاز طبیعی به عنوان یک حامل انرژی پاک در ایران و جهان رو به افزایش است. خط لوله و مایع سازی گاز طبیعی دو روش اصلی انتقال گاز در جهان هستند. در حال حاضر در ایران خطوط لوله سراسری و گسترده جهت پاسخ به این تقاضا ایجاد شده است. اما امروزه سهم گاز طبیعی مایع (LNG) در تجارت انرژی در جهان رو به افزایش است. فشار گاز خط لوله در ایستگاه های تقلیل فشار (PRS) کاهش می یابد تا آماده مصرف شود. متعاقب این افت فشار ناگهانی بخشی از انرژی گاز تلف می شود. با استفاده از فرآیند خودسرمایشی علاوه بر بازیابی انرژی اتلافی در PRS، می توان بخشی از گاز طبیعی را مایع نمود. فرآیند خودسرمایشی نسبت به فرآیندهای مرسوم تولید LNG، مصرف برق پایین تر و پیچیدگی فرآیندی کمتری دارد. در این پژوهش یک فرآیند خودسرمایشی تولید LNG با به کارگیری تجهیز توربین انبساطی بر اساس مشخصات ایستگاه تقلیل فشار نیروگاه نکا طراحی شده است. پس از یافتن نقاط ترمودینامیکی مناسب، ارزیابی اقتصادی با در نظر گرفتن واحدها و تاسیسات جانبی صورت پذیرفته است. در این مطالعه با بهره گیری از روش مطالعه پارامتریک، نرخ مایع سازی تا ۲۷/۶٪ بهبود یافته است. ضریب عملکرد سرمایشی، توان مشخصه و راندمان انرژی به ترتیب ۰/۶۸، ۱۶۰/۰ کیلووات-ساعت بر تن و ۶۱/۸٪ در نقطه بیشینه مایع سازی تعیین شده است. همچنین بر اساس ارزیابی اقتصادی، بیشترین میزان نرخ بازده داخلی و کمترین زمان نقطه سر به سر به ترتیب ۲/۴ و ۲/۸ سال محاسبه شده است که در نقطه بیشینه مایع سازی محقق می شود.

DOI: <https://doi.org/10.22075/jme.2025.35336.2728>

© 2026 Published by Semnan University Press.

This is an open access article under the CC-BY 4.0 license. (<https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>)

۱- مقدمه

مازاد را برآورده سازد و علاوه بر کاهش میزان رشد انتشار آلاینده ها، موجب کاهش پدیده انتشار گازهای گلخانه ای شود [۳]. با توجه به این مزایای گاز طبیعی و همچنین تمیزتر بودن، عدم تولید مواد سمی، ارزش حرارتی بالا و دسترسی آسان استفاده از این حامل انرژی در جهان رو به افزایش است [۴]. به گونه ای که در سی سال اخیر سهم گاز طبیعی از سبد انرژی در جهان سه برابر شده است [۵]. افزایش سهم گاز طبیعی از بازار انرژی موجب رشد صنایع

عملکرد صنایع حیاتی به منابع انرژی وابسته است. با افزایش جمعیت، تقاضا برای انرژی در جهان در هر دو بخش صنعت و خانگی در حال افزایش است [۱]. افزایش تقاضا موجب افزایش بهره گیری از منابع انرژی بویژه مشتقات نفتی و گازی به عنوان مهم ترین و متداول ترین حامل های انرژی در جهان شده است [۲]. در این میان منابع انرژی کم کربن مانند گاز طبیعی راهکاری است که می تواند این تقاضای

* پست الکترونیک نویسنده مسئول: a_jahangiri@sbu.ac.ir

۱. دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه شهید بهشتی، تهران، ایران

استناد به این مقاله:

سید حسین حبیبیان نژاد، علی جهانگیری و محمد عامری، "مدل سازی فنی – اقتصادی فرآیند خودسرمایشی پر بازده تولید گاز طبیعی مایع در ایستگاه های تقلیل فشار: مطالعه موردی نیروگاه شهید سلیمی نکا"، مدل سازی در مهندسی، ۸۵ (۱۴۰۵): ۹۹-۱۱۹، doi: 10.22075/jme.2025.35336.2728

دخیل در زنجیره تولید و انتقال گاز طبیعی شده است [۶]. انتقال گاز طبیعی در میان تولیدکننده و مصرف کننده به دو روش مایع سازی و خط لوله صورت می پذیرد. امروزه، گاز طبیعی مایع یا به اختصار LNG به عنوان راهکاری کلیدی و رو به رشد در ذخیره سازی و انتقال انرژی در جهان مطرح است [۷]. نتایج نشان می دهد که از سال ۲۰۰۰ تا سال ۲۰۱۹، حجم تجارت گاز طبیعی با استفاده از LNG بیش از سه برابر شده است و پیش بینی می شود در سال ۲۰۳۵ سهم LNG در تجارت گاز طبیعی از خط لوله پیشی بگیرد [۸].

زنجیره تولید LNG به طور کلی شامل واحدهای پیش پردازش، مایع سازی و واحد ذخیره سازی است. با توجه به دمای بسیار پایین مایع سازی گاز طبیعی در بخش پیش پردازش ناخالصی ها جهت اجتناب از یخ زدگی در فرآیند مایع سازی کاهش می یابد سپس گاز طبیعی پردازش شده وارد واحد مایع سازی می شود و در طی یک فرآیند فوق سرد درون مبدل های حرارتی فشرده مانند صفحه-پره ای با استفاده از یک مبرد مایع می شود. این واحد بخش کلیدی در تولید و تجارت LNG است. در نهایت در مخازن مناسب LNG تولیدی ذخیره می شود. واحدهای مایع سازی در ظرفیت های مختلف طراحی و اجرا می شود. این واحدها بر اساس ظرفیت و کاربرد به سه دسته بار مینا (با ظرفیت بیش از یک میلیون تن LNG در سال)، مقیاس کوچک خشکی یا ابعاد کوچک (ظرفیت کمتر از یک میلیون تن در سال) و فرآیندهای فراساحلی [۹] طبقه بندی می شوند. حداقل ظرفیت واحدهای ابعاد کوچک تا ۰/۲ میلیون تن در سال تعریف شده است و به کمتر از این حجم تولید در سال، مینی و یا میکرو اتلاق شده است [۱۰]. نتایج مطالعات بر روی فرآیندهای مایع سازی گاز طبیعی نشان می دهد که هر چه میزان فشار خوراک بیشتر باشد، میزان انرژی مصرفی کمتر است [۱۱]. در نتیجه خطوط فشار بالا -در جایی که شبکه گازرسانی فشار بالا وجود دارد- به عنوان گزینه ای مناسب جهت احداث واحدهای مایع سازی مطرح است. این خطوط فشار بالا در سراسر کشور گسترش یافته اند و در نقاط نزدیک به شهرها و در ایستگاه های تقلیل فشار (PRS) فشار کاهش می یابد و وارد خطوط فشار پایین جهت مصرف می شود. ظرفیت ایستگاه های تقلیل فشار متداول در ایران کمتر از ۳۰,۰۰۰ نرمال مترمکعب بر ساعت است. با توجه به این ظرفیت محدود، مجتمع های تولید LNG در این

ایستگاه ها عموماً در دسته مجتمع های ابعاد کوچک طبقه بندی می شود [۹]. این دسته از واحدهای تولید LNG دو کاربرد عمده دارند که شامل تامین سوخت خودروها با سوخت گاز طبیعی مایع و همچنین جبران نوسانات مصرف گاز طبیعی صنعتی و خانگی یا همان پیک سایی است [۱۲]. از منظر فناوری مایع سازی، واحدهای مایع سازی در ابعاد کوچک عموماً به سه دسته شامل: مبرد خالص نیتروژن با چرخه بسته برایتون معکوس، مبرد مخلوط تک حلقه با چرخه تراکم بخار و خودسرمایشی گاز طبیعی دسته بندی می شوند [۱۳]. در مطالعات مختلف انجام شده بر روی فرآیندهای تولید LNG در ایستگاه های تقلیل فشار در ابعاد کوچک، دو روش اول یعنی چرخه های تبریدی برایتون معکوس توربین انبساطی دار [۱۱، ۱۴] و چرخه مبرد مخلوط ساده [۱۵، ۱۶] به صورت گسترده تری مورد مطالعه قرار گرفته است. این در حالی است که استفاده از روش خودسرمایشی در شرایطی که خوراک در فشار بالا قابل تامین باشد و همچنین مصرف کننده گاز با فشار پایین در ظرفیت بالا وجود داشته باشد، توصیه می شود. در این روش، بخشی از خود جریان خوراک مستقیماً در یک چرخه باز تولید سرمایش می کند و لذا به این روش، «روش مستقیم» نیز می گویند [۱۷]. تجهیز کلیدی در این روش توربین انبساطی های دور بالا است.

واحدهای PRS رایج از یک شیر فشار شکن و یک مبدل تشکیل شده است. افت فشار در شیر فشار شکن و در یک فرآیند آیزنتالپیک محقق می شود [۱۸] و موجب اتلاف انرژی فشاری گاز می شود به گونه ای که در مطالعه موردی بر روی PRS شهر سمنان میزان اتلاف انرژی ۱۹۹ مگاوات گزارش شده است [۱۹]. همچنین در واحدهای PRS جهت جلوگیری از تشکیل هیدرات و حفظ ایمنی لازم است که گاز حرارت داده شود. تامین این حرارت با دو روش پیش گرم و پسگرم در یک مبدل حرارتی صورت می پذیرد [۲۰] که هر دو روش نیازمند مصرف سوخت، اتلاف انرژی و تولید گاز گلخانه ای است. بنابراین در ایستگاه های تقلیل فشار دو منبع اتلاف انرژی وجود دارد. جایگزینی فرآیند خودسرمایشی مایع سازی گاز طبیعی (LPRS) به جای ایستگاه های تقلیل فشار متداول (PRS) راهکاری است که علاوه بر بازیابی انرژی فشاری و تولید برق در تجهیز توربین انبساطی، می توان از سرمایش تولید شده در این تجهیز جهت مایع سازی گاز طبیعی استفاده نمود.

همچنین در این روش دیگر نیاز به مصرف انرژی جهت گرم سازی گاز خروجی از واحدهای متداول PRS و نصب هیتر نیست. با توجه به تعداد بالای ایستگاه های تقلیل فشار در کشور ایران و همچنین ناترازی تقاضای گاز طبیعی در ایام مختلف سال، فرآیند LPRS به علت مصرف برق پایین، سادگی فرآیندی و هزینه سرمایه گذاری کم نسبت به فرآیندهای مرسوم تولید LNG، می تواند راهکار مناسبی جهت جایگزینی با ایستگاه های تقلیل فشار رایج باشد [۲۱]. از این واحدهای کوچک می توان جهت تامین گاز طبیعی مورد نیاز مناطق دور افتاده، صعب العبور و فاقد لوله کشی گاز استفاده نمود. همچنین با توجه به وجود زنجیره مصرف LNG در کشورهای همسایه، گزینه مناسبی جهت صادرات در مقیاس کوچک است. از طرف دیگر با ذخیره سازی LNG در ایام گرم سال، می توان کمبود گاز در ایام سرد سال را جبران نمود. چالش اصلی واحدهای مایع سازی مصرف برق بالاست. با توجه به محدودیت های تولید برق در ایام گرم، مصرف برق پایین تر فرآیند LPRS نسبت به فرآیندهای مایع سازی دیگر از جذابیت های دیگر این فرآیند جهت جایگزینی با PRS است.

به طور کلی چالش اصلی بهره گیری از فرآیند خودسرمایشی، پایین بودن نرخ مایع سازی (LR) است. نرخ مایع سازی به مفهوم نسبت دبی جرمی LNG تولیدی به میزان خوراک ورودی است. اولین طرح هایی که جهت مایع سازی به این روش مطرح شد، استفاده از شیر فشار شکن جهت مایع سازی گاز طبیعی بوده است. این ایده گرچه ساده و کم هزینه است ولی نرخ مایع سازی پایین دارد (۲٪ - ۴٪) [۲۲]. با توسعه این فناوری و جایگزینی تجهیز توربین انبساطی به جای شیر فشار شکن، میزان مایع سازی در این فرآیندها افزایش یافت [۲۳-۲۶]. در مطالعه هی و ژو [۲۷] یک فرآیند دو توربین انبساطی جهت مایع سازی گاز طبیعی با استفاده از بازیابی انرژی ایستگاه های تقلیل فشار ارائه شد. آنها با استفاده از روش آنالیز پینچ، توانستند درصد مایع سازی را به ۱۳ درصد برسانند. میزان مصرف توان این واحد ۰/۰۴ کیلووات ساعت بر نرمال متر مکعب LNG گزارش شده است. آنها در مطالعه ای دیگر [۲۲] با تغییر چینش دو توربین انبساطی به صورت سری و بدون مصرف عمده انرژی مایع سازی را انجام داده اند. در ادامه نیز تان و همکاران [۲۸] با بهینه سازی مطالعه آنها و آنالیز پینچ و همچنین برگرداندن جریان مایع سازی هیدروکربن های

سنگین تلاش نمودند تا نرخ مایع سازی را افزایش دهند و به ۱۷/۸ درصد برسانند. جهت بهبود انعطاف پذیری فرآیند و اجتناب از مایع سازی درون توربین انبساطی، تان و همکاران [۲۹] یک فرآیند خود سرمایشی با دو مرحله افت فشار شامل توربین انبساطی و مجموعه ای از شیرهای فشار شکن با مصرف انرژی صفر طراحی کردند. همچنین لی و همکاران [۲۱] دو فرآیند بر پایه فرآیند لینده و نیز فرآیند کلاود جهت تولید LNG از ایستگاه های تقلیل فشار پیشنهاد داده اند. نتایج مطالعه آنها نشان می دهد که با تغییر فشار ورودی از ۴۰ تا ۱۰۰ بار و با ثابت نگه داشتن فشار خروجی در ۱۶ بار، نرخ مایع سازی بیشینه ۲۳/۱ درصد و راندمان انرژی در شرایط بهینه به ۶۶/۷٪ رسیده است. مهم ترین تابعی که در این دسته از روش های مایع سازی مطرح شده است، نرخ مایع سازی (LR) [۲۷] است. همچنین توابع مشخصه انرژی مصرفی (SEC) [۳۰]، راندمان انرژی [۲۱]، نرخ استفاده از انرژی [۲۸]، و ضریب عملکرد معادل سرمایشی [۲۱] نیز مطرح شده است. ارزیابی ها نشان می دهد که بر خلاف چرخه های بسته تولید LNG، پژوهش های زیادی جهت تولید LNG با استفاده از بازیابی انرژی موجود در خطوط لوله به روش خودسرمایشی انجام نشده است. اما نتایج همین مطالعات محدود نشان می دهد که در فرآیندهایی که در مطالعات مورد بررسی قرار گرفته است، نرخ مایع سازی بیش از ۲۰ درصد تولید LNG بدون استفاده از چرخه بسته، زمانی محقق شده است که فشار خوراک بیشتر از ۶۰ بار بوده است. این در حالی است که در مطالعه موردی حاضر، فشار خوراک گاز طبیعی ۴۵ بار است.

در ارزیابی امکان پذیری یک طرح علاوه بر مطالعه عملکرد فنی طرح لازم است ارزیابی اقتصادی نیز صورت پذیرد. در واقع سرمایه گذاری بر روی یک طرح جدید نیازمند تعیین حجم سرمایه گذاری، هزینه بهره برداری، درآمد و در نهایت سودآوری پروژه است. در روش LPRS نرخ مایع سازی کمتر از روش های دیگر مایع سازی است و در صورتی این سرمایه گذاری به صرفه است که هزینه سرمایه گذاری نیز به اندازه کافی پایین تر از مجتمع های LNG با چرخه بسته سرمایشی باشد. بنابراین تصمیم گیری در خصوص اجرای این طرح، مستلزم محاسبه درآمد، هزینه سرمایه گذاری و محاسبات اقتصادی است. به طور کلی در مطالعات حوزه LNG توابعی چون هزینه سرمایه ای (CAPEX) [۳۱]،

می‌شود. الزامات کلی در شبیه‌سازی فرآیند به شرح زیر است.

- فشار و دمای خوراک مطابق با میانگین دما و فشار در ایستگاه تقلیل فشار نیروگاه نکا می‌باشد.
- کیفیت بخار خروجی توربین انبساطی منطبق با مشخصات توربین انبساطی‌های متداول در صنعت است.
- فشار گاز برگشتی به گونه‌ای است که جهت تامین گاز نیروگاه نیازی به فشار افزایی نباشد.

سه بخش اصلی این مجتمع شامل پیش پردازش، واحد تقلیل فشار و مایع‌سازی (LPRS) و همچنین مخزن ذخیره‌سازی به صورت شماتیک در شکل (۱) نشان داده شده است.

در این فرآیند گاز خوراک ورودی پس از کاهش ناخالصی‌ها شامل کربن دی اکسید و آب و ترکیبات سولفوردار در واحد پیش پردازش به حد مجاز، با دمای ۴۰ درجه سلسیوس و فشار ۴۵ بار وارد کمپرسور K-100 می‌شود. (در حالت مبنا این کمپرسور در مسیر وجود ندارد و جریان مستقیماً وارد تفکیک‌کننده می‌شود). پس از فشار افزایی و خنک شدن جریان جریان وارد تقسیم‌کننده TEE-100 می‌شود. بخشی از جریان به عنوان جریان تبریدی از جریان اصلی جدا شده و مابقی جریان (جریان ۷) وارد مبدل صفحه-پره‌ای اصلی (HEX-101) می‌شود. در این مبدل با استفاده از سرمایش تولید شده توسط جریان جانبی، دمای گاز طبیعی کاهش می‌یابد و مایع‌سازی صورت می‌پذیرد. جریان ۱ پس از خروج از مبدل اول وارد مبدل HEX-102 می‌شود که در آن از سرمایش جریان گاز برگشتی از مرحله فلش نهایی، جهت افزایش سردسازی استفاده می‌شود. سپس جریان ۲ وارد شیر فشار شکن VLV-100 می‌شود و فشار آن تا ۱/۲ بار (مناسب جهت ذخیره‌سازی در مخازن ثابت) کاهش می‌یابد. مایع LNG در جداکننده V-100 از بخارات تفکیک می‌شود و وارد مخزن ذخیره‌سازی می‌شود.

به موازات جریان اصلی، جریان جانبی (جریان ۱۳) به عنوان جریان مبرد وارد توربین انبساطی TE-101 می‌شود و طی یک فرآیند آیزنتروپیک فشار و دمای آن کاهش می‌یابد. جریان سرد شده (جریان ۸) به مبدل HEX-100 وارد می‌شود و همراه جریان سرد خروجی از HEX-102 توان تبریدی لازم جهت تولید LNG را تامین می‌نماید. جهت هم فشارسازی جریان برگشتی از مرحله فلش نهایی و پس

ارزش خالص کنونی (NPV) [۳۲]، نرخ بازده داخلی (IRR) [۳۳] و نقطه سربه‌سر (BEP) به عنوان توابع اقتصادی مطرح شده است. این در حالی است که مشخصاً در مطالعات انجام شده بر روی فرآیندهای تولید LNG با استفاده از روش خودسرمایشی در PRS، ارزیابی توابع اقتصادی دیده نشده است. ارزیابی اقتصادی تاسیس مجتمع تولید LNG مستلزم محاسبه هزینه سایر واحدهای در زنجیره تولید LNG است. در این میان واحد ذخیره‌سازی نیز یکی از بخش‌های پر هزینه در مجتمع‌های LNG است و انتخاب روش ذخیره‌سازی نیز در میزان هزینه این واحد موثر است که در احجام LNG بیشتر از ۷،۵۰۰ متر مکعب، در مخازن عمودی ثابت و در فشار اتمسفریک ذخیره می‌شود [۳۴]. محاسبات اقتصادی زنجیره کامل تولید گاز طبیعی مایع با استفاده از فرآیند LPRS نیز در مطالعات انجام شده کمتر ارزیابی شده ولی در پژوهش حاضر مورد بررسی قرار گرفته است.

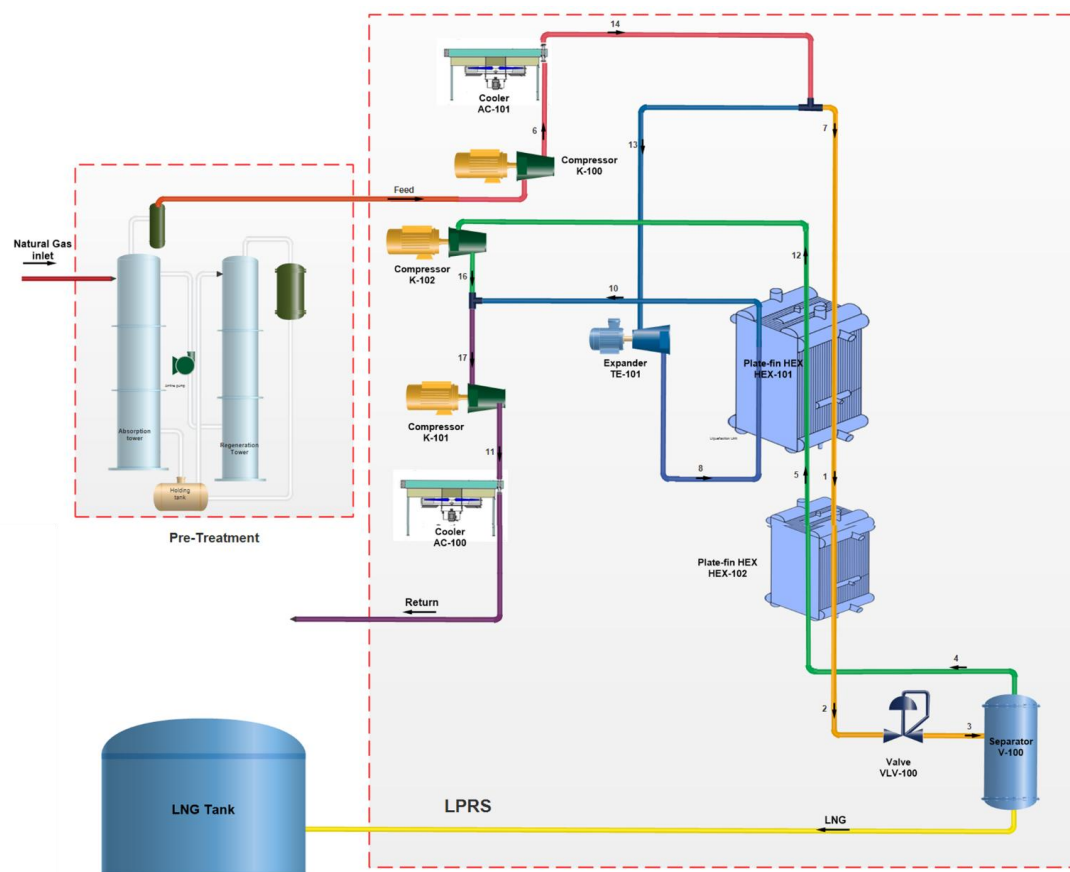
در پژوهش حاضر یک فرآیند خودسرمایشی مایع‌سازی گاز طبیعی با استفاده از انبساط ایجاد شده در توربین انبساطی جهت بازیابی انرژی اتلافی در PRS نیروگاه نکا به عنوان مطالعه موردی طراحی شده است. پس از طراحی فرآیند و با در نظر گرفتن فرضیات و ترکیب گاز طبیعی این ایستگاه، نرخ مایع‌سازی به روش مطالعه پارامتریک بهبود یافته است. پس از یافتن نقاط ترمودینامیکی مناسب، سایر توابع عملکردی در این نقاط ارزیابی شده است. سپس جهت تکمیل ارزیابی فنی - اقتصادی محاسبات اقتصادی شامل محاسبه حجم سرمایه‌گذاری، نرخ بازده داخلی و دوره بازپرداخت با در نظر گرفتن سایر واحدهای زنجیره تولید LNG شامل واحد پیش پردازش و ذخیره‌سازی صورت پذیرفته و حساسیت نتایج محاسبات نسبت به متغیرهای اقتصادی با توجه به محدودیت‌های مفروض، مورد ارزیابی قرار گرفته است.

۲- توصیف فرآیند

در این مطالعه یک فرآیند تولید LNG به روش خودسرمایشی سنتز شده است. در این فرآیند بدون استفاده از چرخه‌های تبریدی بسته و با استفاده از بار برودتی ناشی از افت فشار در یک توربین انبساطی، بخشی از جریان گاز طبیعی خوراک مایع می‌شود. در این طراحی محصول فشار پایین و مناسب جهت ذخیره‌سازی در مخازن ثابت تولید

برگشتی می شود و فشار آن تا ۴/۵ بار افزایش می یابد. در نهایت دمای آن تا دمای گاز ورودی یعنی ۴۰ درجه سلسیوس کاهش می یابد تا مناسب بازگشت به خط لوله گاز مصرفی گردد. شکل (۲) نمودار T-S مربوطه را نشان می دهد.

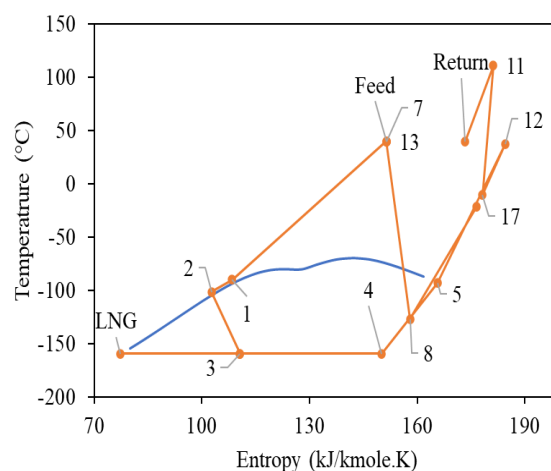
از تبادل گرمایی با جریان اصلی خوراک، یک بوستر کوچک بر روی جریان ۱۲ نصب گردیده است. وظیفه این بوستر رساندن فشار گاز فلش (۱/۲ بار) به فشار خروجی توربو توربین انبساطی P₈ به عنوان یکی از متغیرهای مسئله است. این دو جریان پس از هم فشار شدن، در مخلوط کننده MIX-100 ترکیب می شود و وارد کمپرسور جریان



شکل ۱- شکل شماتیک طرح تولید LNG با استفاده از بازیابی انرژی اتلافی در ایستگاه تقلیل فشار (LPRS) در نیروگاه نکا

۳- معادلات حاکم

ترکیب و مشخصات گاز طبیعی و فرضیات مسئله به شرح جدول ۱ است. گاز طبیعی یک مخلوط از گازهای مختلف است. در جریان های گازی مخلوط، معادله حالت و خواص ترمودینامیکی و به طور کلی رفتار سیال غیرخطی است. این مسئله موجب می شود یافتن نقطه بهینه در چنین فرآیندهایی نیازمند استفاده از نرم افزارهای شبیه سازی باشد. استفاده از معادله حالت پنگ رابینسون در شبیه سازی حالت گاز با نتایج دقیق تری همراه است [۳۶]. بنابراین در این شبیه سازی حالت گاز با استفاده از مدل پنگ رابینسون معادله ۱ تا ۳ تعیین شده است.



شکل ۲- نمودار T-S فرآیند LPRS

ضریب غیر مرکزی، ω ضریب آسنتریک، T_c دمای بحرانی و p_c فشار بحرانی است.

سپس معادلات انتقال جرم و انرژی برای تجهیزات مختلف حل می‌شود. فرضیات مهم زیر در شبیه‌سازی مد نظر قرار گرفته است:

- ناخالصی‌های گاز طبیعی پیش از ورود به فرآیند LPRS در واحد پیش پردازش حذف می‌شود.
- میزان تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل ناچیز است و جریان به صورت پایا شبیه‌سازی می‌شود.
- نشتی‌های حرارتی سیستم ناچیز است.
- افت فشار در مبدل‌ها و خطوط لوله ناچیز است.
- راندمان آیزنتروپیک کمپرسورها و توربین انبساطی به ترتیب ۷۵٪ و ۸۵٪ است.
- کیفیت بخار خروجی از توربین انبساطی بیشتر از ۹۹٪ است.
- تمام کار تولید شده توسط توربین انبساطی جهت چرخاندن کمپرسور بدون هیچ اتلافی مورد استفاده قرار می‌گیرد.

۳-۱- مدل استفاده شده در معادلات انرژی و انرژی و پیش از شبیه‌سازی و ارائه نتایج لازم است که روابط و معادلات حاکم بر مسئله بیان شود. قوانین ترمودینامیک شامل بقای جرم، قانون اول و دوم ترمودینامیک و معادلات حالت مبنای شبیه‌سازی است که به آن‌ها در ادامه اشاره می‌شود.

قانون بقای جرم به شرح زیر است:

$$\sum \dot{m}_{in} = \sum \dot{m}_{out} \quad (4)$$

قانون اول ترمودینامیک یعنی بقای انرژی به شرح زیر است.

$$Q = \sum \dot{H}_{out} - \sum \dot{H}_{in} + W \quad (5)$$

$$= \sum \dot{m}_{out} \cdot h_{out} - \sum \dot{m}_{in} \cdot h_{in} + W$$

که در آن Q گرمای مبادله شده بین حجم کنترل و محیط اطراف است و W کاری است که به حجم کنترل منتقل می‌شود.

معادله ۶، مدل انرژی انتقال حرارتی در داخل سیستم را نشان می‌دهد که میزان استفاده از برق و انرژی حرارتی را نشان می‌دهد.

$$Q = \dot{m} (h_{in} - h_{out}) \quad (6)$$

جدول ۱- ترکیبات خوراک و فرضیات شبیه‌سازی [۳۵]

Parameters		Value
Feed gas composition (Mole fraction %)	METHANE	95.419
	ETHANE	1.073
	PROPANE	0.245
	i-BUTANE	0.063
	n-BUTANE	0.015
	i-PENTANE	0.109
	n-PENTANE	0.067
	Nitrogen	0.836
Total		100

Feed gas pressure	p_0	kPa	4,500
Feed gas temperature	T_0	°C	40
Return Gas pressure	p_{return}	kPa	>= 450
Feed mass flow rate		kg/h	20,000
LNG pressure		kPa	120
turbo expander efficiency		%	85
Minimum expander vapor quality	VF_8	%	> 99
Compressor efficiency		%	75
Gas temperature after Coolers		°C	40
HEX's min temperature approach	M.A.	°C	3

گاز طبیعی یک مخلوط از گازهای مختلف است. در جریان‌های گازی مخلوط، معادله حالت و خواص ترمودینامیکی و به طور کلی رفتار سیال غیرخطی است. این مسئله موجب می‌شود یافتن نقطه بهینه در چنین فرآیندهایی نیازمند استفاده از نرم‌افزارهای شبیه‌سازی باشد. استفاده از معادله حالت پنگ رابینسون در شبیه‌سازی حالت گاز با نتایج دقیق‌تری همراه است [۳۶]. بنابراین در این شبیه‌سازی حالت گاز با استفاده از مدل پنگ رابینسون معادله ۱ تا ۳ تعیین شده است.

$$p = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v(v+b)+b(v-b)} \quad (1)$$

$$a(T) = 0.457235 \frac{R^2 T^2 \alpha(T)}{p_c} \quad (2)$$

$$b = 0.077796 \frac{RT_c}{p_c} \quad (3)$$

$$\alpha(T) = (1 + (0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2)(1 - T_r^{0.5}))^2$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

در معادلات فوق p فشار، R ثابت گاز ($8.314 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$)، T دما و v حجم مولی است. a تابعی از دما، b ثابت،

شاخص مصرف انرژی (SPC): مصرف انرژی جنبه مهم دیگری جهت ارزیابی عملکرد سیستم است. با توجه به عدم استفاده از چرخه تبرید در این طراحی، این انرژی عمدتاً جهت افزایش فشار گاز طبیعی در ورودی و خروجی مورد استفاده قرار می گیرد. SPC (kWh/ton) مصرف انرژی را برای تولید واحد جرم LNG نشان می دهد که به صورت معادله ۱۰ بیان می شود.

$$SPC = \frac{W_{net}}{\dot{m}_{LNG}} \times 1000 = \frac{W_K - W_{TE}}{\dot{m}_{LNG}} \times 1000 \quad (10)$$

ضریب عملکرد معادل (COP_{eq}): یکی از توابعی که در ارزیابی عملکرد فرایندهای تبریدی حائز اهمیت است، «ضریب عملکرد» است. می توان کل فرآیند مایع سازی را به عنوان یک بلک باکس در نظر گرفت که جریان های انرژی درونی خود را نادیده می گیرد. در این سیستم یک دبی معینی از گاز ($\dot{m}_{LNG}$) با استفاده از توان تبریدی تولید شده در سیستم (Q_r) تبدیل به مایع می شود. جریان انرژی مصرفی (W_{net}) شامل انرژی فشار مصرف شده و همچنین کار کمپرسور است. انرژی فشاری مصرف شده برابر با اختلاف آنتالپی گاز خوراک (h_f) با آنتالپی خروجی های سیستم شامل آنتالپی LNG و نیز جریان های پایین دستی است. بنابراین، در معادله ضریب عملکرد معادل در مدل انرژی جعبه سیاه نشان داده می شود که نسبت ظرفیت تبریدی ایجاد شده به کار معادل مصرف شده شامل انرژی فشاری و همچنین توان مصرفی به چه میزان است. COP_{eq} به صورت معادله ۱۱ بیان می شود.

$$COP_{eq} = \frac{Q_r}{W_{eq}} = \frac{\dot{m}_{LNG}(h_f - h_{LNG})}{\dot{m}_f h_f - \sum \dot{m}_d h_d - \dot{m}_{LNG}(h_{LNG}) + W_{net}} \quad (11)$$

شایان ذکر است که در رابطه فوق فرض شده است که جهت مایع سازی محیط روی سیستم کار انجام می دهد و W_{net} به صورت یک عدد مثبت در مخرج باشد.

راندمان انرژی (η_{ex}): راندمان انرژی که برای محاسبه بازده سیستم در کار حاضر استفاده می شود به صورت معادله ۱۲ تعریف شده است [۳۷]. در اینجا، انرژی مصرف شده برابر است با مجموع اختلاف انرژی بین گاز خوراک و گاز پایین دست و همچنین برق مصرف شده در فرآیند. در حالی که انرژی تولید شده برابر با کار برگشت پذیر جهت تولید

با توجه به روابط فوق، معادلات بقای انرژی حاکم بر تجهیزات در شبیه سازی به شرح جدول ۲ است.

جدول ۲- معادلات بقای انرژی در تجهیزات فرآیند

Components	Energy balance	Note
Compressors	$W_{K-100} = \dot{m}_{feed}(h_6 - h_{feed})$	
	$W_{K-101} = \dot{m}_{17}(h_{11} - h_{17})$	
	$W_{K-102} = \dot{m}_{12}(h_{16} - h_{12})$	
Expander	$W_{TE-101} = \dot{m}_8(h_8 - h_{13})$	
Coolers	$Q_{AC-100} = \dot{m}_0(h_{return} - h_{11})$	
	$Q_{AC-101} = \dot{m}_{14}(h_{14} - h_6)$	
	$Q_{HEX-101} = \dot{m}_7(h_7 - h_1)$	
Heat exchangers	$= \dot{m}_{10}(h_{10} - h_8)$	
	$+ \dot{m}_{12}(h_{12} - h_5)$	
	$Q_{HEX-102} = \dot{m}_1(h_1 - h_2)$	
Valve	$= \dot{m}_5(h_5 - h_4)$	
	$h_2 = h_3$	
Separators	$\dot{m}_3 h_3$	V-100
	$= \dot{m}_4 h_4 + \dot{m}_{LNG} h_{LNG}$	

افت انرژی، ΔE_x ، به عنوان تفاوت بین انرژی ورودی و خروجی تعریف می شود. هنگامی که گرما Q یا کار W به حجم کنترل وارد می شود، Q یا W مثبت است.

$$\Delta E = \sum Ex_{in} - \sum Ex_{out} + W = \sum \dot{m}_{in} \cdot e_{in} - \sum \dot{m}_{out} \cdot e_{out} + W \quad (7)$$

که در آن انرژی، به صورت زیر تعریف می شود.

$$e = h - h_0 - T_0(s - s_0) \quad (8)$$

که در معادله فوق حالت 0، حالت ترمودینامیکی جریان در شرایط استاندارد یعنی دمای ۲۷ درجه سلسیوس و فشار اتمسفریک است.

۳-۲- توابع ترمودینامیکی

تعیین شاخص های عملکردی مناسب برای ارزیابی سیستم حائز اهمیت است. در ادامه شاخص های عملکردی که در این مطالعه مد نظر قرار گرفته ذکر می شود.

نرخ مایع سازی (LR): تفاوت اصلی فرآیندهای خودسرمایشی و چرخه های تبریدی بسته، در این است که در این فرآیند تنها از انرژی پرفشار گاز خوراک به جای بار تبریدی چرخه های تبرید بسته و متداول جهت مایع شدن گاز استفاده می شود و لذا میزان تولید گاز مایع مهم ترین تابع جهت انعکاس عملکرد این دسته از فرآیندهاست. این تابع مطابق با معادله ۹ تعریف می شود [۱۱].

$$LR = \frac{\dot{m}_{LNG}}{\dot{m}_0} \quad (9)$$

که در آن $\dot{m}_0$ و $\dot{m}_{LNG}$ به ترتیب نشان دهنده نرخ جریان جرمی گاز خوراک و گاز طبیعی مایع (kg/h) است.

محاسبه نمود. لذا میزان کار مصرف شده توسط هوا با استفاده از اختلاف انرژی ورودی و خروجی کولر ($Ex_{Cooler,destroyed}$) به عنوان انرژی مصرف شده توسط هوا معادل سازی شده است که به مخرج افزوده می شود.

۳-۳- روابط و معادلات اقتصادی

محاسبات اقتصادی نیازمند برآورد هزینه سرمایه گذاری است. محاسبه هزینه سرمایه گذاری در مرحله طراحی مفهومی به روش های مختلفی صورت می پذیرد. روش گوتتری به عنوان یکی از کامل ترین روش های تخمین هزینه سرمایه گذاری [۳۸]، مبنای محاسبه در این مطالعه قرار گرفته است. در این روش بر اساس هزینه تجهیزات فرآیندی، هزینه سایر فعالیت های پروژه تخمین زده می شود. همچنین جهت محاسبه قیمت تجهیزات از روش های سر انگشتی استفاده شده است.

جدول ۳ روابط لازم جهت محاسبه هزینه تجهیزات فرآیندی موجود در بخش مایع سازی در طرح حاضر را نشان می دهد.

جدول ۳- روابط محاسبه قیمت تجهیزات

Components	Equation	Note	Year	Ref.
Compressors and Expander	$C = 7.9 (HP)^{0.62} \times 10^3 \$$	200 < HP < 30,0000 Centrifugal compressor and expander without driver	2003	[39]
Driver	$C = (0.172 (HP) + 5.26) \times 10^3 \$$	NEMA motor, ATEX, Siemens	2012	[40]
Air cooler	$C = 30 (UA/U_{eq})^{0.4} \times 10^3 \$$	$U_{eq} = 0.511 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ $4.5 \text{ m}^2 < A < 18,000 \text{ m}^2$	2003	[39]
Plate fin Heat exchangers	$C = 130 (UA/0.093U_{eq})^{0.78} \$$	-	2007	[30]

که در رابطه ۱۴، C_{TCI} هزینه سرمایه گذاری کل در بخش مایع سازی، C_{TBM} مجموع هزینه ماژول های مختلف بخش مایع سازی است. در این صورت هزینه سرمایه ای (CAPEX) برابر خواهد بود با:

$$CAPEX = C_{TCI,LP} + C_{building} + C_{site} + C_{offsite facilities} + C_{Pr.Tr.} + C_{storage} \quad (15)$$

در رابطه ۱۵، $C_{building}$ هزینه ساختمان های فرآیندی و جانبی، C_{site} هزینه آماده سازی زمین و $C_{offsite facilities}$ هزینه کارخانجات جانبی جهت تولید یوتیلیتی های لازم $C_{Pr.Tr.}$ برابر با هزینه واحد پیش پردازش و $C_{storage}$ هزینه ذخیره سازی LNG است. مقادیر هزینه های هر بخش به شرح جدول ۴ است.

محصول LNG است که شامل انرژی جریان LNG و مقدار تولید برق (در صورت تولید) است. انرژی تخریب شده جمع تخریب انرژی هر جزء است که نشان دهنده برگشت ناپذیری سیستم است.

(۱۲)

$$\eta_{ex} = \frac{Ex_{produced}}{Ex_{consumed}} = \frac{Ex_{LNG}}{Ex_f - Ex_d} = \frac{\dot{m}_{LNG} e_{LNG}}{\dot{m}_{fe} - \sum \dot{m}_{de} + Ex_{Cooler,destroyed}} = 1 - \frac{Ex_{destroyed}}{Ex_{consumed}} = 1 - \frac{\sum Ex_{i,destroyed}}{\dot{m}_{fe} - \dot{m}_{de}}$$

در معادله فوق e_{LNG} انرژی بر واحد جرم محصول، e_d انرژی جریان های پایین دستی شامل جریان های گاز برگشتی و هیدروکربن های سنگین (HHC) تولید شده است. خاطر نشان می شود که فرآیند کولینگ در AC-100 و AC-101 با استفاده از یک عامل بیرونی مانند هوا صورت می پذیرد. در این طراحی این مبدل به صورت یک منبع حرارتی ساده مدل سازی شده است و نمی توان میزان تغییرات انرژی هوا به عنوان انرژی مصرف شده را

حال با توجه به رابطه زیر قیمت هر ماژول در روش گوتتری در صورت داشتن قیمت تجهیزات قابل محاسبه است.

$$C_{BM} = 1.05 C \left(\frac{I}{I_b} \right) F_{BM} \quad (13)$$

که در رابطه فوق C هزینه هر تجهیز، F_{BM} ضریب ماژول و I/I_b نسبت شاخص هزینه سال مبدا برآورد هزینه و سال هدف محاسبه هزینه است. خاطر نشان می شود که سال هدف در محاسبات جاری ۲۰۲۳ در نظر گرفته شده است و F_{BM} بر اساس ضرائب قید شده در کتاب پری [۳۸] محاسبه شده است.

حال جهت محاسبه هزینه سرمایه گذاری از رابطه ۱۴ استفاده می شود:

$$C_{TCI} = 1.18 (C_{TBM}) = 1.18 \sum C_{BM} \quad (14)$$

جدول ۴- روابط محاسبه قیمت هزینه های جانبی [۴۱]

Components	Range	Selected	Ref.
Buildings	For process building 0%-10% from C_{TBM} For non-process buildings 5% - 20% from C_{TBM}	$C_{building} = 15\% C_{TCI,LPRS}$	[41]
Site	4% - 20% from $C_{TCI,LPRS}$	$C_{site} = 5\% C_{TCI,LPRS}$	[41]
Offsite facilities	5% from $C_{TCI,LPRS}$	$C_{offsite facilities} = 5\% C_{TCI,LPRS}$	[41]
Pre-treatment Unit	37.5% of $C_{TCI,LPRS}$	$C_{Pr.Tr.} = 37.5\% C_{TCI,LPRS}$	[7]
LNG storage tank Unit	-	$C_{storage} = 600 \$/m^3$	
CAPEX	-		

۰/۰۵ در نظر گرفته شده است. n طول عمر مجتمع می باشد که برابر با ۲۰ سال در نظر گرفته شده است.

۳-۴- متغیرهای شبیه سازی

فرآیند حاضر جهت حل معادلات ترمودینامیکی ۴ درجه آزادی دارد. لذا در فرآیند حاضر ۴ متغیر به عنوان متغیرهای لازم جهت حل شدن مسئله از بین متغیرهای شبیه سازی انتخاب گردیده است (جدول ۵). همچنین الگوریتم طراحی ترمودینامیکی و بهبود عملکرد فرآیند بر اساس منطق ذکر شده در (۳) است.

جدول ۵- متغیرهای ترمودینامیکی جهت حل معادلات حاکم

1	MFR	%	Main stream Mass flow to feed flow rate ratio ($MFR = \dot{m}_7/\dot{m}_0$)
2	T_1	°C	end flash inlet temperature
3	P_8	bar	Outlet pressure of Turbo expander
4	P_6	bar	Feed pressure boosting compressor outlet

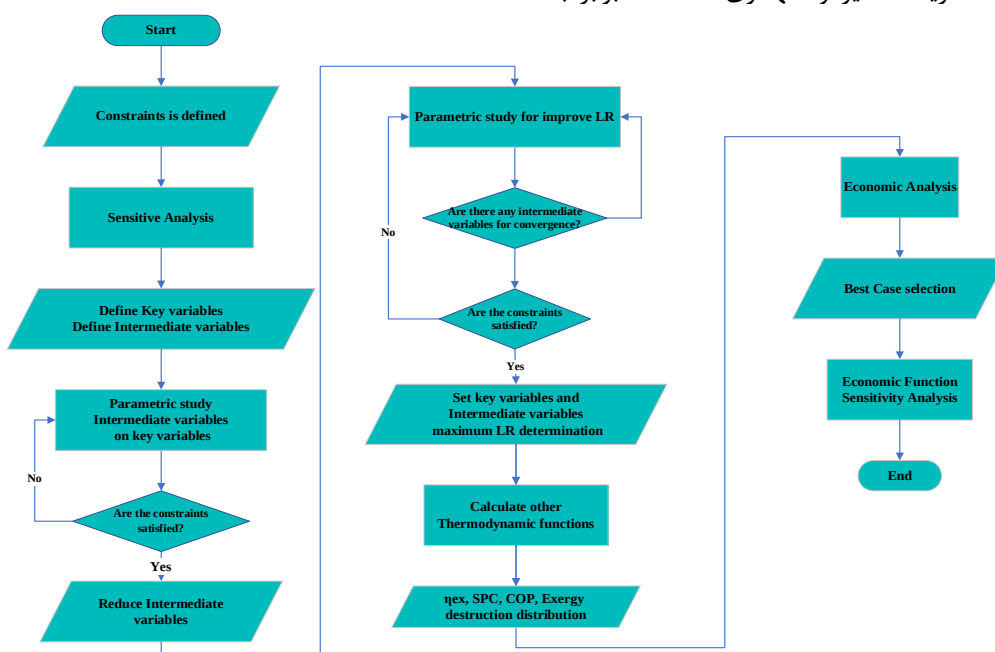
هزینه جاری مجتمع LNG شامل هزینه های خوراک گاز طبیعی (بخش مایع شده)، هزینه برق مصرفی و همچنین هزینه های تعمیر و نگهداری است که رابطه ۱۵ نشان داده شده است.

$$OP = C_{mt} + C_{NG} + C_{EL}$$

هزینه گاز مصرفی مطابق با خوراک پتروشیمی و برابر با ۱۴ سنت به ازای هر مترمکعب و هزینه برق مصرفی نیز ۸ سنت به ازای هر کیلووات-ساعت لحاظ شده است. همچنین جهت محاسبه هزینه تعمیر نگهداری نیز از رابطه زیر استفاده شده است [۳۱].

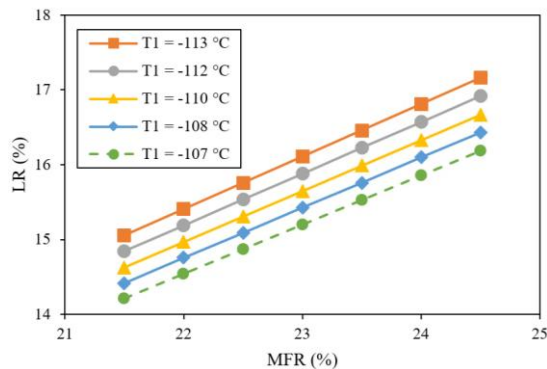
$$C_{mt} = C_{mt0} \sum_{j=1}^n (1 + r_{mt})^{j-1} \quad (16)$$

که در رابطه (۱۶)، C_{mt0} هزینه تعمیر و نگهداری در سال اول بهره برداری و برابر با ۴ درصد از C_{TCI} است. r_{mt} ضریب افزایش سالانه هزینه تعمیر و نگهداری است که برابر با



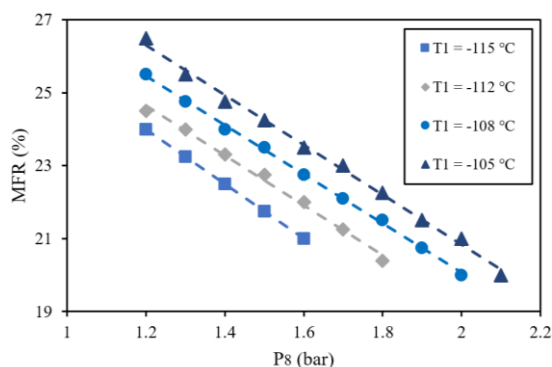
شکل ۳- الگوریتم طراحی و ارزیابی عملکردی ترمودینامیکی و اقتصادی طرح

دارند به گونه‌ای که با تعیین مقادیر این دو کمیت، نرخ مایع‌سازی تعیین می‌شود و P_8 در همگرایی حل و یا در مقدار سایر توابع عملکردی مانند SPC موثر است. در شکل (۴) تغییرات نرخ مایع‌سازی نسبت به دو متغیر کلیدی رسم شده است.



شکل ۴- ارزیابی حساسیت نرخ مایع‌سازی نسبت به متغیرهای کلیدی T_1 و MFR

همان طور که مشاهده می‌شود با افزایش MFR نرخ مایع‌سازی همواره افزایش می‌یابد این درحالی است که LR با دمای T_1 رابطه معکوس دارد. پس نرخ مایع‌سازی به عنوان تابع هدف اصلی با دمای T_1 رابطه معکوس و با MFR رابطه مستقیم دارد. لذا جهت بهبود LR، متغیر P_8 لازم است به گونه‌ای تغییر کند که موجب کاهش T_1 و افزایش MFR شود. در شکل (۵) تغییرات دو متغیر کلیدی نسبت به P_8 رسم شده است.



شکل ۵- ارزیابی حساسیت متغیرهای کلیدی T_1 و MFR نسبت به P_8

مطابق شکل فوق ملاحظه می‌شود که با کاهش P_8 در دمای T_1 ثابت، MFR افزایش می‌یابد و همچنین در صورت ثابت نگه داشتن MFR، با کاهش P_8 دمای T_1 کاهش می‌یابد. یعنی خوشبختانه با کاهش P_8 ، هر دو متغیر کلیدی در جهت بهبود نرخ مایع‌سازی حرکت می‌کنند. از طرفی اگر

مطابق شکل (۳) در گام نخست لازم است قیود و الزاماتی که پاسخ مسئله را تحت تاثیر قرار می‌دهند و معیار پذیرش نتایج شبیه‌سازی است، تعیین می‌شود. این قیود حاکم بر مسئله در جدول ۱ آورده شده بود. پس از تعیین قیود مسئله و انتخاب متغیرهای شبیه‌سازی، ابتدا آنالیز حساسیت نرخ مایع‌سازی نسبت به متغیرها صورت می‌پذیرد. بر اساس آن متغیرهای کلیدی در تعیین نرخ مایع‌سازی تعیین می‌شود. سپس مطالعه پارامتریک جهت تعیین اثر متغیرهای میانی بر متغیرهای کلیدی صورت می‌پذیرد. با این کار علاوه بر فهم حساسیت متغیرهای کلیدی نسبت به میانی، متغیرها با اهمیت کمتر ثابت فرض می‌شوند تا هزینه محاسبات کاهش یابد. سپس با مطالعه پارامتریک متغیرهای کلیدی و متغیرهای میانی بر تابع مایع‌سازی تلاش می‌شود نرخ مایع‌سازی افزایش یابد. خاطر نشان می‌شود که فشار خروجی کمپرسور فشار افزایشی خوراک (P_6) نه به عنوان متغیر بهینه‌سازی بلکه به عنوان متغیر غیر داخلی انتخاب شده است و بهبود توابع ترمودینامیکی در طی تغییرات این متغیر مورد ارزیابی قرار گرفته است. پس از یافتن نرخ بیشینه مایع‌سازی، با انتخاب نقاط دارای بیشینه LR در فشار P_6 متفاوت، سایر توابع عملکردی ترمودینامیکی در این نقاط محاسبه و مطالعه می‌شود. سپس توابع اقتصادی شامل هزینه سرمایه‌گذاری، هزینه‌های جاری، درآمد و همچنین توابعی چون میزان بازدهی داخلی و نقطه سر به سر در نقاط بیشینه LR، محاسبه و فشار مطلوب فشار افزایشی جهت دستیابی به بهترین عملکرد اقتصادی انتخاب می‌شود. در نهایت آنالیز حساسیت بر روی متغیرهای اقتصادی مانند قیمت محصول صورت می‌پذیرد.

۴- نتایج شبیه‌سازی

با انجام شبیه‌سازی‌ها و مطالعات پارامتریک نتایج در ادامه ذکر می‌شود.

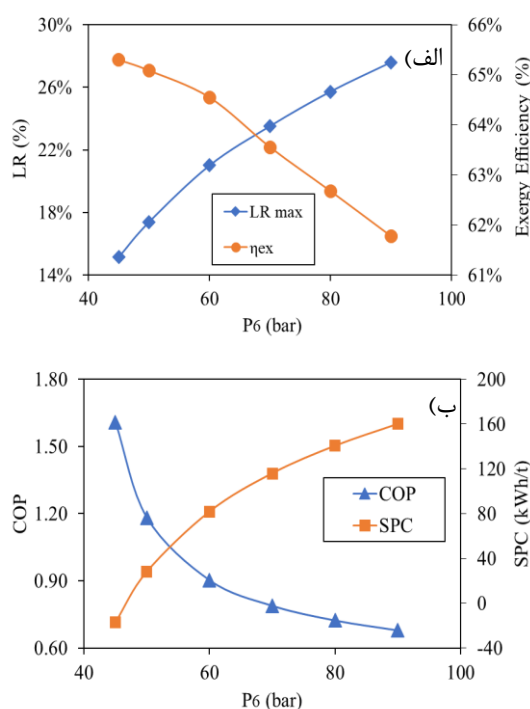
۴-۱- آنالیز حساسیت توابع عملکردی نسبت به

تغییرات

مطابق با فلوجارت شکل (۳) پس از تعیین قیود اصلی حاکم بر مسئله، گام اول شبیه‌سازی آنالیز حساسیت متغیرهای مسئله بر روی تابع نرخ مایع‌سازی (LR) است. نتایج آنالیز حساسیت نشان می‌دهد که در بین متغیرهای ذکر شده در جدول ۵، دو متغیر MFR و T_1 نقش اصلی در مایع‌سازی

LR تغییرات بار برودتی معادل تولیدی در سیستم یا همان Q_f است. مطابق با معادله ۱۱، بار برودتی تولید شده در سیستم رابطه مستقیم با انتالپی ویژه LNG دارد. در فرآیند حاضر فشار تولید LNG ثابت و در نقطه مایع اشباع است و از طرف دیگر ترکیب LNG تغییر محسوسی نمی کند و لذا انتالپی LNG با تغییر متغیرهای مسئله، تغییر محسوسی نمی کند. در نتیجه افزایش یا کاهش بار برودتی اثر مستقیم بر نرخ مایع سازی دارد. تغییرات بار برودتی بر اساس متغیرهای کلیدی دارای اکسترمم است و در نقطه بیشینه آن، نرخ مایع سازی به حداکثر می رسد.

با مشخص شدن شرایط ترمودینامیکی مناسب جهت تحقق LR بیشینه، سایر توابع عملکردی در نقاط بیشینه مایع سازی در فشارهای P_6 مختلف قابل محاسبه است. شکل (۷) تغییرات SPC، COP و راندمان اگزرژی را نسبت به دو متغیر کلیدی نشان می دهد.



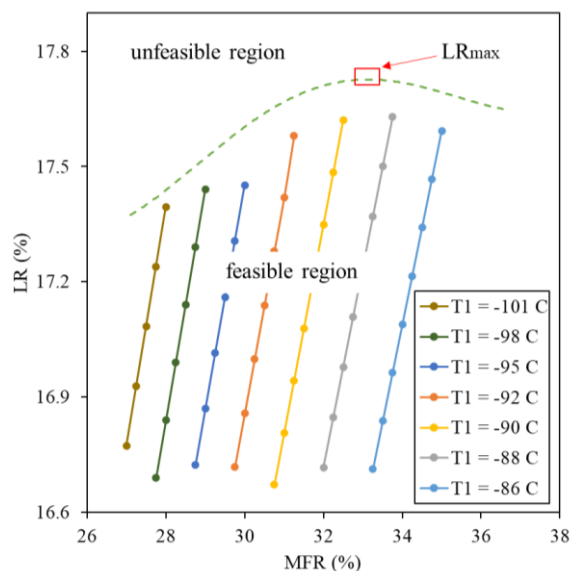
شکل ۷- تغییرات الف-LR و راندمان اگزرژی ب-SPC، COP در نقاط بیشینه مایع سازی نسبت به فشار P_6

همان طور که در شکل (۷) مشاهده می شود تابع LR به عنوان تابع ترمودینامیکی اصلی تصمیم گیری، با افزایش فشار خروجی کمپرسور فشارافزایی رابطه مستقیم دارد. به عبارت دیگر اگر فشار ورود به فرآیند مایع سازی قابل تغییر باشد، هر چه فشار خوراک بیشتر شود نرخ مایع سازی افزایش می یابد. علت این امر هم آن است که با افزایش فشار

P_8 به کمتر از جریان گاز برگشتی مرحله جدایش نهایی برسد علاوه بر نیاز به افزودن یک کمپرسور در این مسیر جریان، احتمال تشکیل قطرات مایع در خروجی توربین انبساطی افزایش می یابد. لذا P_8 در ادامه مطالعه ثابت و برابر با ۱/۲ بار (مساوی با فشار گاز برگشتی مخزن) در نظر گرفته شده است و عملاً در مطالعه کمپرسور K-102 حذف شده است. در نتیجه در ادامه شبیه سازی ها متغیرهای T_1 و MFR به عنوان تنها متغیرهای بهینه سازی، P_8 ثابت و P_6 به عنوان متغیر غیر داخلی مورد ارزیابی قرار می گیرد.

۲-۴ نتایج شبیه سازی و تعیین نقاط بهبود یافته

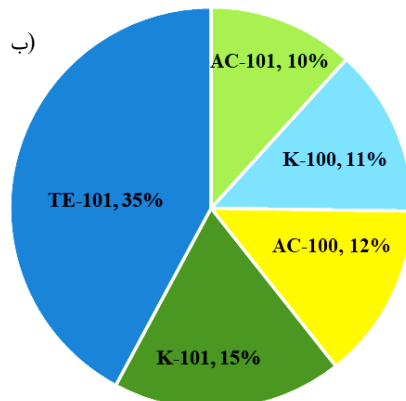
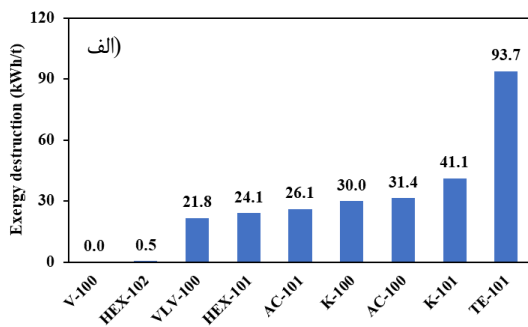
همان طور که ذکر گردید نرخ مایع سازی به عنوان تابع هدف اصلی انتخاب شده است و سپس برای شرایط ترمودینامیکی فرآیند با بیشینه LR، سایر توابع محاسبه گردیده است. در شکل (۶) اثر T_1 و MFR بر نرخ مایع سازی نشان داده شده است.



شکل ۶- تغییرات LR بیشینه نسبت به متغیرهای کلیدی در فشار خوراک ۵۰ بار

همان طور که ملاحظه می شود در دمای T_1 ثابت با افزایش MFR، نرخ مایع سازی افزایش می یابد تا جایی که دیگر توان تبریدی تولید شده در دمای T_1 معین پاسخگوی نیاز نیست و شبیه سازی غیرهمگرا می شود. این مرز با خط چین در شکل (۹) نشان داده شده است. لذا LR بیشینه بر روی این خط قابل دست یابی است. این نمودار تقعر رو به پایین داشته و دارای نقطه اکسترمم بیشینه است. میزان LR بیشینه ۱۷/۷۳٪ و در نقطه MFR ۳۶/۵٪ و T_1 برابر با ۹۰- درجه سلسیوس محقق می شود. علت این رفتار تابع

مورد مبنا نشان داده شده است.



شکل (۸-الف)- اگزرژی تخریب شده در تجهیزات در $P_6 = 90$ bar
ب- سهم تجهیزات اصلی تخریب کننده اگزرژی

بر اساس شکل (۸-الف) چهار تجهیز K101، TE101، AC100 و K100 به ترتیب با تخریب ۹۳/۷ و ۴۱/۱ و ۳۱/۴ و ۳۰/۰ کیلووات-ساعت بر تن، بیشترین میزان تخریب اگزرژی را دارند. اما به طور کلی پنج تجهیز بیشترین سهم از تخریب اگزرژی (بیش از ۸۰ درصد) را دارا هستند. همچنین در شکل (۸) قسمت ب سهم این تجهیزات را در تخریب اگزرژی نشان می‌دهد. مطابق شکل فوق بیشترین اگزرژی تخریب شده در تجهیزات دوار (۶۱٪) اگزرژی اتلافی) رخ داده است. این نشان می‌دهد که با بهبود راندمان توربین انبساطی و کمپرسورها، اتلاف اگزرژی کلی فرایند کاهش و راندمان اگزرژی افزایش می‌یابد.

۴-۴- جمع بندی نتایج عملکرد ترمودینامیکی

با توجه به تحلیل‌های انجام شده می‌توان مشخصات عملکردی مناسب در نقاط بیشینه مایع‌سازی در فشارهای P_6 متفاوت را با هم مقایسه نمود. جدول ۶ جمع بندی نتایج را نشان می‌دهد.

P_6 و متعاقباً فشار ۱۳، نسبت فشار توربین انبساطی بیشتر می‌شود و در نتیجه دمای خروجی این تجهیز کاهش می‌یابد و در نتیجه T_1 کمتر می‌شود. از طرف دیگر با توجه به افزایش توان تبریدی مبدل HEX-101، MFR یعنی دبی جریان اصلی نسبت به دبی جریان تبریدی قابل افزایش است تا تعادل جرم و انرژی کماکان محقق شود. لذا هر دو متغیر کلیدی به سمت بهبود نرخ مایع‌سازی حرکت می‌کنند.

تابع مهم دیگر راندمان اگزرژی است. اگزرژی محصول LNG، رفتاری مشابه با LR دارد و تابعی همواره صعودی نسبت به P_6 است. میزان اگزرژی مصرف شده جهت تولید این محصول نیز یک تابع صعودی است. راندمان اگزرژی - که همان نسبت این دو کمیت است- مطابق شکل (۷) یک تابع نزولی دائم است و در نقطه بیشینه مایع‌سازی یعنی P_6 برابر با ۹۰ بار، در حدود ۶۲٪ است.

SPC برابر با مجموع توان‌های مصرف شده و تولید شده به ازای تولید هر واحد LNG است. نتایج نشان می‌دهد که با افزایش فشار خوراک با وجود افزایش نرخ مایع‌سازی، میزان توان خالص مصرف شده با سرعت بیشتری افزایش می‌یابد و در نتیجه SPC تابعی صعودی با شیب زیاد است.

معیار COP به عنوان تابع ترمودینامیکی دیگر، تابعی از Q_r و کار معادل مصرفی سیستم است. همان طور که ذکر شد با افزایش P_6 ، Q_r افزایش می‌یابد این در حالی است که میزان کار مصرف شده که شامل کار ناشی از افت فشار جریان و همچنین کار مصرف شده در کمپرسورهاست افزایش می‌یابد. سرعت افزایش کار مصرف شده در فرایند به صورت محسوسی بیشتر از نرخ افزایش Q_r است. لذا COP تابعی دائماً نزولی است و با افزایش فشار خوراک کاهش می‌یابد و در بازه مورد مطالعه بین ۰/۶۸ تا ۱/۶۱ تغییر می‌کند و مقدار آن در نقطه بیشینه مایع‌سازی ۰/۶۸ است.

۴-۳- تحلیل اگزرژی

در این بخش تخریب اگزرژی تجهیزات مختلف مورد ارزیابی قرار گرفته است. در شکل (۸) میزان اگزرژی تخریب شده در ساعت به ازای هر تن LNG تولیدی در تجهیزات مختلف، در حالت LR_{max} در P_6 برابر با ۵۰ بار به عنوان

جدول ۶- مشخصات عملکردی در نقاطه پیشینه مایع سازی

<i>K-100 outlet pressure</i>	<i>P₆</i>	<i>bar</i>	<i>45</i>	<i>50</i>	<i>60</i>	<i>70</i>	<i>80</i>	<i>90</i>
fixed variable								
	<i>P₈</i>	<i>bar</i>	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2
Key variables								
	<i>MFR</i>	<i>%</i>	25.4	27.3	29.7	31.2	32.3	33.2
	<i>T₁</i>	<i>°C</i>	-97.6	-103.0	-114.2	-122.4	-130.0	-136.4
Heat exchangers								
HEX-101	<i>UA</i>	<i>kW/°C</i>	76.6	88.4	120.5	125.4	145.3	168.3
	<i>Duty</i>	<i>kW</i>	891.4	995.5	1149.6	1245.8	1322.6	1382.3
HEX-102	<i>UA</i>	<i>kW/°C</i>	4.0	3.8	3.0	2.4	1.9	1.4
	<i>Duty</i>	<i>kW</i>	69.8	61.2	42.5	30.4	20.2	13.1
AC-100	<i>UA</i>	<i>kW/°C</i>	13.0	14.6	16.3	17.0	17.4	17.7
	<i>Duty</i>	<i>kW</i>	496.8	617.2	784.4	876.3	947.8	1000.5
AC-101	<i>UA</i>	<i>kW/°C</i>	0.0	5.9	12.8	17.3	20.6	23.2
	<i>Duty</i>	<i>kW</i>	0.0	145.2	410.8	650.8	870.8	1074.8
Rotary Equipment								
Expander	<i>W-TE101</i>	<i>kW</i>	1258.8	1237.4	1210.1	1191.2	1175.0	1159.7
Compressors	<i>W- K100</i>	<i>kW</i>	1206.4	1217.8	1226.8	1224.7	1219.8	1212.9
	<i>W- K101</i>	<i>kW</i>	0.0	117.0	326.7	511.8	678.1	829.6
Total	W_{net}	kW	52.4	-97.4	-343.4	-545.3	-722.8	-882.9
performance indicators								
Maximum Liquefaction rate	LR_{max}	%	15.15	17.39	21.01	23.52	25.72	27.59
Coefficient Of Performance	COP	-	1.61	1.18	0.90	0.79	0.72	0.68
Specific Power Consumption	SPC	kWh/t	-17.28	27.99	81.74	115.93	140.50	159.99
Exergy Efficiency	η_{ex}	%	65.30	65.08	64.55	63.55	62.67	61.78

شماره ۶ برابر با ۹۰ بار به عنوان بهترین شرایط عملکردی فرآیند حاضر از منظر ترمودینامیکی مطرح است. در جدول ۷ نتایج این فرآیند با سایر مطالعات مقایسه شده است.

بر اساس مطالب ذکر شده و با توجه به این که هدف از این فرآیند مایع سازی گاز طبیعی است، اگر معیار انتخاب P_6 صرفاً نرخ مایع سازی باشد هر چه فشار بیشتر شود این تابع بهبود می یابد. با در نظر گرفتن این معیار فشار جریان

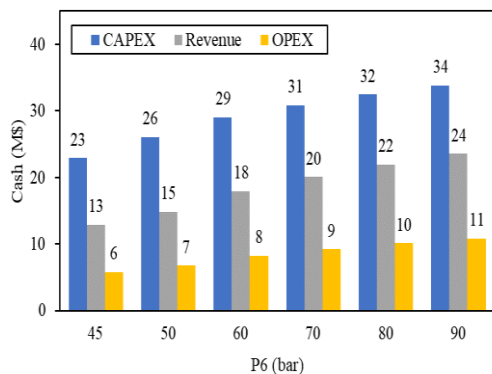
جدول ۷- مقایسه نتایج عملکردی ترمودینامیکی فرآیند حاضر و فرآیندهای مشابه

		<i>P_{feed}</i>	<i>LR_{max}</i>	<i>η_{ex}</i>	<i>SPC</i>	<i>COP</i>	Reference
		<i>bar</i>	<i>%</i>	<i>%</i>	<i>kWh/ton LNG</i>	<i>-</i>	
This study	-	45	27.59	61.78	160.0	0.68	
Li	L-PRLS CASE 2	100	20.92	30.9	314.0	0.51	[21]
	C-PRLS CASE 2	100	23.13	54.5	103.0	1.06	
Guo		31	36.21	34.4	391.2	not mentioned	[30]
Tan		40	17.8	not mentioned	0.0	not mentioned	[29]

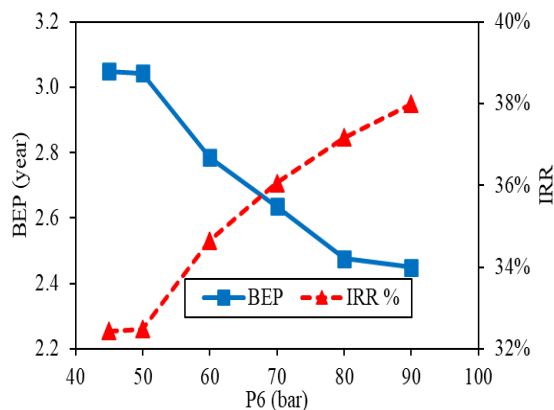
مطالعه آنها بیش از دو برابر فرآیند حاضر است. همچنین فرآیند C-PRLS در مطالعه لی [۲۱] نرخ مایع سازی نسبت به مطالعه حاضر، ۱۵ درصد کاهش یافته است اما مصرف توان مشخصه نیز ۱۷٪ کاهش یافته است.

مطابق جدول ۷ فرآیند حاضر نسبت به سایر مطالعات نرخ مایع سازی بالاتری دارد. تنها نتایج مطالعه گو و همکاران [۳۰] مایع سازی بالاتری دارد که در این مطالعه از چرخه بسته استفاده شده است لذا میزان مصرف توان مشخصه در

فشار و با توجه به افزایش نرخ مایع سازی همزمان هر سه تابع افزایش می یابد به گونه ای که در P₆ برابر با ۹۰ بار این توابع به ترتیب برابر با ۳۴، ۱۱ و ۲۴ میلیون دلار خواهد بود. جهت تصمیم گیری توابع نقطه سربه سر (BEP) و همچنین IRR در شکل (۹) بخش ب محاسبه شده است.



الف



ب

شکل (۹-الف) - تغییرات درآمد، هزینه سرمایه ای و هزینه عملیاتی نسبت به تغییر فشار خروجی کمپرسور فشارافزایی ب- تغییرات IRR و BEP نسبت به تغییر فشار خروجی کمپرسور فشارافزایی

همان طور که ملاحظه می شود، تابع BEP، نزولی است و در ۹۰ بار به ۲/۴ سال تقلیل می یابد. از طرف دیگر تابع IRR نیز یک تابع صعودی است و در ۹۰ بار به بیشترین مقدار خود یعنی ۳۸٪ می رسد. بر این اساس گزینه ۹۰ بار بهترین عملکرد را داراست. این به معنی رد شدن کامل سایر گزینه ها نیست و محدودیت های سقف توان سرمایه گذاری و یا امکان پذیری تامین تجهیزات فشار بالا و سایر قیود سرمایه گذار می تواند در انتخاب سناریو مناسب موثر باشد. که در این راستا و در این طرح فرض شده است که جهت انجام سرمایه گذاری دو قید وجود داشته باشد (جدول ۹).

بر اساس نتایج بخش عملکرد ترمودینامیکی، نرخ مایع سازی نسبت به سایر توابع عملکردی رفتار معکوس دارد. به عبارت دیگر با افزایش فشار خوراک نرخ مایع سازی افزایش می یابد ولی راندمان انرژی، توان مشخصه و ضریب راندمان کاهش می یابد. این نتیجه نشان می دهد که لزوماً افزایش نرخ مایع سازی باعث بهبود سایر شاخص های فنی و اقتصادی نمی شود و حتی می تواند موجب غیر اقتصادی شدن طرح به علت افزایش هزینه تجهیزات شود. بر این اساس تصمیم گیری بر روی انتخاب فشار مناسب خروجی کمپرسور، مستلزم ارزیابی عملکرد اقتصادی طرح است.

۵- ارزیابی اقتصادی طرح

انجام محاسبات اقتصادی نیازمند در نظر گرفتن فرضیاتی چون تعداد روز کاری در سال، قیمت واحد محصولات، خوراک و برق مصرفی است که در جدول ۸ نشان داده شده است.

جدول ۸- فرضیات محاسبات اقتصادی

مقدار	واحد	مشخصه
20,000	kg/h	Feed flow rate
330	day	Annual operation period
30	day	Storage time capacity
658	\$/tons	LNG price
200	\$/tons	Natural Gas (Feed) price
8.06×10^{-2}	\$/kWh	Electricity price
3	Year	Construction time
20	Year	Plant life cycle
10	%	Discount rate
4.0	%	Operation cost ratio from CAPEX
5.0	%	Operation and maintenance increase rate

بر اساس فرضیات فوق و با فرض ثابت بودن قیمت ارزی خوراک و برق مصرفی در طول مدت بهره برداری، می توان هزینه سرمایه گذاری، هزینه بهره برداری، میزان درآمد حاصل از فروش LNG و IRR را محاسبه نمود. شکل (۹) تغییرات توابع اقتصادی را نسبت به فشار P₆ نشان می دهد. مطابق شکل (۹) بخش الف کمترین هزینه سرمایه گذاری و بهره برداری در حالتی است که کمپرسور فشارافزایی در ورودی خوراک نصب نشود. در این حالت هزینه سرمایه گذاری، بهره برداری و درآمد به ترتیب ۶، ۱۳ و ۲۳ میلیون دلار است. با نصب کمپرسور فشارافزایی و افزایش

جدول ۹- قیود اقتصادی در انتخاب گزینه مناسب

قیود	واحد	مقدار
نقطه سر به سر (BEP)	سال	کمتر از ۳ سال
نرخ بازده داخلی (IRR)	درصد	بیشتر از ۳۰٪

با توجه به قیود سرمایه گذار، اگر فشار P_6 بزرگتر و یا مساوی ۶۰ بار انتخاب شود، می تواند انتظارات سرمایه گذار را محقق

جدول ۱۰- سناریوهای مورد بررسی در آنالیز حساسیت نتایج اقتصادی طرح

ردیف	متغیر	واحد	مقدار مبنا	P_6 (BAR)	مقدار
۱	قیمت فروش LNG	\$/MMBtu	12.5	90	10\$ – 15\$
۲	تعداد روز کاری سالیانه مجتمع	days	330	90	240-330
۳	تغییرات هزینه سرمایه گذاری	%	-	45 bar worst case 90 bar best case	-20% for worst case +20% for best case

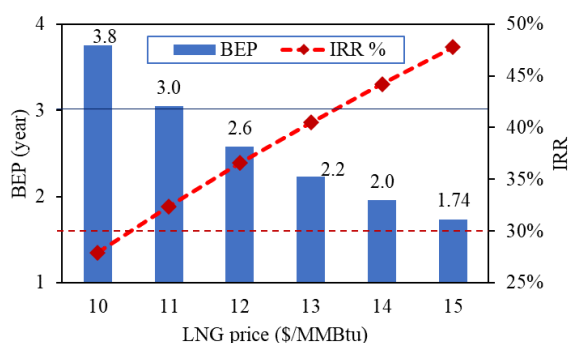
بر اساس شکل فوق نقطه سر به سر و همچنین نرخ بازده داخلی نسبت به قیمت فروش محصول حساسیت بالایی دارند. به گونه ای که با افزایش قیمت محصول به $15\$/MMBtu$ ، IRR به ۴۸٪ و BEP به ۱/۷ سال می رسد و در عین حال با کاهش قیمت محصول به $10\$/MMBtu$ این دو کمیت به ترتیب ۲۸٪ و ۳/۸ سال خواهد بود. همچنین همان طور که نشان داده شده است در صورت رسیدن قیمت واحد LNG به ۱۱ دلار، قید نقطه سر به سر زیر سه سال دیگر تحقق نمی یابد (خط ممتد آبی) درحالی که کماکان IRR بیشتر از ۳۰٪ (خط چین قرمز) است.

متغیر تاثیرگذار دیگر مدت زمان بهره برداری سالیانه است. در مجتمع های مرسوم جهت تعمیر و نگهداری یک ماه مجتمع خاموش می شود و ۱۱ ماه معادل ۳۳۰ روز کار می کند. لذا در حالت مبنا ۳۳۰ معیار تولید محصول قرار گرفته است. اما از طرف دیگر با توجه به افزایش تقاضای گاز در ایام سرد سال، ممکن است تعداد ماه های قطع گاز تا ۴ ماه افزایش یابد و طول مدت کاری سالیانه مجتمع تا ۲۴۰ روز کاهش یابد. شکل (۱۱) تغییرات توابع تصمیم گیری را بر اساس این متغیر در صورت خاموشی یک الی چهار ماهه مجتمع نشان می دهد.

با توجه به جدول فوق نتایج آنالیز حساسیت در ادامه آمده است.

۵-۱- آنالیز حساسیت متغیرهای سرمایه گذاری

اولین عامل مورد بررسی قیمت خوراک است. در فرض اولیه معیار تعیین قیمت LNG، متوسط قیمت یک سال اخیر در بازار JKM بوده است که برابر با ۱۲/۳۵ دلار به ازای هر MMBtu که معادل با ۶۵۸ دلار بر تن LNG است. در آنالیز حساسیت انجام شده تغییرات دو تابع اصلی IRR و همچنین BEP به ازای تغییرات $\pm 20\%$ یعنی بازه ۱۰ تا ۱۵ دلار به ازای هر MMBtu در فشار خوراک با عملکرد بهینه P_6 برابر با ۹۰ بار مورد ارزیابی قرار گرفته است. شکل (۱۰) نتایج مربوطه را نشان می دهد.

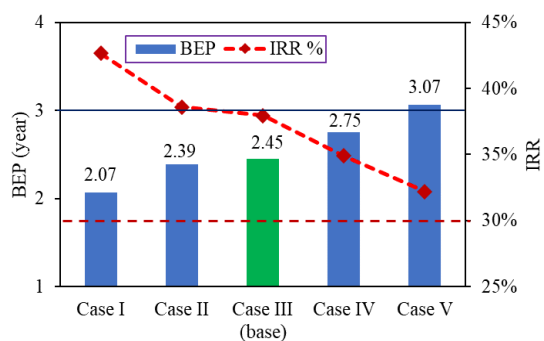


شکل ۱۰- آنالیز حساسیت توابع BEP و IRR نسبت به قیمت فروش LNG

جدول ۱۱- سناریوهای آنالیز حساسیت نتایج نسبت به تغییرات هزینه سرمایه گذاری

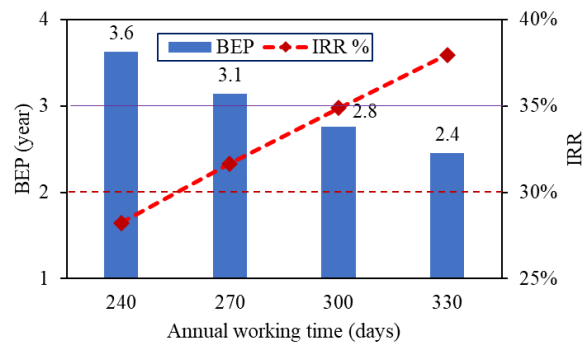
ردیف	سناریو	فشار خوراک (bar)	حساسیت هزینه سرمایه ای
۱	Case I	45	-20%
۲	Case II	45	-10%
۳	Case III	90	سناریو مبنا
۴	Case IV	90	+10%
۵	Case V	90	+20%

دو سناریو خوش بینانه و دو سناریو بدبینانه لحاظ شده و نتایج با سناریو مبنا (Case III) (فشار خروجی خوراک ۹۰ بار) مقایسه گردیده است. در سناریو اول (Case I) و سناریو دوم (Case II) سناریو فشار خوراک ۴۵ بار به عنوان گزینه‌ای که بدترین نتایج IRR و BEP را نسبت به P_6 نشان می‌دهد، انتخاب گردید و فرض شده است که میزان هزینه سرمایه‌گذاری ۱۰ و ۲۰ درصد کاهش یابد. در سناریو چهارم (Case IV) و سناریو پنجم (Case V) که بالعکس به صورت بدبینانه در نظر گرفته شده است که هزینه سرمایه‌گذاری ۱۰ و ۲۰ درصد برای بهترین فشار خوراک یعنی ۹۰ بار به ترتیب افزایش یابد. شکل (۱۲) نتایج این مقایسه را نشان می‌دهد.



شکل ۱۲- آنالیز حساسیت توابع BEP و IRR نسبت به تغییرات هزینه سرمایه گذاری

همان طور که در شکل فوق ملاحظه می‌شود همه سناریوها قیود سرمایه‌گذار یعنی IRR بیش از ۳۰٪ و BEP کمتر از ۳ سال را محقق می‌سازند. به طور خاص در سناریو دو یعنی در صورت عدم استفاده از کمپرسور فشار افزایشی، با کاهش فقط ۱۰٪ در هزینه سرمایه‌گذاری عملکرد اقتصادی این طرح به سناریو مبنا بسیار نزدیک می‌شود. اما از طرف دیگر افزایش ۲۰٪ هزینه سرمایه‌گذاری در سناریو مبنا نقطه سر به سر را تا مرز ۳ سال افزایش می‌دهد.



شکل ۱۱- آنالیز حساسیت توابع BEP و IRR نسبت به تعداد روز کاری مجتمع در سال

بر اساس شکل فوق همان طور که ملاحظه می‌شود با افزایش تعداد روز کاری مجتمع میزان تولید سالیانه محصول افزایش می‌یابد در حالی که هزینه سرمایه‌گذاری ثابت می‌ماند. این امر موجب افزایش درآمد و در نتیجه سودآوری بهتر طرح یعنی افزایش نرخ بازده داخلی و همچنین کاهش نقطه سر به سر می‌شود. حال با توجه به قیود سرمایه‌گذاری به نظر می‌رسد در صورتی که مجتمع کمتر از ۹ ماه در سال تولید محصول نماید، مدت زمان BEP بیش از ۳ سال و IRR کمتر از ۳۰ درصد می‌شود که مطلوب نیست.

یکی از عدم قطعیت‌های مهم، عدم قطعیت موجود در محاسبه هزینه تجهیزات و اقلام پروژه است. روش به کار گرفته شده در محاسبه قیمت تجهیزات ۲۰ تا ۲۵ درصد خطا دارد [۳۹]. این عدم قطعیت بر اثر عوامل مختلفی چون کشور مبدا تامین‌کننده تجهیزات، تولید سفارشی یا موجود بودن تجهیز دوار در انبار سازنده و عوامل مختلف دیگر ایجاد می‌شود. همچنین روش گوتتری که جهت محاسبه هزینه مستقیم و غیر مستقیم یک مجتمع بر اساس قیمت تجهیزات به کار گرفته شده است، خود نیز $\pm 20\%$ درصد عدم قطعیت دارد. به همین خاطر در روش گوتتری جهت اجتناب از برآورد هزینه‌ها کمتر از میزان واقعی، ۱۵٪ عدم قطعیت در محاسبه هزینه سرمایه‌گذاری لحاظ می‌شود. کاهش هزینه‌های سرمایه‌گذاری می‌تواند موجب اقتصادی شدن طرح حتی در صورت عدم نصب کمپرسور فشار افزایشی (P_6) برابر ۴۵ بار) گردد. از طرف دیگر افزایش هزینه سرمایه‌گذاری می‌تواند موجب غیر اقتصادی شدن بهترین گزینه یعنی فشار افزایشی خوراک تا ۹۰ بار شود. جهت ارزیابی حساسیت نتایج به این موضوع، پنج سناریو مطابق جدول ۱۱ در نظر گرفته شده است.

۶- نتیجه گیری

در این پژوهش یک فرآیند تولید LNG با استفاده از بازیابی انرژی ناشی از تقلیل فشار در ایستگاه های تقلیل فشار برای مطالعه موردی در ایستگاه تقلیل فشار نیروگاه نکا طراحی شده است. در این فرآیند از مبدل های صفحه-پره ای، توربین انبساطی و کمپرسور به عنوان تجهیزات اصلی استفاده شده است. مزیت این طرح سادگی، مصرف برق پایین و تعداد تجهیزات اندک و در نتیجه سادگی راه اندازی است. در این طرح فشار گاز برگشتی با استفاده از کمپرسور افزایش می یابد تا مناسب استفاده در نیروگاه شود. در این فرآیند پس از طراحی معماری فرآیند، با مطالعه اثر متغیرهای ترمودینامیکی بر توابع عملکردی ابتدا نقاط مناسب کاری در فشارهای خروجی کمپرسور فشار افزایش خوراک ارزیابی شد. پس از تعیین نقاط مناسب کاری، امکان پذیری اقتصادی طرح مورد ارزیابی قرار گرفته و گزینه مناسب جهت سرمایه گذاری انتخاب شده است. در نهایت آنالیز حساسیت نتایج اقتصادی طرح نسبت به متغیرهای اقتصادی مورد ارزیابی قرار گرفت. نتایج ذیل به صورت موردی در این مطالعه حاصل گردیده است.

- متغیرهای اصلی ترمودینامیکی در این مسئله شامل P_6 و P_8 ، MFR ، T_1 هستند. نتایج نشان می دهد که دو متغیر T_1 و MFR متغیرهای کلیدی در تعیین نرخ مایع سازی هستند و سایر متغیرها امکان پذیری حل ترمودینامیکی مسئله را تحت الشعاع قرار می دهند. هر چه میزان T_1 کاهش و MFR افزایش یابد نرخ مایع سازی بیشتر می شود.

- نتایج آنالیز حساسیت نشان می دهد که هر چه فشار خروجی توربین انبساطی P_8 کاهش یابد، دو متغیر کلیدی ذکر شده در جهت افزایش مایع سازی بهبود می یابند. لذا با توجه به قیود عملیاتی این متغیر برابر با $1/2$ بار در تمام طرح ها ثابت شده است.

- کمپرسور فشار افزایش خوراک نرخ مایع سازی را افزایش می دهد به گونه ای که نرخ مایع سازی بیشینه از 15% در فشار P_6 برابر با 45 بار، به $27/6\%$ در صورت افزایش فشار خوراک تا 90 بار می رسد.

- در صورت عدم استفاده از کمپرسور فشار افزایش خوراک می توان بدون مصرف برق، توان مورد نیاز جهت فشار افزایش گاز برگشتی را با استفاده از توان تولیدی در توربین انبساطی تامین نمود.

- با افزایش فشار خوراک در کمپرسور فشار افزایشی، با وجود افزایش نرخ مایع سازی، میزان توان مصرفی افزایش می یابد و راندمان انرژی و ضریب عملکرد تبریدی کاهش می یابد و در فشار 90 بار COP ، راندمان انرژی و SPC به ترتیب $0/68$ ، $1/8$ ، $160/0$ کیلووات ساعت بر تن محصول است.

- نتایج مطالعه توابع اقتصادی نسبت به میزان فشار افزایشی خوراک نشان می دهد که افزایش فشار خوراک تا 90 بار موجب بهبود توابع اقتصادی معیار می شود. در این حالت نرخ بازده داخلی (IRR) و نقطه بازگشت سرمایه (BEP) به ترتیب 38% و $2/45$ سال بوده است.
- نتایج آنالیز حساسیت توابع اقتصادی نسبت به متغیرهای اقتصادی نشان می دهد که در فشار خوراک برگزیده (90 بار) در صورتی که مدت زمان سالیانه بهره برداری از واحد بیش از 270 روز باشد و همچنین اگر قیمت فروش محصول بیش از 11 $\$/MMBtu$ باشد، میزان IRR بیش از 30% و میزان BEP کمتر از 3 سال خواهد بود.

- در صورتی که هزینه سرمایه گذاری برای حالت عدم نصب کمپرسور فشار افزایشی (فشار خوراک 45 بار) فقط 10% کاهش یابد می توان این طرح را بدون مصرف برق و با IRR برابر با 39% و BEP برابر با $2/4$ سال به انجام رسانید.

- در صورتی که هزینه سرمایه گذاری گزینه مبنا (افزایش فشار خوراک تا 90 بار) تا حدود 20% افزایش یابد، کماکان طرح از نظر اقتصادی توجیه پذیر است و معیارهای سرمایه گذار را محقق می نماید (IRR برابر با 32% و BEP برابر با 3 سال).

تقدیر و تشکر

در انجام این پژوهش از امکانات نرم افزاری و تجهیزات آزمایشگاه انتقال حرارت و جریان چندفازی دانشکده مهندسی مکانیک دانشگاه شهید بهشتی استفاده شده است. بنابراین نویسندگان مراتب تقدیر و تشکر خود را از مسئولین محترم این دانشکده که همکاری لازم را به عمل آورده اند اعلام می دارند.

تعارض منافع

نویسندگان اعلام می کنند که در مورد انتشار این مقاله تعارض منافع وجود ندارد.

تأییدیه اخلاقی

نویسندگان متعهد می شوند که مطالب این مقاله را در هیچ مجله دیگری به چاپ نرسانده‌اند.

مشارکت های نویسندگان

سیدحسین حبیبیان نژاد: مفهوم سازی، روش شناسی، نرم افزار، تحقیق، نگارش پیش نویس اصلی،

علی جهانگیری: روش شناسی، نرم افزار، اعتبارسنجی،

بررسی و ویرایش.

محمد عامری: روش شناسی، نرم افزار، اعتبارسنجی،

بررسی و ویرایش.

منابع مالی

جهت تأمین منابع مالی مقاله از اعتبار ویژه اساتید استفاده شده است.

علائم و اختصارات

علائم	اختصارات (ادامه)
a	متغیر جاذب $(\text{Pa}/(\text{m}^3/\text{mol})^2)$
b	حجم مولی موثر (mol/m^3)
d	جریان پایین دستی
e	اگرزری ویژه (kJ/kg)
f	خوراک
H	آنتالپی (kJ)
h	آنتالپی ویژه (kJ/kg)
M.A.	کمینه دمای مجاورتی $(^\circ\text{C})$
P	فشار (bar)
p	فشار (kPa)
Q	بار حرارتی (kW)
r	تبرید
R	ثابت جهانی گاز $(\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1})$
s	آنتروپی ویژه $(\text{kJ}/\text{kg}\cdot\text{K})$
T	دما $(^\circ\text{C})$
VF	کسر بخار
W	کار (kW)
ΔE	اختلاف اگرزری (kW)
ν	حجم مخصوص (kg/m^3)
$\dot{m}$	دبی جرمی (kg/h)
اختصارات	
BEP	نقطه سربه سر
CAPEX	هزینه سرمایه‌ای
CGS	ایستگاه دروازه شهری
CHP	تولید همزمان حرارت و برق
COP	ضریب عملکرد
eq	معادل
HEX	مبدل حرارتی پره-صفحه‌ای فشرده
IGV	دریچه راهنمای ورود
in	ورودی
IRR	نرخ بازده داخلی
K	کمپرسور
LNG	گاز طبیعی مایع شده
LPRS	واحد مایع سازی و تقلیل فشار گاز همزمان
LR	نرخ مایع سازی
MFR	نسبت دبی جرمی جریان اصلی به دبی جریان تبریدی
MIX	مخلوط کننده جریان‌ها
MMBtu	میلیون واحد حرارتی انگلیسی
MTPA	میلیون تن بر سال
net	خالص
NPV	ارزش خالص فعلی
OPEX	هزینه‌های عملیاتی
out	خروجی
PNEC	فرآیند مایع سازی انبساط نیتروژن موازی
PRS	ایستگاه تقلیل فشار
SMR	سیکل مبرد مخلوط یگانه
SPC	توان مصرفی ویژه
TBM	مجموع هزینه ماژول‌ها
TCI	هزینه سرمایه گذاری کل
TE	توربین انبساطی
TEE	تقسیم کننده جریان‌ها
V	تفکیک کننده
VLV	شیر
η_{ex}	راندمان اگرزری

مراجع

- [1] International Energy Agency. World Energy Outlook 2022. Paris: International Energy Agency, 2022.
- [2] International Energy Agency. World Energy Balances: Overview. Paris: International Energy Agency, 2021. Accessed September 14, 2026.
- [3] International Renewable Energy Agency. Global Energy Transformation: A Roadmap to 2050. 2019 ed. Abu Dhabi: International Renewable Energy Agency, 2019.
- [4] Liang, Fang-Yu, Marta Ryvak, Sara Sayeed, and Nick Zhao. "The Role of Natural Gas as a Primary Fuel in the Near Future, Including Comparisons of Acquisition, Transmission and Waste Handling Costs of Gas with Competitive Alternatives." *Chemistry Central Journal* 6, suppl. 1 (2012): S4.
- [5] International Energy Agency. "Global Annual Average Change in Energy Production by Fuel, 1971–2019." 2021.
- [6] International Gas Union. IGU World LNG Report 2023. 2023.
- [7] Mokhatab, Saeid, John Y. Mak, Jaleel V. Valappil, and David A. Wood. Handbook of Liquefied Natural Gas. Oxford: Gulf Professional Publishing, 2014.
- [8] Statista. "Natural Gas Trade via Pipeline and LNG Shipping Worldwide from 2000 to 2019, with a Forecast until 2050." 2024.
- [9] Zhang, Jinrui, Hans Meerman, René Benders, and André Faaij. "Comprehensive Review of Current Natural Gas Liquefaction Processes on Technical and Economic Performance." *Applied Thermal Engineering* 166 (2020): 114736.
- [10] Tractebel Engineering S.A. Mini and Micro LNG for Commercialization of Small Volumes of Associated Gas. Washington, DC: World Bank Group, 2015.
- [11] Hu, Qihui, Weiguang Shan, Wei Zhang, Yuxing Li, Wuchang Wang, Jianlu Zhu, Yonghao Liu, Bin Xie, and Xichong Yu. "Optimization and Experiment on the Dual Nitrogen Expansion Liquefaction Process with Pre-Cooling." *Cryogenics* 114 (2021): 103243.
- [12] Ostovar, Arash, and Nashaat N. Nassar. "Small-Scale Liquefied Natural Gas—Opportunities and Challenges." In *Energy Transition: Climate Action and Circularity*, 269–314. 2022.
- [13] Lim, Wonsub, Kwangho Choi, and Il Moon. "Current Status and Perspectives of Liquefied Natural Gas (LNG) Plant Design." *Industrial & Engineering Chemistry Research* 52, no. 9 (2013): 3065–3088.
- [14] Waqar, Muhammad, Haris Ishaq, and Shah Rukh Jamil. "Energetically Enhanced Natural Gas Liquefaction Process with CO₂ Precooling." *Energy Conversion and Management: X* 14 (2022): 100200.
- [15] Nikkho, Sepehr, Mojgan Abbasi, Jafar Zahirifar, Morteza Saedi, and Ali Vatani. "Energy and Exergy Investigation of Two Modified Single Mixed Refrigerant Processes for Natural Gas Liquefaction." *Computers & Chemical Engineering* 140 (2020): 106854.
- [16] Aslambakhsh, Amir Hamzeh, Mohammad Ali Moosavian, Majid Amidpour, Mohammad Hosseini, and Saeedeh AmirAfshar. "Global Cost Optimization of a Mini-Scale Liquefied Natural Gas Plant." *Energy* 148 (2018): 1191–1200.
- [17] Mukhopadhyay, Mamata. Fundamentals of Cryogenic Engineering. New Delhi: PHI Learning, 2010.
- [18] Danieli, Piero, Gianluca Carraro, and Andrea Lazzaretto. "Thermodynamic Evaluations on the Potential Energy Recovery from the Italian Natural Gas Network." In *Proceedings of ECOS 2020: The 33rd International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems*. Osaka, Japan, 2020.
- [19] Sadodin, Saifollah, and Saeed Rastegar. "Analysis of Exergy in Natural Gas in Reduction City Gate Station." *Journal of Modeling in Engineering* 8, no. 22 (2010): 13–19. (in Persian)
- [20] Li, C., S. Zheng, J. Li, and Z. Zeng. "Optimal Design and Thermo-Economic Analysis of an Integrated Power Generation System in Natural Gas Pressure Reduction Stations." *Energy Conversion and Management* 200 (2019): 112079.
- [21] Li, C., S. Zheng, Y. Chen, and Z. Zeng. "Proposal and Parametric Analysis of an Innovative Natural Gas Pressure Reduction and Liquefaction System for Efficient Exergy Recovery and LNG Storage." *Energy* 223 (2021): 120022.

- [22] He, T. B., and Y. L. Ju. "A Novel Process for Small-Scale Pipeline Natural Gas Liquefaction." *Applied Energy* 115 (2014): 17–24.
- [23] Barclay, M. A., Donald Gongaware, K. Dalton, and M. P. Skrzykowski. "Thermodynamic Cycle Selection for Distributed Natural Gas Liquefaction." In *Advances in Cryogenic Engineering: Transactions of the Cryogenic Engineering Conference—CEC*. Melville, NY: American Institute of Physics, 2004.
- [24] Chang, Ho-Myung, Myung Jin Chung, Min Jee Kim, and Seong Bum Park. "Thermodynamic Design of Methane Liquefaction System Based on Reversed-Brayton Cycle." *Cryogenics* 49, no. 6 (2009): 226–234.
- [25] Gao, Ting, Wensheng Lin, Anzhong Gu, and Min Gu. "Coalbed Methane Liquefaction Adopting a Nitrogen Expansion Process with Propane Pre-Cooling." *Applied Energy* 87, no. 7 (2010): 2142–2147.
- [26] Li, Q. Y., and Y. L. Ju. "Design and Analysis of Liquefaction Process for Offshore Associated Gas Resources." *Applied Thermal Engineering* 30, no. 16 (2010): 2518–2525.
- [27] He, T. B., and Y. L. Ju. "Design and Optimization of Natural Gas Liquefaction Process by Utilizing Gas Pipeline Pressure Energy." *Applied Thermal Engineering* 57, no. 1–2 (2013): 1–6.
- [28] Tan, H., Q. Zhao, N. Sun, and Y. Li. "Proposal and Design of a Natural Gas Liquefaction Process Recovering the Energy Obtained from the Pressure Reducing Stations of High-Pressure Pipelines." *Cryogenics* 80 (2016): 82–90.
- [29] Tan, H., Q. Zhao, J. Zheng, and S. Shan. "Design and Optimization of an Improved Small-Scale Liquefaction Process for the Natural Gas Pressure-Reducing Station in Pipelines." *Journal of Pipeline Systems Engineering and Practice* 8, no. 4 (2017): 04017011.
- [30] Guo, H., Q. Tang, M. Gong, and K. Cheng. "Optimization of a Novel Liquefaction Process Based on Joule–Thomson Cycle Utilizing High-Pressure Natural Gas Exergy by Genetic Algorithm." *Energy* 151 (2018): 696–706.
- [31] He, Tianbiao, Zuming Liu, Yonglin Ju, and Ashak Mahmud Parvez. "A Comprehensive Optimization and Comparison of Modified Single Mixed Refrigerant and Parallel Nitrogen Expansion Liquefaction Process for Small-Scale Mobile LNG Plant." *Energy* 167 (2019): 1–12.
- [32] Zhang, Jinrui, Hans Meerman, René Benders, and André Faaij. "Technical and Economic Optimization of Expander-Based Small-Scale Natural Gas Liquefaction Processes with Absorption Precooling Cycle." *Energy* 191 (2020): 116592.
- [33] Shirazi, Laleh, Mehran Sarmad, Roholah Moghadasi Rostami, Peyman Moein, Marziyeh Zare, and Khashayar Mohammadbeigy. "Feasibility Study of the Small Scale LNG Plant Infrastructure for Gas Supply in North of Iran (Case Study)." *Sustainable Energy Technologies and Assessments* 35 (2019): 220–229.
- [34] Iannaccone, Tommaso. *Sustainability and Risk Management of LNG as a Fuel for Marine Transportation*. PhD diss., Alma Mater Studiorum—Università di Bologna, 2021.
- [35] Mostafa-Nejad, S. R. "Case Study of Electrical Energy Production Using Expansion Turbines in the Pressure Reduction Station of Neka Power Plant." Paper presented at the 26th International Power System Conference, Tehran, 2011. In Persian.
- [36] Cao, Wen Sheng. "Competitive Adsorption Study on Natural Gas Purification of Small-Scale LNG Project." *Advanced Materials Research* 538–541 (2012): 2731–2734.
- [37] Marmolejo-Correa, Danahe, and Truls Gundersen. "A Comparison of Exergy Efficiency Definitions with Focus on Low Temperature Processes." *Energy* 44, no. 1 (2012): 477–489.
- [38] Perry, John H. *Chemical Engineers' Handbook*. 3rd ed. New York: McGraw-Hill, 1950.
- [39] Couper, James R., W. Roy Penney, James R. Fair, and Stanley M. Walas. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. 3rd ed. Amsterdam: Elsevier, 2012.
- [40] Siemens. *Pricing Guide for Horizontal Above NEMA Motors: ANSP-60000-1112*. 2012.
- [41] Seider, Warren D., Daniel R. Lewin, J. D. Seader, Soemantri Widagdo, Rafiqul Gani, and Ka Ng. *Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation*. 4th ed. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, 2017.