Providing a Novel Process for Flare Gas Energy Recovery Aimed at LNG Production: Energy, Exergy and Economic Analyses

Seyed Mohammad Yahya Reshte Ahmadi[1], Hamed Peyrodin[2*,]

1- M. Sc. Student of Chemical Engineering, Shiraz University
2- Chemical Engineering Department, School of Chemical and Petroleum Engineering, Shiraz University, Shiraz, Iran.

Email: Hamedpeyro@saadi.shirazu.ac.ir*

Abstract

In this paper, the changes in exergy efficiency and exergy destruction of the process of co-production of liquefied natural gas (LNG), ethane, and the feasibility of electricity production by recovering the energy from burning flare gas and transferring it to the natural gas liquefaction unit with two cooling cycles are investigated. In order to recover the energy from the flare gas, by presenting a new process, the energy of this unit has been used to generate electricity and supply the energy required by the distillation towers in the liquefaction unit. Next, the effect of changing the feed gas flow rate on the process parameters was investigated. The exergy efficiency of the main units and the entire process was also calculated separately. The results show that with increasing feed flow rate, the exergy efficiency of the feed gas liquefaction unit increases slightly and the exergy efficiency of the flare gas recovery unit increases significantly. The exergy efficiency of the entire process also decreases by about 1.11%, which is due to the increase in the power consumption in the compressors, the decrease in power output in turbines, and the increase in the flow rates. The highest percentage of exergy destruction is related to the reactor, heat exchangers, and water coolers, respectively. Moreover, economic analysis reveals that increasing the feed gas flow rate enhances the process's Net Present Value (NPV). The results of this study showed that the proposed new process has a high potential for producing LNG.

Keywords: Flare gas recovery, Power generation, Liquified natural gas (LNG), Absorption refrigeration, Exergy analysis, Economic analysis

ارائه یک فرایند نوین به منظور بازیابی انرژی گاز مشعل با هدف تولید LNG: آنالیز های انرژی، اکسرژی و اقتصادی

سیدمحمدیحیی رشته احمدی ۱، حامد پیرودین ۲*

۱- دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه شیراز

۲- استادیار بخش مهندسی گاز، دانشکده مهندسی شیمی، نفت و گاز، دانشگاه شیراز، شیراز، ایران

پیام نگار: *Hamedpeyro@saadi.shirazu.ac.ir

چکیده

در این مقاله، به بررسی تغییرات بازدهی اکسرژی و تخریب اکسرژی فرایند تولید همزمان گاز طبیعی مایع (LNG)، اتان و امکان سنجی تولید برق از طریق بازیابی انرژی حاصله از سوختن گاز مشعل و انتقال آن به واحد مایع سازی گاز طبیعی با دو چرخه خنک سازی پرداخته شده است. به منظور بازیابی انرژی حاصله از گاز مشعل، با ارائه یک فرایند نوین، انرژی این واحد برای تولید برق، و تامین انرژی مورد نیاز برج های تقطیر در واحد مایع سازی از استفاده شده است. در ادامه، تاثیر تغییر شدت جریان گاز خوراک بر روی پارامترهای فرایند مورد بررسی قرار گرفت. بازدهی اکسرژی واحد های اصلی و کل فرایند نیز به طور جداگانه محاسبه شد. نتایج نشان می دهد که با افزایش دبی جریان خوراک، بازدهی اکسرژی واحد مایع سازی گاز خوراک اندکی افزایش پیدا می کند و بازدهی اکسرژی واحد بازیابی گاز مشعل به طور چشمگیری افزایش پیدا می کند. بازدهی اکسرژی کل فرایند نیز با کاهش حدود ۱/۱۱ درصدی مواجه می شود که ناشی از افزایش توان مصرفی در کمپرسور ها، کاهش توان تولیدی در توربین ها و افزایش دبی جریان ها است. بیشترین درصد تخریب اکسرژی نیز به ترتیب مربوط به راکتور، مبدل های حرارتی و خنک کننده های آبی است. علاوه بر این، تجزیه و تحلیل اقتصادی نیز نشان می دهد که با افزایش دبی گاز خوراک، ارزش خالص فعلی (NPV) فرایند افزایش پیدا می کند. نتایج این مطالعه نشان داد که فرایند نوین ارائه شده، پتانسیل بالایی برای تولید LNG دارد.

کلیدواژه ها: بازیابی گاز فلر، تولید برق، گاز طبیعی مایع (LNG)، تبرید جذبی، تحلیل اکسرژی، تحلیل اقتصادی

Nomenclature			
		ex	Specific exergy [kJ/kg]
		Ex	Exergy rate [kW]
GTL	Gas to liquid	Ex_d	Exergy destruction [kW]
LNG	Liquefied natural gas	η_{Ex}	Exergy efficiency
LPG	Liquefied petroleum gas	CAPEX	Total Project Capital Cost
CNG	Compressed natural gas	OPEX	Total Operating Cost
NGL	Natural gas liquid	CRF	Capital recovery rate
RICE	Reciprocating internal combustion engines	y	Years
CHP	Combined heat and power	i	Real interest rate [%]
SMR	Single mixed refrigerant	j	Average bank interest [%]
T	Temperature [°C]	f	Average inflation rate [%]
P	Pressure [kPa]	n	Project life time [y]
$\dot{m}$	Mass flow rate [kg/s]	CF	Cash flow
ΔT_{min}	Minimum approach of the heat exchangers [°C]	NPV	Net present value
W	Work [kW]	k	Selected year
h	Specific enthalpy [kJ/kg]	I_0	Initial investment
$\dot{Q}$	Transferred heat [kW]	h	Hour
s	Specific entropy [kJ/kg.K]	PO	Payout period

۱- مقدمه

امروزه، نیاز به انرژی در جامعه امری جدایی‌ناپذیر است [۱]. با این حال، با افزایش درگیری‌های منطقه‌ای و افزایش قیمت گاز طبیعی و تولید برق، آسیب‌پذیری بازارهای انرژی افزایش یافته است [۲]. علاوه بر این، سالانه تقریباً ۱۷۰ میلیارد متر مکعب گاز به صورت گاز شعله در سراسر جهان سوزانده می‌شود [۳]. پنج کشور، از جمله روسیه، عراق، ایران، ایالات متحده و الجزایر، مسئول بیش از ۵۰ ٪ از گازهای شعله سوزانده شده در جهان هستند که منجر به از دست رفتن هیدروکربن‌های ارزشمند با ارزش حرارتی بالا می‌شود [۴].

با توجه به اهمیت کنترل مصرف انرژی و در دسترس بودن گاز مشعل، مطالعه بر روی استفاده از آن از اهمیت بالایی برخوردار بوده و در گذشته، محققین مختلفی بر روی این موضوع، مطالعات متعددی ارائه داده اند [۳،۵،۶،۷]. در ادامه به تعدادی از مطالعات انجام شده اشاره شده است.

به منظور استفاده بهینه از گاز مشعل، روش های مختلفی برای تبدیل آن به کالا یا مواد شیمیایی با ارزش افزوده وجود دارد [۳]. از جمله این روش ها می توان به تولید سوخت یا مواد شیمیایی با فرآیند تبدیل گاز به مایع (GTL) [۵]، جداسازی محتوای متان و فشرده‌سازی آن برای تولید گاز طبیعی فشرده (CNG) یا گاز طبیعی مایع(LNG) [۶]، تولید گاز مایع (LPG) [۷] و انتقال به خطوط لوله [۸] اشاره کرد. همچنین، می توان از گاز مشعل [1]به عنوان منبعی برای تامین انرژی در فرایند های مختلف، استفاده کرد[۳،۴،۶،۹،۱۰،۱۱].

بر همین اساس، محققین مختلف، تلاش کردند تا فرایند استفاده از گاز مشعل را بهینه سازند که در ادامه به تعدادی از آنها اشاره شده است. خلیلی گرکانی و همکاران [۱۲] یک بررسی جامع زیست‌محیطی-اقتصادی از

[1] Flare gas

هفت فناوری بازیابی و استفاده از گازهای مشعل که در بخش‌های بالادستی[۲] و پایین‌دستی[۳] قابل اجرا هستند، انجام دادند. فناوری‌های مورد ارزیابی شامل فشرده‌سازی و تزریق مجدد به چاه، بازیابی مایعات گاز طبیعی (NGL[۴])، تبدیل گاز به مایعات (GTL)، تولید متانول و دی‌متیل اتر، گاز طبیعی مایع (LNG) و تولید برق با استفاده از چرخه‌های موتور احتراق داخلی رفت و برگشتی بودند. نتایج بدست آمده نشان داد که تولید برق با استفاده از موتورهای احتراق داخلی رفت و برگشتی[۵](RICE) برای طیف وسیعی از مشخصات گاز مشعل از نظر اقتصادی قابل توجیه است.

نژاد فرد و همکاران [۴] یک ارزیابی جامع زیست محیطی-اقتصادی از سناریوهای مختلف تولید برق برای بازیابی گاز مشعل، شامل پیکربندی‌های توربین گازی، موتور احتراق داخلی رفت و برگشتی و سیستم ترکیبی گرما و برق (CHP)[۶] را با استفاده از روش‌های ارزیابی چرخه عمر و هزینه‌یابی چرخه عمر برای یک جریان گاز مشعل واقعی از یکی از تأسیسات فرآوری گاز ایران را انجام دادند. نتایج نشان دادند که میزان دبی، ترکیب گاز، H_2S و H_2 موجود در گاز مشعل می‌تواند از عوامل تعیین‌کننده در سودآوری اقتصادی سناریوها باشد. احمدی و همکاران [۱] یک سیستم انرژی سه‌گانه جدید را پیشنهاد کردند که برای بازیابی گرمای تلف‌شده گازهای مشعل صنعتی برای تولید همزمان برق، گرمایش و آب شیرین طراحی شده است. نتایج بهینه‌سازی، افزایش قابل قبولی در راندمان انرژی و اکسرژی و کاهش هزینه محصول واحد را نشان دادند.

در بین موارد اشاره شده در بالا، تولید گاز طبیعی مایع (LNG) به دلیل در دسترس بودن و پر کاربرد بودن گاز طبیعی و چالش برانگیز بودن حمل و نقل آن در حالت گازی، بیشتر مورد توجه قرار گرفته است [۳،۱۳،۱،۲]. گاز طبیعی مایع (LNG) با کاهش دمای گاز طبیعی برای مایع کردن آن، انتخاب مناسبی برای حل مشکل ذخیره سازی آن هنگام حمل و نقل در مسافت‌های طولانی، به خصوص در حجم زیاد گاز است. در سال ۲۰۱۸، ۹/۳۴٪ از کل تجارت بین‌المللی گاز طبیعی، تجارت LNG بود [۱۴،۱۵]. اما مشکل بزرگ در فرایند LNG مصرف بالای انرژی در آن به دلیل تغییر دما از دمای محیط تا حدود ۱۶۰- درجه سانتیگراد است [۱۶].

به طور کلی در فرایند های دما پایین، مدیریت مصرف انرژی اهمیت بسیار بالایی دارد[۱۴،۱۵،۱۶]. در سال های گذشته با ارائه ایده ها و فرایند های جدید تلاش شده است که با اعمال آنالیز های ترمودینامیکی متفاوت مدیریت مصرف انرژی به بهترین شکل صورت پذیرد [۱،۲،۴،۱۴]. در ادامه با تمرکز بر فرایند تولید LNG تعدادی از پژوهش های انجام شده در سال های گذشته ارائه شده است.

---

[2] Upstream
[3] Downstream
[4] Natural gas liquid
[5] Reciprocating internal combustion engines
[6] Combined heat and power

هه و لین [۱۴] دو فرآیند یکپارچه مبرد مخلوط منفرد[۷] (SMR) را برای تولید همزمان LNG و اتان با خلوص بالا با استفاده از تجزیه و تحلیل انرژی، اکسرژی و اقتصادی پیشنهاد کردند. بر اساس بررسی جامع سرمایه‌گذاری اولیه و هزینه عملیاتی، یک فرایند برای کارخانه های بزرگ و فرایند دیگر برای کارخانه‌های کوچک و موقعیت هایی با نیاز به سیستم ساده توصیه شدند. هه و همکاران [۲] یک فرآیند یکپارچه برای تولید LNG، جذب برودتی[۸] CO_2 و بازیابی NGL، با تمرکز جدیدی بر بازیابی گرمای تلف شده از مرحله فشرده‌سازی، ارائه کردند. نتایج نشان داد که مصرف توان ویژه حالت پایه ۰/۳۸۵ کیلووات ساعت بر نیوتن متر مکعب گاز طبیعی بود.

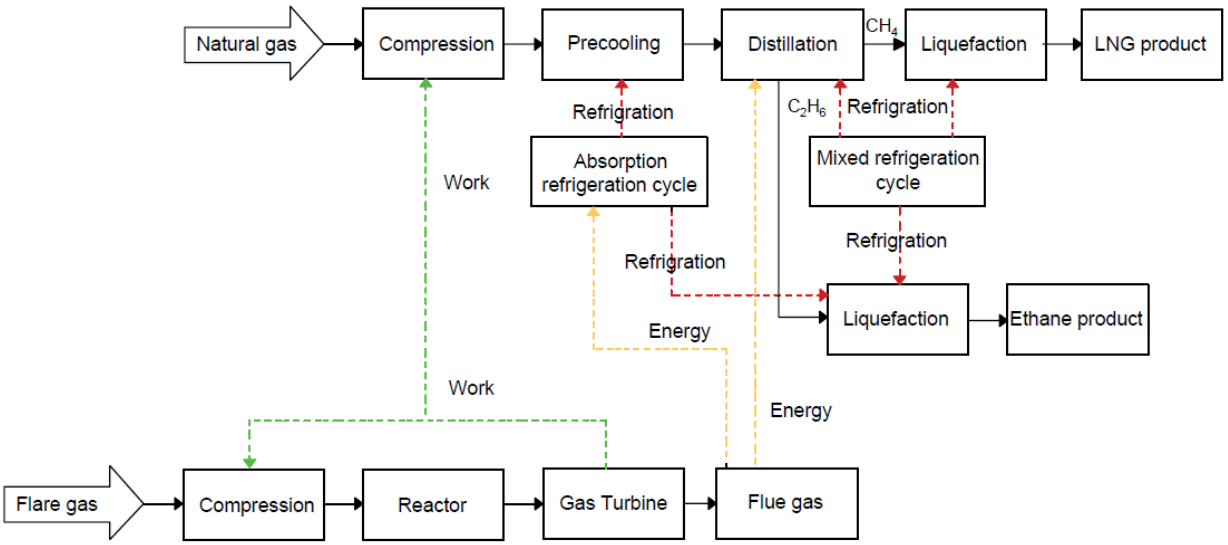
با توجه به اهمیت بالای مدیریت مصرف انرژی در فرایند LNG، و همچنین در دسترس بودن گاز مشعل در کشور، انجام یک مطالعه دقیق با هدف ارائه یک فرایند نوین به منظور تولید LNG با کمترین مصرف انرژی و کارایی بالا الزامی است.

بر همین اساس، در این پژوهش یک فرایند نوین به منظور تولید LNG به کمک بهره مندی از انرژی آزاد شده ناشی از سوزاندن گاز مشعل ارائه شد. در این راستا از تجزیه و تحلیل های انرژی و اکسرژی به منظور مطالعه رفتار فرایند استفاده گردید و کارایی کلی فرآیند به همراه دستگاه های مورد استفاده، مشخص شد. بر همین اساس می توان نوآوری این کار را، ارائه یک فرایند نوین با تمرکز بر بازیابی انرژی تلف شده از گاز مشعل به منظور مایع سازی گاز طبیعی و اتان به طور همزمان و بررسی امکان تولید برق با تغییر شرایط عملیاتی، به همراه آنالیز های انرژی، اکسرژی و اقتصادی دانست.

۲- شرح فرآیند

نمودار مفهومی سیستم یکپارچه و نحوه یکپارچه‌سازی بخش‌های مختلف در شکل ۱ نشان داده شده است. همانطور که در شکل ۱ مشخص است، این فرآیند از دو بخش اصلی واحد بازیابی گاز مشعل و واحد مایع سازی تشکیل شده است. در واحد مایع‌سازی گاز طبیعی، با استفاده از دو چرخه خنک سازی چرخه پیش سرمایش تبرید جذبی[۹] و چرخه خنک‌سازی عمیق مبرد مخلوط، LNG و اتان مایع تولید می شود. در واحد بازیابی گاز مشعل نیز، تولید برق و تامین انرژی واحد ها انجام می شود.

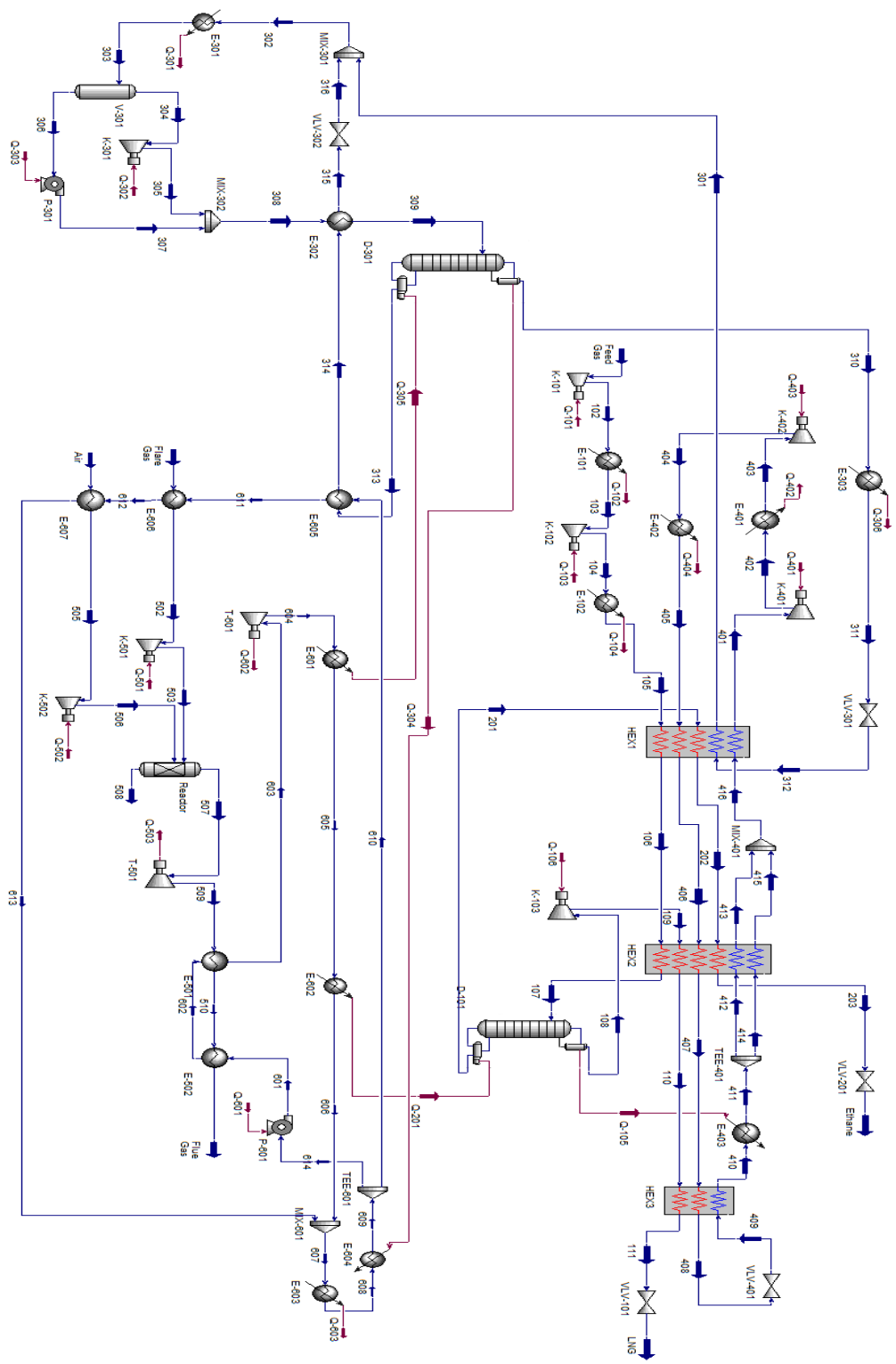
[7] Single mixed refrigerant
[8] Cryogenic
[9] Absorption refrigeration cycle



شکل ۱. چارچوب کلی سیستم.

Figure 1. Overall system framework.

کل سیستم شامل چهار بخش است: واحد بازیابی گاز مشعل ، واحد مایع‌سازی گاز طبیعی، چرخه پیش سرمایش تبرید جذبی و چرخه سرمایش عمیق مبرد. شرح دقیق این فرآیند در شکل ۲ نشان داده شده است و در بخش های بعدی با جزئیات کامل مورد بررسی قرار گرفته است.



شکل ۲. جزئیات کامل فرآیند نوین ارائه شده. کمپرسور: K، توربین: T، برج تقطیر: D، مبدل حرارتی: E، مبدل حرارتی چند جریانی: HEX، پمپ: P، جریان انرژی: Q، جداکننده: V، شیر: VLV، کار: W، راکتور: GBR، مخلوط کننده: MIX، جداکننده جریانی: TEE.

Figure 2. Full details of the new process provided K: compressor, T: turbine, D: distillation column, E: heat exchanger,

HEX: multi-stream heat exchanger, P: pump, Q: heat flow, V: separator, VLV: valve, W: work. GBR: reactor, MIX: mixer, TEE: stream separator,

۱-۲- واحد بازیابی گاز مشعل

با توجه به متنوع بودن ترکیبات گاز مشعل، ترکیب انتخابی برای این پژوهش به عنوان نمونه انتخاب شد و اطلاعات جریان گاز مشعل در جدول ۱ ارائه گردید [۱۲]. گاز مشعل و هوا بعد از پیش گرم شدن و افزایش دما در مبدل های حرارتی E-606 و E-607، ابتدا در کمپرسورهای K-501 و K-502 فشرده می‌شوند، سپس برای سوخته شدن به راکتور (Reactor) منتقل می‌شوند، واکنش‌های اصلی که در راکتور رخ می‌دهند به شرح زیر است:

$$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O \quad (۱)$$

$$2C_2H_6 + 7O_2 \rightarrow 4CO_2 + 6H_2O \quad (۲)$$

این نکته حائز اهمیت است که نسبت هوا به سوخت در راکتور با استفاده از مطالعه [۱۷] بدست آمده و با توجه به مشخصات و درصد ترکیبات گاز مشعل انتخاب شده در این پژوهش، محاسبه شده است [۱۸].

گاز داغ حاصل شده از خروجی راکتور (جریان ۵۰۷)، ابتدا برای تولید برق به توربین T-501 انتقال داده شده و سپس باقی انرژی مفید قابل استفاده از طریق مبدل های حرارتی E-501 و E-502 به منظور تولید بخار[10]، به جریان ۶۰۱ و ۶۰۲ که شامل آب پرفشار است، انتقال داده می شود. بخار نیز (جریان ۶۰۳)، ابتدا وارد توربین T-601 شده و بعد از آن به منظور تامین انرژی مورد نیاز برج های تقطیر، وارد مبدل های حرارتی E-601 و E-602 می شود. بعد از آن در MIX-601 با جریان خروجی از مبدل حرارتی E-607 ترکیب شده و توسط آب خنک کننده در مبدل حرارتی E-603 به دمای ۳۰ درجه می رسد. سپس در مبدل حرارتی E-604 توسط انرژی آزاد شده در کندانسور برج تقطیر D-301 گرم شده و در جداکننده TEE-601 به دو جریان تقسیم می شود. جریان ۶۱۰ ابتدا برای افزایش دمای مجدد به مبدل حرارتی E-605 وارد شده و سپس برای پیش گرم کردن گاز مشعل و هوا وارد مبدل های حرارتی E-606 و E-607 می شود. جریان ۶۱۴ نیز برای افزایش فشار مجدد وارد پمپ P-601 می شود.

جدول ۱. مشخصات نمونه گاز مشعل مورد بررسی [۱۲].

Table 1. Specification of the investigated flare gas sample.

Parameter	Value
Properties	
Temperature (°C)	30.27
Pressure (kPa)	800.00
Flowrate (kg/s)	1.022

[10] Steam

Compositions (molar %)	
CH_4	91.00
C_2H_6	3.46
C_3H_8	0.95
C_4+	0.89
H_2O	0.06
H_2S	0.00
CO_2	0.44
N_2	3.10

ترکیب در نظر گرفته شده برای C_4+ در این پژوهش، n-C_4 می باشد.

۲-۲- واحد مایع‌سازی گاز طبیعی

گاز خوراک ابتدا در کمپرسور دو مرحله‌ای K-101 و K-102 با خنک‌کننده‌های میانی/پس‌خنک‌کننده[11] E-101 و E-102 فشرده می‌شود، سپس قبل از ورود به برج تقطیر D-101 برای خالص‌سازی متان موجود در گاز طبیعی، از مبدل‌های حرارتی چند جریانی [12] HEX1 و HEX2 به منظور رساندن دمای گاز طبیعی به دمای مورد نیاز برای ورود به برج تقطیر D-101 عبور می‌کند. متان خالص‌شده (جریان ۱۰۸)، از بالای برج تقطیرD-101 ، ابتدا در کمپرسور K-103 بیشتر فشرده شده و سپس برای فرآیند مایع‌سازی به مبدل‌های حرارتی چند جریانی HEX2 و HEX3 ارسال می‌شود. در نهایت، با استفاده از شیر فشار شکن[13] VLV-101، به فشار مطلوب برای ذخیره سازی گاز طبیعی مایع میرسد. ترکیب جریان گاز طبیعی مورد استفاده، در جدول ۲ آورده شده است.

جدول ۲. مشخصات گاز خوراک [۱۴]
Table 2. Feed gas compositions.

Component	CH4	C2H6
Feed	0.9	0.1

۲-۳- چرخه پیش سرمایش تبرید جذبی[14]

مبرد مخلوط[15] (جریان ۳۰۱)، ابتدا با جریان خروجی از VLV-302 در MIX-301 مخلوط شده و سپس از خنک‌کننده E-301 عبور می‌کند. در ادامه وارد جداکننده گاز-مایع[16] V-301 شده تا دوفاز گاز و مایع از یکدیگر جدا شوند. سپس، هردو جریان خروجی برای فشرده‌سازی وارد کمپرسور K-301 و پمپ P-301 می‌شوند. پس از مخلوط کردن مجدد جریان‌ها در MIX-302 ، جریان مبرد قبل از ورود به برج تقطیر، توسط جریان ۳۱۴ در مبدل حرارتی E-302 پیش‌گرم می‌شود. خروجی بالایی برج تقطیر (جریان ۳۱۰) ابتدا توسط خنک‌کننده آبی E-303

[11] Inter/after-coolers
[12] Multi-stream heat exchangers
[13] Throttling valve
[14] Absorption refrigeration pre-cooling cycle
[15] Mixed refrigerant
[16] Separator

خنک می‌شود و قبل از ورود به مبدل حرارتی چند جریانی HEX1 برای پیش‌سرمایش گاز طبیعی، از شیر فشار شکن VLV-301 عبور می‌کند تا دمای آن کاهش بیابد. خروجی پایینی برج تقطیر نیز (جریان ۳۱۳)، ابتدا در مبدل حرارتی E-605، جریان آب مورد استفاده برای پیش گرم کردن جریان گاز مشعل و هوا را گرم می کند، سپس در مبدل حرارتی E-302، جریان خروجی از MIX-302 را به دمای مورد نیاز برای ورود به برج تقطیر D-301 می رساند. در ادامه، پس از عبور از شیر فشارشکن VLV-302 ، با جریان ۳۰۱ در MIX-301 مخلوط می شود.

۴-۲- چرخه خنک‌سازی عمیق مبرد مخلوط

جریان مبرد مخلوط (جریان ۴۰۱)، ابتدا در کمپرسور دو مرحله‌ای K-401 و K-402 با خنک‌کننده میانی/پس خنک‌کننده E-401 و E-402 فشرده می‌شود، سپس با عبور از مبدل های حرارتی چند جریانی HEX1 و HEX2 وHEX3 ، ظرفیت خنک‌سازی برای مایع سازی گاز طبیعی را فراهم می کند. حال با عبور از شیر فشارشکن VLV-401، دما و فشار آن کاهش می یابد. در ادامه، با ورود به مبدل حرارتی E-403، انرژی کندانسور[17] برج تقطیر D-101 را در یافت می کند. سپس، در جداکننده TEE-401، به دو جریان ۴۱۲ و ۴۱۴ تقسیم می شود و وارد مبدل حرارتی چند جریانی HEX2 می شود. خروجی ها (جریان ۴۱۳ و ۴۱۵) در MIX-401 دوباره مخلوط شده و در ادامه وارد مبدل حرارتی چند جریانی HEX3 می شود تا انرژی مازاد را دریافت می کند.

۳- شبیه سازی فرآیند

با توجه به فرایند نوینی که برای اولین بار ارائه شده است، با استفاده از روابط ترمودینامیکی و با کمک تجزیه و تحلیل انرژی، اکسرژی و اقتصادی، به بررسی تأثیر تغییر شرایط عملیاتی برای این فرایند پرداخته شده است. برای این منظور، بر اساس شرایط مسئله و با در نظر گرفتن فرضیات متداول در چنین مسائلی، و با توجه به استفاده از معادله حالت پنگ رابینسون[18] در منابع علمی معتبر، و برای انجام محاسبات ترمودینامیکی مربوطه، از این معادله حالت استفاده شده است.

۳-۱- شرایط و فرضیات

به منظور تحلیل فرآیند، برخی پارامترها مطابق جداول ۳ و ۴ تنظیم یا فرض شده اند.

جدول ۳. پارامتر های عملیاتی در شرایط عملیاتی مختلف.
Table 3. Operating parameters at optimized conditions.

Parameters	Value
T_0 / °C	25

[17] Condenser
[18] Peng-Robinson

P_0 / kPa	100
T_{Air} / °C	25
P_{Air} / kPa	100
Composition of Air (molar fraction)	N_2:0.79, O_2:0.21
Temperature after water cooling / °C	30
*Pressure drop in water cooling / kPa	0
*Pressure drop in heat exchangers / kPa	0
*Pressure drop in Separator/Mixer / kPa	0
*Pressure drop in Reactor / kPa	0
Adiabatic efficiency of compressors	85%
Adiabatic efficiency of expanders	80%
Adiabatic efficiency of pumps	75%
ΔT_{min}[19] for heat exchangers / °C	>10
ΔT_{min} for multi-stream heat exchangers / °C	>3
ΔT_{min} for condenser / °C	>5
Energy loss to environment for all devices / kJ/h	0

T_0: دمای حالت مرجع

P_0: فشار حالت مرجع

T_{Air}: دمای هوا

P_{Air}: فشار هوا

ΔT_{min}: حداقل تفاوت دمای جریان سرد و گرم در مبدل حرارتی

*: فرضیات انتخاب شده مطابق حالت مرجع می باشد[۱۴،۱۷]

جدول ۴. پارامتر های برج های تقطیر.

Table 4. Parameters of the columns.

Column	Total trays	Feed tray	Reflux ratio	Vapor rate (kg/s)	Condenser			Reboiler		
					P (kPa)	T (°C)	Duty (MW)	P (kPa)	T (°C)	Duty (MW)
D-101	35	18	1.5	4.01	3550	-91.13	1.27	3600	17.65	0.85
D-301	6	3	0.195	3.78	1351	41.5	1.53	1351	157.6	8.11

اطلاعات مربوط به برج های تقطیر مورد استفاده در کمترین دبی عملیاتی در جدول ۴ آورده شده است.

۲-۳- آنالیز های انرژی، اکسژی و اقتصادی فرآیند

در این بخش، فرآیند پیشنهادی با استفاده از تجزیه و تحلیل انرژی، اکسرژی و اقتصادی مورد بررسی قرار می گیرد.

۱-۲-۳- آنالیز انرژی

در مدل‌سازی این شبیه‌سازی ، معادلات مربوط به موازنه انرژی در تجهیزات اصلی در جدول ۵ نشان داده شده است.

جدول ۵. معادلات موازنه انرژی برای دستگاه های اصلی.

Table 5. Energy balance equation for main equipment.

Equipment	Energy equation
Compressor	$\dot{W}_K = \dot{m}_K * (h_{out} - h_{in})$
Turbine	$\dot{W}_T = \dot{m}_T * (h_{in} - h_{out})$
Pump	$\dot{W}_P = \dot{m}_P * (h_{out} - h_{in})$

[19] Minimum approach of the heat exchangers (°C)

Heat exchanger	$\sum \dot{m}_h * (h_{in} - h_{out})_h = \sum \dot{m}_c * (h_{out} - h_{in})_c$
Water-Cooler	$\dot{Q}_{Co} = \dot{m}_{in} * (h_{in} - h_{out})$
Distillation Column	$\dot{m}_F * h_F + \dot{Q}_R = \dot{m}_D * h_D + \dot{m}_B * h_B + \dot{Q}_C$
Valve	$\dot{h}_{in,V} = \dot{h}_{out,V}$

در جدول ۵، $\dot{W}_i$ بیان کننده کار مبادله شده در دستگاه i می باشد، $\dot{m}$ بیان کننده دبی جرمی جریان، h_{in} بیان کننده انتالپی جریان ورودی به دستگاه و h_{out} بیان کننده انتالپی جریان خروجی از دستگاه می باشد. $\dot{Q}_i$ بیان کننده گرماست. h_F و m_F بیان کننده انتالپی و دبی ورودی به برج تقطیر و h_D و m_D بیان کننده انتالپی و دبی خروجی از کندانسور برج تقطیر و h_R و m_R بیان کننده انتالپی و دبی خروجی از ریبویلر برج تقطیر است.

۲-۲-۳- آنالیز اکسرژی

تحلیل اکسرژی روشی برای ارزیابی عملکرد سیستم و دستگاه ها ارائه می‌دهد که هم کمیت و هم کیفیت انرژی را در نظر می‌گیرد. تحلیل اکسرژی سیستم نشان می‌دهد که چه مقدار از اکسرژی ورودی تخریب می شود [۲]. هدف اصلی تحلیل اکسرژی ، یافتن و تعیین محل و میزان برگشت‌ناپذیری‌ها در طول فرآیندهای مختلف و عوامل مؤثر بر آن است [۱۹].

تخریب اکسرژی هر تجهیز به طور جداگانه بر اساس قوانین اول و دوم ترمودینامیک محاسبه شده است [۲۰]. معادلات مورد استفاده برای محاسبه تخریب اکسرژی در جدول ۶ ارائه شده است.

جدول ۶. معادلات تخریب اکسرژی استفاده در این مطالعه [۲۰،۲۱].

Table 6. Exergy destruction equations used in this study.

Equipment	Exergy equation
Compressors	$Ex_d = \dot{m}(ex_{in} - ex_{out}) + \dot{W}_K$
Turbines	$Ex_d = \dot{m}(ex_{in} - ex_{out}) - \dot{W}_T$
Pump	$Ex_d = \dot{m}(ex_{in} - ex_{out}) + \dot{W}_p$
Heat exchangers	$Ex_d = \sum_{i=1}^{n} \dot{m}_i (ex_{in} - ex_{out})$
Multi-stream exchangers	$Ex_d = \sum_{i=1}^{n} \dot{m}_i (ex_{in} - ex_{out})$
Phase separators	$Ex_d = \dot{m}_{in}(ex_{in}) - \dot{m}_{out1}(ex_{out1}) - \dot{m}_{out2}(ex_{out2})$
Water-Coolers	$Ex_d = \dot{m}(ex_{in} - ex_{out}) - \dot{Q}_c(1 - T_0/T_C)$
Heaters	$Ex_d = \dot{m}(ex_{in} - ex_{out}) + \dot{Q}_h(1 - T_0/T_h)$
Distillation Columns	$Ex_d = \dot{m}_{in}(ex_{in}) - \dot{m}_{out1}(ex_{out1}) - \dot{m}_{out2}(ex_{out2}) - \dot{Q}_c(1 - T_0/T_C) + \dot{Q}_H(1 - T_0/T_H)$
Mixers	$Ex_d = \dot{m}_{in1}(ex_{in1}) + \dot{m}_{in2}(ex_{in2}) - \dot{m}_{out}(ex_{out})$
Reactor	$Ex_d = \dot{m}_{in1}(ex_{in1}) + \dot{m}_{in2}(ex_{in2}) - \dot{m}_{out}(ex_{out})$
Valves	$Ex_d = \dot{m}(ex_{in} - ex_{out})$

در جدول ۶، ex_i بیان کننده اکسرژی جریان ورودی یا خروجی به دستگاه می باشد :

$$ex_i = (h_i - T_0 s_i) - (h_0 - T_0 s_0) \quad (۳)$$

$\dot{Q}_C$ گرمای خارج شده، و $\dot{Q}_H$ گرمای ورودی است. T_h و T_C نیز دمای منبع گرم و سرد می باشند. Ex_d بیان کننده تخریب اکسرژی است. همچنین، تخریب اکسرژی کل مربوط به سیستم به صورت زیر محاسبه میشود:

$$Ex_{d_{Total}} = \sum_{i=1}^{n} Ex_{d,i} \quad (۴)$$

جایی که $Ex_{d_{Total}}$، تخریب اکسرژی کل سیستم، n، تعداد دستگاه های موجود در فرآیند و $Ex_{d,i}$ نیز تخریب اکسرژی هر دستگاه است. به منظور درک هرچه بیشتر از کارایی واحد های اصلی، بازدهی اکسرژی برای این واحد ها نیز محاسبه شده است. معادله کلی برای محاسبه بازدهی اکسرژی، به صورت زیر می باشد:

$$\eta_{Ex,Total} = \frac{\mathrm{Ex}_{out}}{\mathrm{Ex}_{\mathrm{in}}} = \frac{\mathrm{Ex}_{in} - \mathrm{Ex}_d}{\mathrm{Ex}_{\mathrm{in}}} = 1 - \frac{\mathrm{Ex}_d}{\mathrm{Ex}_{\mathrm{in}}} \quad (۵)$$

بازدهی اکسرژی کل سیستم و واحد های مایع سازی و بازیابی گاز مشعل نیز بر اساس نسبت اکسرژی خروجی (Ex_{out}) به ورودی ($\mathrm{Ex}_{\mathrm{in}}$) سیستم و با توجه به معادله (۵)، محاسبه شده است که به صورت زیر می باشد:

$$\eta_{Ex,Total} = \frac{\Delta Ex_{Feed\ gas} + \dot{W}_T}{\Delta Ex_{Flare\ gas} + \dot{W}_K + \dot{W}_P} \quad (۶)$$

$$\eta_{Ex,Liq} = \frac{\Delta Ex_{Feed\ gas} + \dot{Q}_{304}(1 - T_0/T_b) + Ex_{E-605}}{\dot{W}_K + \dot{W}_P + \dot{Q}_{201}(1 - T_0/T_b) + \dot{Q}_{305}(1 - T_0/T_b)} \quad (۷)$$

$$\eta_{Ex,Flare} = \frac{\dot{W}_T + \dot{Q}_{201}(1 - T_0/T_b) + \dot{Q}_{305}(1 - T_0/T_b)}{\Delta Ex_{Flare\ gas} + \dot{W}_K + \dot{W}_P + \dot{Q}_{304}(1 - T_0/T_b) + Ex_{E-605}} \quad (۸)$$

که در این مغادلات، $\eta_{Ex,Total}$ بیان کننده بازدهی اکسرژی کل سیستم و $\eta_{Ex,Liq}$ و $\eta_{Ex,Flare}$ به ترتیب، بیان کننده بازدهی اکسرژی واحد مایع سازی گاز طبیعی و واحد بازیابی گاز مشعل می باشد. T_b در این معادلات، دمای منبعی است که انرژی به آن وارد می شود. ΔEx_i بیان کننده تغییرات اکسرژی ورودی و خروجی به سیستم و Q_i بیان کننده انرژی ورودی یا خروجی به دستگاه i و Ex_{E-605} نیز بیان کننده اکسرژی انتقال داده شده توسط جریان ۳۱۳ به جریان ۶۱۰ در مبدل حرارتی E-605 می باشد.

نحوه محاسبه $\Delta Ex_{Feed\ gas}$، $\Delta Ex_{Flare\ gas}$ و Ex_{E-605} به صورت زیر می باشد:

$$\Delta Ex_{Feed\ gas} = \left|\dot{m}_{in,Feed\ gas}(ex_{Feed\ gas}) - \left(\dot{m}_{in,LNG}(ex_{LNG}) + \dot{m}_{in,Ethane}(ex_{Ethane})\right)\right| \quad (۹)$$

$$\Delta Ex_{Flare\ gas} = \left|(\dot{m}_{in,Flare\ Gas}(ex_{Flare\ Gas}) + \dot{m}_{in,Air}(ex_{Air})) - \dot{m}_{in,Flue\ gas}(ex_{Flue\ gas})\right| \quad (۱۰)$$

$$Ex_{E-605} = \dot{m}_{in,313}(ex_{313} - ex_{314}) \quad (۱۱)$$

۳-۲-۳- آنالیز اقتصادی

یکی از مهم‌ترین پارامترهایی که در کنار تجزیه و تحلیل انرژی و اکسرژی به انتخاب شرایط عملیاتی بهینه یک فرایند کمک می کند، عملکرد اقتصادی آن است. در این مطالعه، عملکرد اقتصادی فرایند در شرایط عملیاتی متفاوت تعیین و با یکدیگر مقایسه شد. تجزیه و تحلیل انجام شده با استفاده از نرم افزار های مهندسی انجام شده است. در جدول ۷، شرایط و فرضیات در نظر گرفته شده برای انجام تجزیه و تحلیل اقتصادی بیان شده است. هزینه‌های مربوط به این فرایند، درست مانند هر واحد شیمیایی دیگر، شامل هزینه‌های سرمایه‌ای[۲۰] (CAPEX) و هزینه‌های عملیاتی[۲۱] (OPEX) است. هزینه‌های عملیاتی شامل هزینه هایی است که باید به طور سالیانه پرداخت شوند که شامل هزینه های مربوط به مواد اولیه، تعمیرات و نگهداری، نیروی انسانی و هزینه تاسیسات جانبی[۲۲] می باشد، که هزینه تاسیسات جانبی در این مطالعه شامل هزینه های مربوط به آب خنک کننده و تامین الکتریسیته است. هزینه‌های سرمایه‌ای، کل سرمایه‌گذاری اولیه مورد نیاز برای اجزای سیستم را نشان می‌دهد و با استفاده از ضریب بازیابی سرمایه[۲۳] (CRF) به هزینه سالانه معادل تبدیل می‌شود. در این روش تمامی هزینه ها به ارزش‌های سالانه معادل تبدیل می شود تا امکان مقایسه‌ی یکپارچه در طول عمر فرض شده برای پروژه فراهم شود.

جدول ۷. پارامتر ها و فرضیات اقتصادی.
Table 7. Economic inputs and assumptions.

Parameters	Value	Reference
NG price, $/kg	0.140	[۲]
LNG price, $/tonne	449.000	[۱۲]
Ethane price, $/tonne	376.800	[۲۲]
Cooling Water, $/ton	0.048	[۲۳]
Electricity, $/kWh	0.100	[۲۳]
Average bank interest rate j, %	23%	[۲۴]
Average inflation rate f, %	20%	[۲۴]
Operating time, h/y	8000	[۲۵]
Tax rate, %	25	-
Project life time, y	25	-

برای اطمینان از صحت تخمین قیمت، قیمت های موجود در جدول ۷ با استفاده از مراجع [۲۶] و [۲۷]، از سال های مرجع به سال ۲۰۲۶ تبدیل شده اند.

نرخ بهره واقعی[۲۴] با استفاده از معادله (۱۲) محاسبه می‌شود که در آن (j) میانگین نرخ بهره بانکی کشور و (f) میانگین نرخ تورم است [۲۸،۲۹]:

[20] Capital costs
[21] Operational costs
[22] Utility costs
[23] Capital recovery factor
[24] Real interest rate

$$i = \frac{j-f}{1+f} \quad (۱۲)$$

ضریب بازیافت سرمایه (CRF) یک ضریب مالی برای تبدیل هزینه سرمایه‌گذاری فعلی به یک هزینه سالانه معادل و یکنواخت در طول عمر پروژه، با در نظر گرفتن نرخ بهره واقعی، استفاده می‌شود. معادله (۱۳)، نشان دهنده این ضریب مالی است.

$$CRF = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n-1} \quad (۱۳)$$

که در آن، (i) نرخ بهره واقعی و (n) نشان‌دهنده عمر ۲۵ ساله سیستم است. در ادامه، هزینه سالانه معادل از طریق معادله (۱۴) محاسبه می شود.

$$CAPEX_{annual}[\$/yr] = CRF * CAPEX \quad (۱۴)$$

در این مطالعه، از روش تحلیل «نرخ ارزش خالص فعلی[۲۵]» (NPV) برای انجام تجزیه و تحلیل اقتصادی فرایند برای شرایط عملیاتی متفاوت استفاده شده است [۳۰، ۳۱]. در این روش، تمامی هزینه‌های عملیاتی به شکل هزینه‌های سرمایه‌ای تبدیل شده و سپس با یکدیگر جمع می‌شوند. این روش امکان مقایسه شرایط عملیاتی مختلف مایع‌سازی را فراهم می‌سازد، زیرا مقایسه آن‌ها در قالبی یکسان صورت می‌گیرد. برای معادل‌سازی هزینه‌های عملیاتی سالانه، از فرمول زیر استفاده می‌شود [۳۰]:

$$NPV = \sum_{k=1}^{t} \frac{CF_k}{(1+j)^k} - I_0 \quad (۱۵)$$

جایی که (k) سال مورد نظر، (CF) جریان خالص نقدینگی[۲۶] و (I_0) هزینه سرمایه گذاری اولیه یا همان CAPEX است. جریان خالص نقدینگی (CF) نشان‌دهنده جریان نقدی خالص سالانه پروژه است و به صورت مجموع درآمدها منهای هزینه‌های عملیاتی (OPEX) و مالیات‌های مربوطه و استهلاک و بهره محاسبه می‌شود.

۴- نتایج و بحث

۴-۱- اطلاعات جریان ها

پس از اعمال موازنه جرم و انرژی، با استفاده از روابط ترمودینامیکی ذکر شده، دما و فشار جریان های محاسبه شده در کمترین دبی گاز خوراک مربوط به واحد ها و بخش های مختلف فرایند، در جداول ۸، ۹، ۱۰ و ۱۱ به عنوان نمونه نشان داده شده است.

[25] Net present value
[26] Cash flow

جدول ۸. اطلاعات جریان های واحد بازیابی گاز مشعل

Table 8. Flare gas recovery unit streams data

Stream	T (°C)	P(kPa)	$\dot{m}$ (kg/s)	Compositions in molar fractions									
				CH_4	C_2H_6	C_3H_8	n-C_4	CO_2	H_2O	N_2	O_2	CO	H_2
501	30.3	800	1.02	0.9109	0.0346	0.0095	0.0089	0.0044	0.0006	0.0310			
502	54.5	800	1.02	0.9109	0.0346	0.0095	0.0089	0.0044	0.0006	0.0310			
503	148.3	2300	1.02	0.9109	0.0346	0.0095	0.0089	0.0044	0.0006	0.0310			
504	25.0	100	14.00							0.7900	0.2100		
505	53.4	100	14.00							0.7900	0.2100		
506	569.9	2300	14.00							0.7900	0.2100		
507	2208.6	2300	15.02					0.0685	0.1868	0.6852	0.0002	0.0394	0.0199
509	1303.7	100	15.02					0.0685	0.1868	0.6852	0.0002	0.0394	0.0199
510	700.0	100	15.02					0.0685	0.1868	0.6852	0.0002	0.0394	0.0199
511	60.0	100	15.02					0.0685	0.1868	0.6852	0.0002	0.0394	0.0199
601	49.8	3000	6.51						1.0000				
602	234.6	3000	6.51						1.0000				
603	725.3	3000	6.51						1.0000				
604	430.2	350	6.51						1.0000				
605	138.8	350	6.51						1.0000				
606	138.8	350	6.51						1.0000				
607	138.8	350	18.20						1.0000				
608	30.0	350	18.20						1.0000				
609	49.5	350	18.20						1.0000				
610	49.5	350	11.70						1.0000				
611	64.5	350	11.70						1.0000				
612	63.4	350	11.70						1.0000				
613	55.4	350	11.70						1.0000				
614	49.5	350	6.51						1.0000				

T: Temperature

P: Pressure

جدول ۹. اطلاعات جریان های واحد مایع سازی گاز طبیعی

Table 9. Natural gas liquefaction unit streams data

Stream	T (°C)	P (kPa)	$\dot{m}$ (kg/s)	Compositions in molar fractions	
				CH_4	C_2H_6
101	30.0	120	4.85	0.9000	0.1000
102	177.2	670	4.85	0.9000	0.1000
103	30.0	670	4.85	0.9000	0.1000
104	176.0	3600	4.85	0.9000	0.1000
105	30.0	3600	4.85	0.9000	0.1000
106	-35.0	3600	4.85	0.9000	0.1000
107	-65.0	3600	4.85	0.9000	0.1000
108	-91.1	3550	4.01	1.0000	0.0000
109	-74.2	4800	4.01	1.0000	0.0000
110	-95.0	4800	4.01	1.0000	0.0000
111	-161.6	4800	4.01	1.0000	0.0000
112	-159.9	120	4.01	1.0000	0.0000
201	17.7	3600	0.84	0.0000	1.0000
202	-20.0	3600	0.84	0.0000	1.0000
203	-90.0	3600	0.84	0.0000	1.0000
204	-88.6	120	0.84	0.0000	1.0000

جدول ۱۰. داده های جریان چرخه پیش سرمایش

Table 10. Precooling cycle streams data

Stream	T (°C)	P (kPa)	$\dot{m}$ (kg/s)	Compositions in molar fractions	
				NH_3	H_2O
301	-18.8	117	3.78	0.9996	0.0004
302	57.0	117	16.57	0.3361	0.6639
303	30.0	117	16.57	0.3361	0.6639
304	30.0	117	1.56	0.9776	0.0224
305	278.7	1351	1.56	0.9776	0.0224
306	30.0	117	15.0	0.2669	0.7331
307	30.2	1351	15.0	0.2669	0.7331
308	74.2	1351	16.57	0.3361	0.6639
309	109.5	1351	16.57	0.3361	0.6639
310	41.5	1351	3.79	0.9996	0.0004
311	30.0	1351	3.79	0.9996	0.0004
312	-30.1	117	3.79	0.9996	0.0004
313	157.6	1351	12.79	0.1299	0.8701
314	145.1	1351	12.79	0.1299	0.8701
315	84.2	1351	12.79	0.1299	0.8701
316	69.4	117	12.79	0.1299	0.8701

جدول ۱۱. داده های واحد خنک سازی عمیق

Table 11. Deep-cooling cycle streams data

Stream	T (°C)	P (kPa)	$\dot{m}$ (kg/s)	Compositions in molar fractions			
				CH_4	C_2H_6	C_3H_8	N_2
401	27.0	140	16.48	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
402	133.5	737	16.48	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
403	30.0	737	16.48	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
404	123.6	3000	16.48	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
405	30.0	3000	16.48	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
406	-35.0	3000	16.48	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
407	-96.0	3000	16.48	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
408	-158.0	3000	16.48	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
409	-164.6	140	16.48	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
410	-109.9	140	16.48	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
411	-99.6	140	16.48	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
412	-99.6	140	8.24	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
413	-77.8	140	8.24	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
414	-99.6	140	8.24	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
415	-35.1	140	8.24	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024
416	-66.3	140	16.48	0.2530	0.5573	0.0873	0.1024

۲-۴- نتایج تجزیه و تحلیل انرژی و اکسرژی

به منظور بررسی تاثیر شدت جریان گاز طبیعی ورودی، مصرف انرژی برای هر یک از دستگاه ها برای دبی های متفاوت گاز خوراک محاسبه شده و در جدول ۱۲ نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می شود با افزایش دبی جریان گاز خوراک، مصرف برق در کمپرسور ها و پمپ ها نیز افزایش پیدا می کند.

جدول ۱۲. مصرف برق فرآیند در دبی‌های مختلف گاز خوراک.

Table 12. Power consumption of process at different feed gas flowrates.

Unit/Cycle	Equipment name	Power (MW) per different Feed Gas flowrates (kg/s)					
		4.85	6.02	7.19	8.36	9.53	10.70
Natural gas compression	K-101	1.70	2.11	2.52	2.93	3.34	3.75
	K-102	1.63	2.03	2.42	2.82	3.21	3.61
	K-103	0.07	0.09	0.11	0.13	0.15	0.16
Absorption refrigeration cycle	K-301	0.87	1.08	1.29	1.50	1.71	1.92
	P-301	0.03	0.04	0.04	0.05	0.06	0.06
Mixed refrigerant cycle	K-401	3.32	4.12	4.92	5.72	6.52	7.33
	K-402	2.66	3.30	3.95	4.59	5.23	5.87
Flare gas recovery unit	K-501	0.22	0.22	0.21	0.21	0.21	0.21
	K-502	7.75	7.73	7.71	7.70	7.70	7.69
Steam cycle	P-601	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
Total		18.27	20.74	23.19	25.67	28.15	30.62

در جدول ۱۳ نیز، انرژی تولیدی فرایند در هنگام تغییر دبی گاز خوراک نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می شود به دلیل مصرف بیشتر انرژی توسط ریبویلر برج های تقطیر در دبی های بالاتر گاز خوراک، انرژی کمتری برای پیش گرم کردن گاز مشعل و هوا، توسط مبدل های حرارتی E-606 و E-607 انتقال می یابد. با کاهش اندک دمای گاز مشعل و هوا، دمای جریان ورودی و خروجی به راکتور نیز کاهش پیدا می کند و در نتیجه، دمای جریان ورودی به توربین های T-501 و T-601 کاهش پیدا می کند. در نتیجه توان تولیدی در توربین ها با افزایش دبی گاز خوراک اندکی کاهش پیدا می کند.

جدول ۱۳. انرژی تولیدی فرآیند در دبی‌های مختلف گاز خوراک.

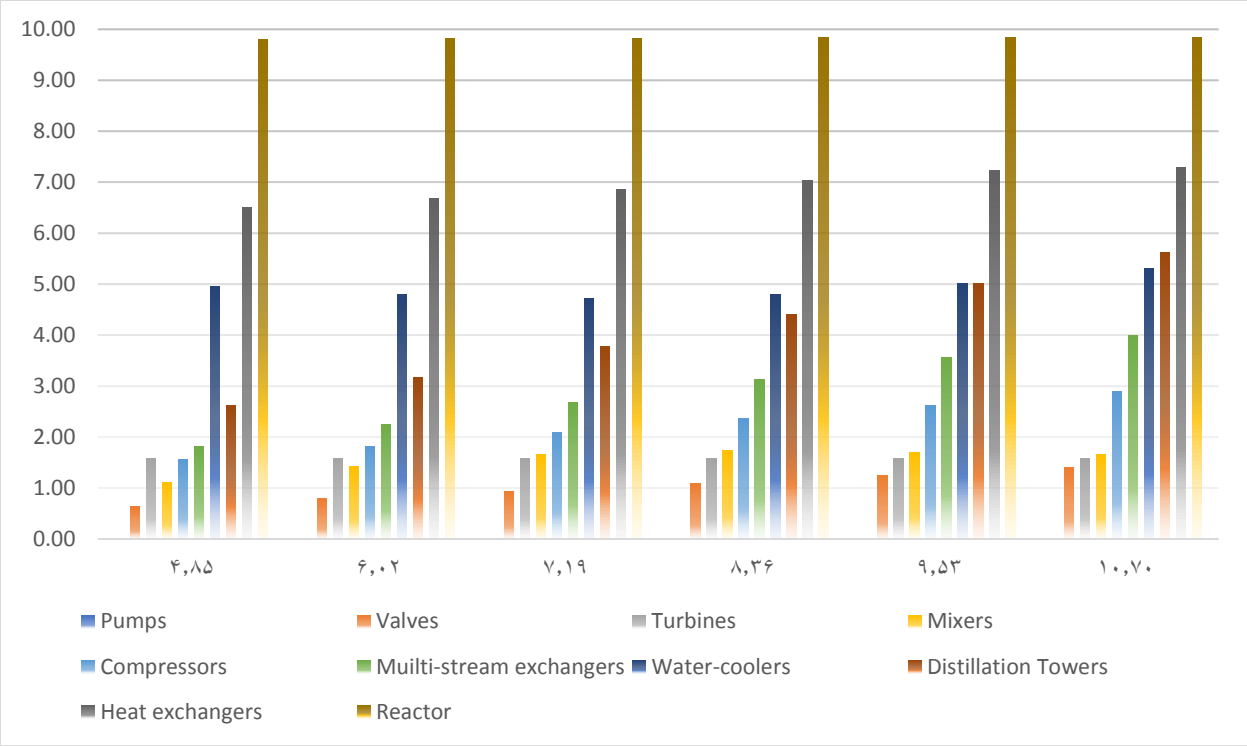
Table 13. Power production of process at different feed gas flowrates.

Unit/Cycle	Equipment name	Power (MW) per different Feed Gas flowrates (kg/s)					
		4.85	6.02	7.19	8.36	9.53	10.70
Flare gas recovery unit	T-501	21.91	21.89	21.88	21.87	21.87	21.86
Steam cycle	T-601	4.10	4.10	4.09	4.09	4.09	4.08
Total		26.01	25.99	25.97	25.96	25.96	25.94

همچنین، با توجه به فرمول های موجود در جدول ۶، تخریب اکسرژی برای هر نوع دستگاه متفاوت در دبی های متفاوت گاز خوراک محاسبه شده و در شکل ۳ آورد شده است. بیشترین درصد تخریب اکسرژی برای تمامی حالات مربوط به دستگاه های راکتور (٪۲۵-۳۲)، مبدل های حرارتی(٪۱۸-۲۱)، و خنک کننده های آبی[۲۷](٪۱۶-٪۱۳) می باشد که حدود ۵۷ تا ۶۹٪ تخریب اکسرژی را بسته به میزان دبی جریان خوراک، شامل می شوند. برج های تقطیر با حدود (٪۱۴-۹) تخریب اکسرژی در رتبه بعد قرار دارند. باقی دستگاه ها که شامل شیر ها، توربین ها، کمپرسور ها، پمپ ها، و مبدل های حرارتی چند جریانی، بخش کوچکی از تخریب اکسرژی را شامل می شوند. برای کاهش تخریب اکسرژی راکتور، با توجه به اینکه راکتور قلب یک فرایند می باشد، متاسفانه امکان تصمیم گیری های کلان برای آن بسیار محدود است و در اکثر مواقع، عملکرد این دستگاه به صورت فرایندی و بر اساس واکنش انجام شده مورد مطالعه قرار می گیرد[۳۲]. در خنک کننده های آبی، مقدار قابل توجهی از گرمای فشرده سازی[۲۸] و گرمای بخار تولیدی توسط گاز خروجی از راکتور به جریان آب خنک کننده وارد شده و در نتیجه تلف می شود. هرچند تلاش برای استفاده از گرمای بخار تولیدی با انتقال آن به ریبویلر های برج تقطیر صورت گرفته استفاده است و با افزایش دبی گاز خوراک، میزان استفاده مفید از این گرما بیشتر می شود، اما همچنان انرژی گرمای فشرده سازی و بخشی از گرمای بخار، توسط خنک کننده های آبی در حال اتلاف است.

در مورد مبدل های حرارتی ساده و مبدل های حرارتی چند جریانی، تخریب اکسرژی به دلیل اختلاف دمای جریان های گرم و سرد به وجود می آید که تلاش برای بهبود آن از طریق حداقل نگه داشتن اختلاف دما با توجه به شرایط فرایند در این مبدل ها صورت گرفته است.

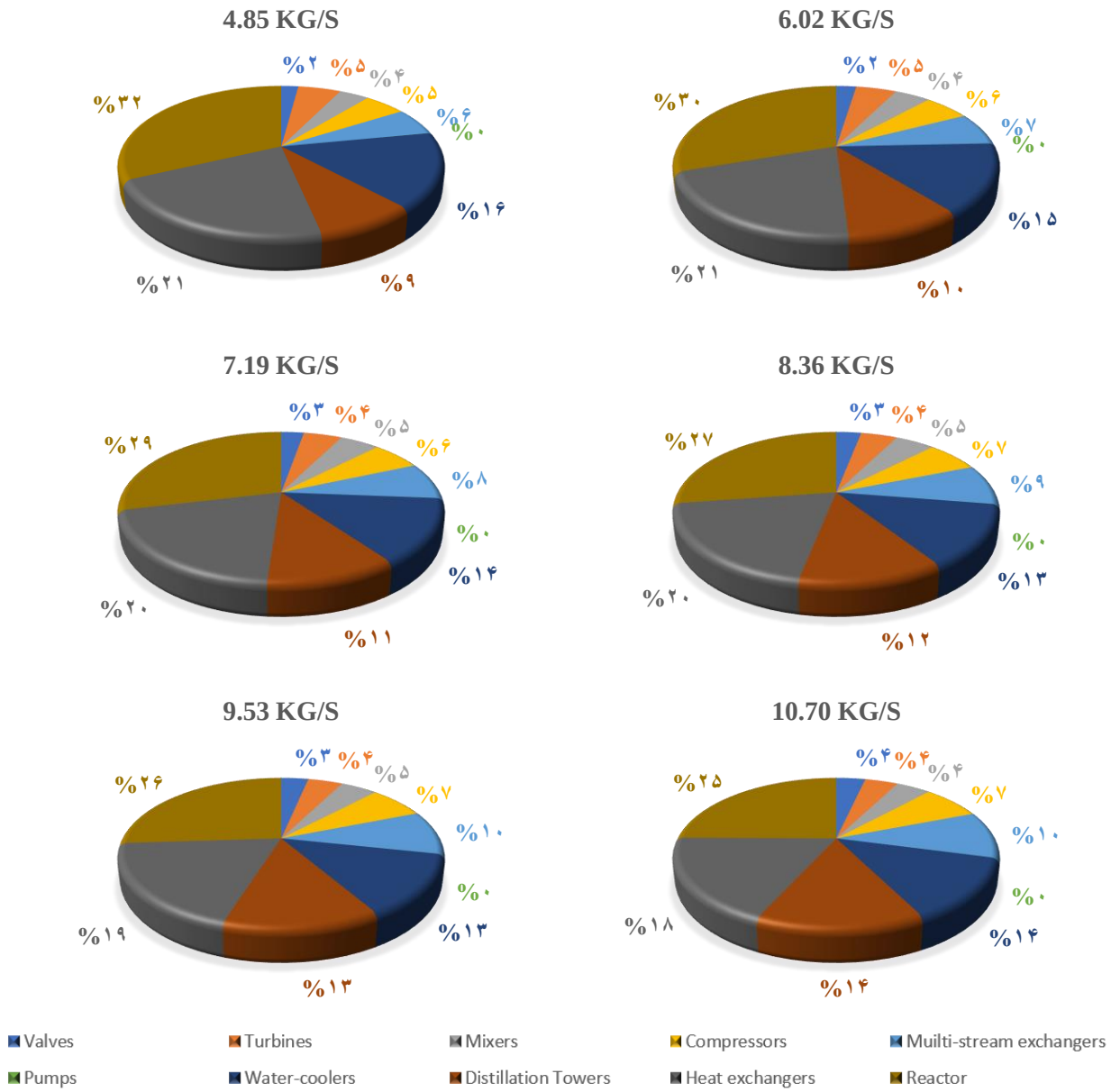
[27] Water-coolers
[28] Compression heat



شکل ۳. تخریب اکسرژی دستگاه های مختلف در دبی های مختلف گاز خوراک.

Figure 3. Exergy destruction of various equipments at different feed gas flowrates.

برای بهتر نشان دادن عملکرد فرایند در دبی های متفاوت گاز خوراک، در شکل ۴ درصد تخریب اکسرژی دستگاه های کلیدی نشان داده شده است. تخریب اکسرژی راکتور در تمامی دبی ها تقریبا ثابت است که به دلیل ثابت بودن دبی جریان ورودی و خروجی، دمای ورودی و دمای خروجی (تغییر در حد ۵ کلوین در خروجی راکتور می باشد که با توجه به دمای بالای خروجی، تقریبا آن را می توان ثابت دانست) در راکتور است، یا به عبارتی شرایط عملیاتی راکتور با تغییر دبی گاز خوراک تغییر چندانی نمی کند. و دلیل عمده تغییر درصد تخریب اکسرژی راکتور، تغییر میزان تخریب اکسرژی کل فرایند و تغییر میزان تخریب اکسرژی در باقی دستگاه ها می باشد. در مورد مبدل های حرارتی ساده و مبدل های حرارتی چند جریانی، همانگونه که قبلا گفته شد، دلیل وجود تخریب اکسرژی تفاوت دمایی میان جریان گرم و سرد است. در مبدل های حرارتی ساده، با افزایش دبی جریان ها، شاهد انتقال بهتر انرژی از واحد گاز مشعل به واحد مایع سازی و کاهش تفاوت دمایی هستیم، درنتیجه، درصد تخریب اکسرژی کاهشی است. اما در مبدل های حرارتی چند جریانی، به دلیل تفاوت بالای دما میان جریان های گرم و سرد، و همچنین افزایش دبی جریان ها، شاهد افزایش درصد تخریب اکسرژی هستیم. به طور کلی، با افزایش دبی جریان خوراک، میزان تخریب اکسرژی نیز افزایشی بوده است.



شکل ۴. میزان تخریب اکسرژی در دستگاه های مختلف در دبی های مختلف گاز خوراک.

Figure 4. The portion of exergy destruction in various equipments at different feed gas flowrates.

لذا، با توجه به نکات ارائه شده و اینکه امکان تغییرات بیشتر بر روی این فرایند به منظور تغییر شرایط عملیاتی وجود دارد، باید تمرکز بیشتری به منظور بهینه سازی مبدل های حرارتی و خنک کننده های آبی گذاشته شود و الزام آور است که تجزیه و تحلیل پینچ[۲۹] برای این فرایند انجام شود.

[29] Pinch analysis

۳-۴- آنالیز مقایسه ای

همانطور که در جدول ۱۴ برای دبی های مختلف گاز خوراک، بیان شده است، می توان نشان داد که با افزایش دبی خوراک بازدهی هر واحد از فرایند به صورت تکی افزایش داشته است که نشان دهنده انتقال بهتر انرژی بین واحد ها می باشد. اما وقتی تمام فرایند بررسی می شود، شاهد کاهشی بودن بازدهی اکسرژی با افزایش جریان گاز خوراک هستیم که دلیل آن، افزایش بیشتر کار کمپرسور ها نسبت به میزان تغییرات مفید اکسرژی گاز خوراک در واحد مایع سازی و کاهش توان تولیدی در توربین ها است.

هرچند با افزایش دبی گاز خوراک، بازدهی اکسرژی کل فرایند روند کاهشی دارد، اما این کاهش تنها ۱/۱۱% است. در حالیکه با افزایش دبی گاز خوراک، شاهد انتقال انرژی بیشتری از واحد گاز مشعل هستیم و بازدهی این واحد ۸/۹۷ ٪ افزایش پیدا می کند که نشان دهنده استفاده هر چه بهتر از گاز مشعل است. همچنین، بازدهی واحد مایع سازی نیز ۰/۱۷٪ افزایش پیدا می کند.

جدول ۱۴. نتایج آنالیز اکسرژی برای دبی های مختلف گاز خوراک.

Table 14. Results from the exergy analysis at feed gas different flowrates.

Feed gas flowrate (kg/s)	$\eta_{Ex,Liq}$ (%)	$\eta_{Ex,Flare}$ (%)	$\eta_{Ex,Total}$ (%)
4.85	34.89	60.91	51.79
6.02	34.90	62.75	51.52
7.19	34.91	64.60	51.28
8.36	34.91	66.45	51.06
9.53	34.92	68.29	50.86
10.70	35.06	69.88	50.68

۴-۴- نتایج تجزیه و تحلیل اقتصادی

هزینه‌های خرید تجهیزات، هزینه های سرمایه ای (CAPEX)، هزینه های عملیاتی (OPEX)، زمان بازگشت سرمایه[30] (PO) و نرخ ارزش خالص فعلی (NPV) در شرایط عملیاتی متفاوت برای یک بازه زمانی ۲۵ ساله و نرخ بهره ۲/۵ درصدی در جدول ۱۵ نشان داده شده است.

جدول ۱۵. نتایج آنالیز اقتصادی برای دبی های مختلف گاز خوراک.

Table 15. Results from the economic analysis at feed gas different flowrates.

Feed gas flowrates (kg/s)		4.85	6.04	7.23	8.42	9.61	10.81
Purchased Equipment Cost ($)	Compressors	36,649,300	42,417,800	42,877,400	51,474,600	51,878,200	61,136,200
	Heat exchangers	3,105,600	3,366,500	3,630,600	3,894,700	4,492,300	4,776,600
	Turbines	18,611,300	18,599,300	18,592,300	18,587,800	18,584,500	18,582,000
	Distillation towers	878,200	989,700	1,114,900	1,271,600	1,409,600	1,553,600
	Pumps	107,000	110,200	114,000	115,800	121,500	123,300
	Reactor	87,400	87,400	87,400	87,400	87,400	87,400

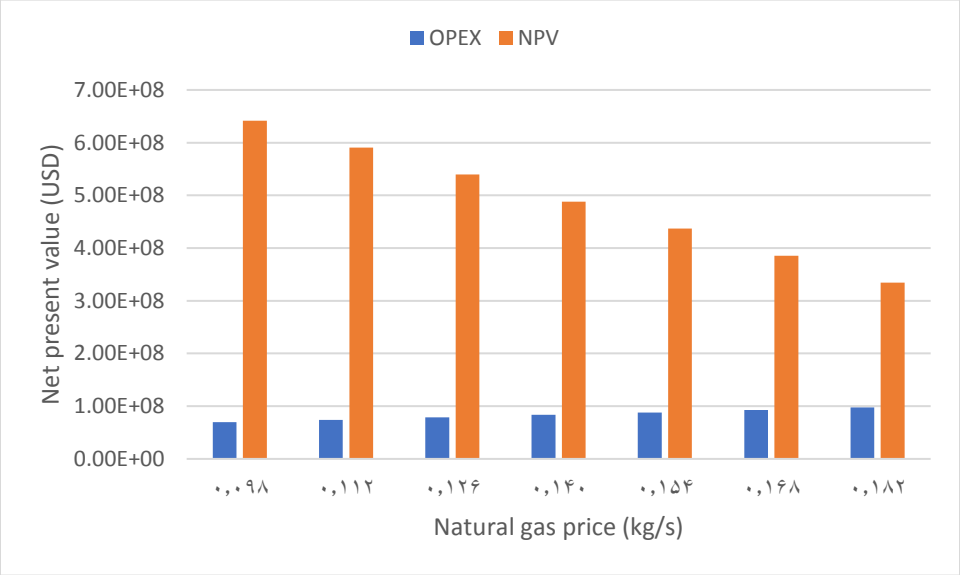
[30] Payout period

Separator	37,700	42,300	42,800	45,800	46,000	48,400
Total project capital cost CAPEX ($)	126,625,451	135,785,424	138,547,014	153,236,134	156,417,867	171,996,115
Total operating cost OPEX ($/y)	45,329,757	52,920,218	60,394,700	68,398,640	75,677,171	83,521,450
Payout period PO (y)	9.32	8.75	8.08	7.98	7.54	7.52
Net present value NPV ($)	209,422,196	264,773,719	328,444,282	375,168,825	440,449,079	488,074,211

همانطور که در جدول ۱۵ مشاهده می شود، در کمترین دبی، CAPEX و OPEX در کمترین میزان ممکن هستند، اما همانطور که از نتایج مربوط به PO و NPV مشخص است، با افزایش دبی گاز خوراک، سود بیشتری بدست می آید و زمان بازگشت سرمایه نیز کمتر می شود.

۴-۴- آنالیز حساسیت

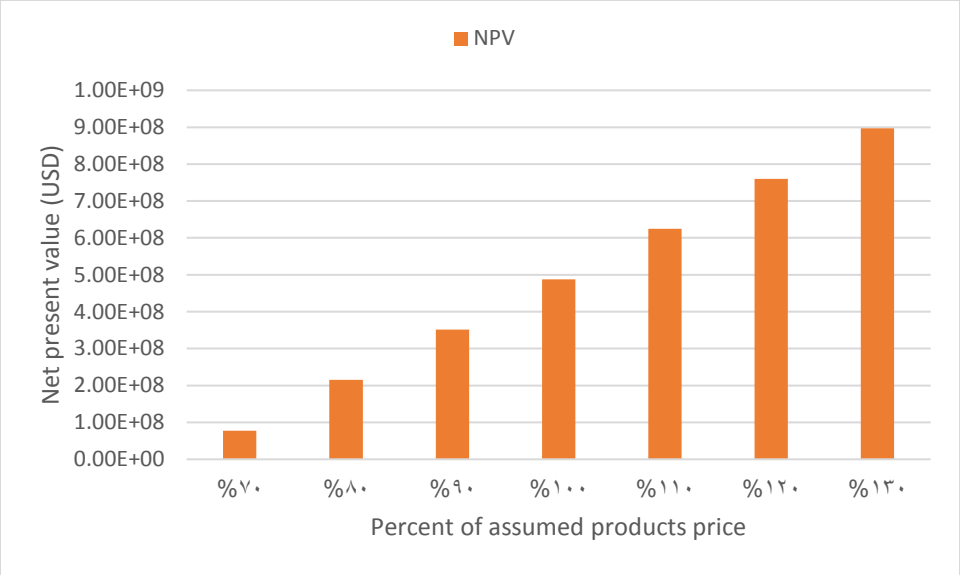
شکل های ۵ تا ۹، تاثیر تغییرات قیمت مواد اولیه، قیمت محصولات، قیمت برق، قیمت آب خنک کننده و نرخ بهره را بر روی NPV در بیشترین دبی گاز خوراک نشان می دهد.



شکل ۵. تأثیر قیمت گاز خوراک بر نرخ ارزش خالص فعلی
Figure 5. Impact of Feed gas price on NPV.

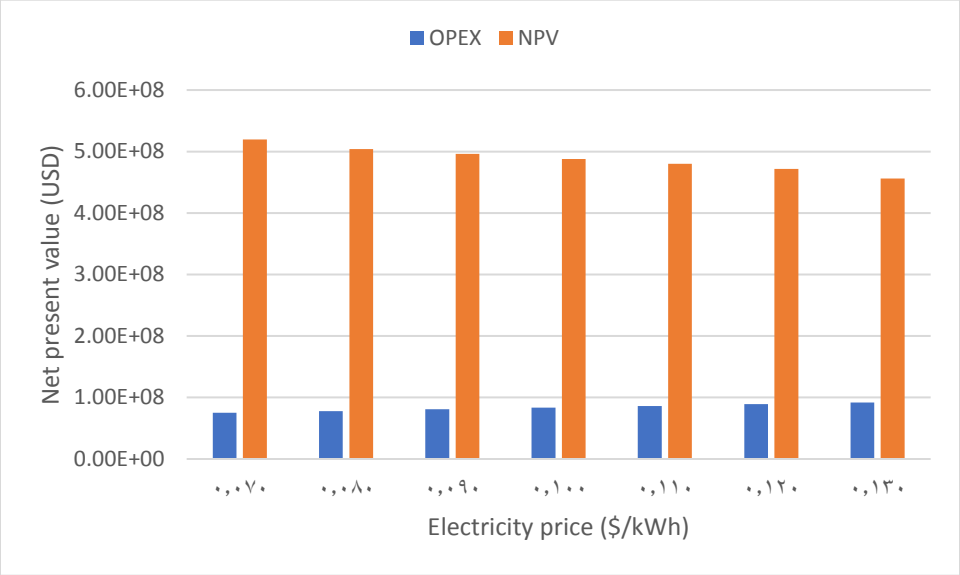
همانگونه که در شکل های ۵ و ۶ مشخص است، تغییرات قیمت محصولات و خوراک واحد، تاثیر بر روی NPV دارد که نشان دهنده اهمیت این موضوع بر تصمیم گیری های اقتصادی است.

بر اساس شکل های ۷ و ۸، قابل مشاهده است که تاثیرات قیمت برق و آب خنک کننده چندان تاثیری بر روی فرایند در مقایسه با تاثیرات قیمت خوراک و محصولات نمی گذارد. همانطور که در شکل ۸ مشاهده می شود، تاثیر قیمت آب خنک کننده بر روی این فرایند بسیار ناچیز است.



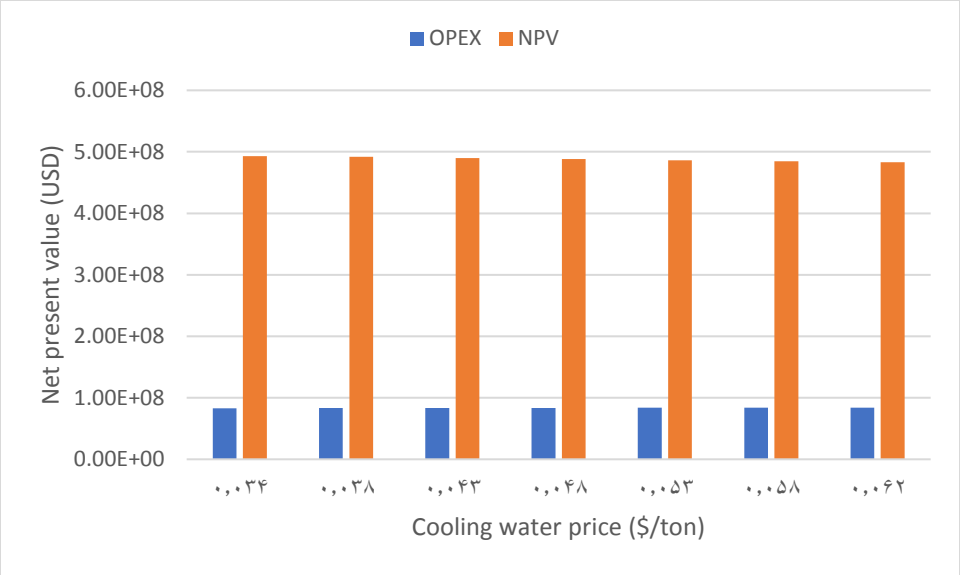
شکل ۶. تأثیر قیمت محصولات بر نرخ ارزش خالص فعلی.

Figure 6. Impact of Feed gas price on NPV.



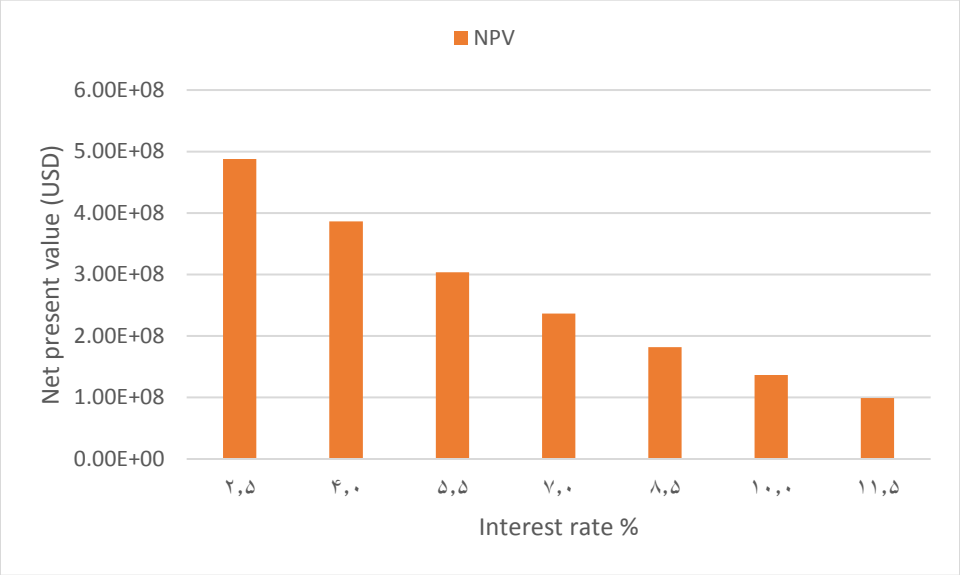
شکل ۷. تأثیر قیمت برق بر نرخ ارزش خالص فعلی.

Figure 7. Impact of Electricity price on NPV.



شکل ۸. تأثیر قیمت آب خنک کننده بر نرخ ارزش خالص فعلی.

Figure 8. Impact of Cooling water price on NPV.



شکل ۹. تأثیر نرخ بهره بر نرخ ارزش خالص فعلی.

Figure 9. Impact of Interest rate on NPV.

در شکل ۹ به بررسی تاثیر نرخ بهره های متفاوت پرداخته شده است. همانطور که مشاهده می شود، با افزایش نرخ بهره، میزان NPV همواره در حال کاهش است و این پارامتر نیز می تواند بر بهره وری فرآیند نقش مهمی ایفا کند.

۵-۴- اعتبارسنجی و مقایسه نتایج

۱-۵-۴- اعتبار سنجی نتایج

در این بخش به منظور حصول اطمینان از روش انتخاب شده به منظور مدلسازی فرآیند، صحت سنجی نتایج نیز انجام شد. بر این اساس، با توجه به بازتولید نتایج بدست آمده در منابع انتخابی، با روش های مورد استفاده در این پژوهش، مشخص گردید که متد استفاده شده در این کار از اعتبار مناسبی برخوردار است.

در جداول ۱۶ تا ۲۰، صحت سنجی نتایج بدست آمده با روش های این مطالعه با منابع موجود برای دستگاه های مختلف مورد بررسی قرار گرفته است. با مقایسه خطای مطلق نسبی بین نتایج بدست آمده با منابع، می توان مشاهده نمود که در همه موارد، خطا زیر ۳/۲ درصد بوده و در اکثر مواقع، این خطا، صفر می باشد.

جدول ۱۶. صحت سنجی محاسبه برج تقطیر.

Table 16. Validation of the distillation column calculation.

Process		Distillation tower			
		T (°C)	P (kPa)	Composition	
				NH_3	H_2O
This work	Feed	109.5	1350.67	0.3361	0.6639
	Distillate	42.19	1350.67	0.9995	0.0005
	Bottom	157.6	1350.67	0.1299	0.8701
Reference [۳۳]	Feed	109.5	1350.67	0.3361	0.6639
	Distillate	41.10	1350.67	0.9996	0.0004
	Bottom	157.55	1350.67	0.1299	0.8701
Absolute relative error	Feed	0 %	0 %	0 %	0 %
	Distillate	2.65 %	0 %	0.01 %	0.01 % *
	Bottom	0.03 %	0 %	0 %	0 %

* Absolute error

جدول ۱۷. صحت سنجی محاسبه شیر فشار شکن و کمپرسور.

Table 17. Validation of the valve and compressor calculation.

Process		Valve		Compressor		
		T (°C)	P (kPa)	T (°C)	P (kPa)	$\dot{W}_K$ (MW)
This work	Inlet	-161.4	4820	-94.42	3170	0.112
	Outlet	-159.7	120	-70.15	4820	
Reference [۱۴]	Inlet	-161.4	4820	-94.42	3170	Not available
	Outlet	-159.7	120	-70.15	4820	
Absolute relative error	Inlet	0 %	0 %	0 %	0 %	
	Outlet	0 %	0 %	0 %	0 %	

جدول ۱۸. صحت سنجی محاسبه راکتور.

Table 18. Validation of the reactor calculation.

Process		Reactor T (°C)	P (kPa)	Composition					
				N_2	H_2O	H_2	CO	O_2	CO_2
This work	Outlet	2232	2300	0.7203	0.1685	0.0020	0.0055	0.0182	0.0855
Reference [۱۷]	Outlet	2232	2300	Not available					
Absolute relative error	Outlet	0 %	0 %						

جدول ۱۹. صحت سنجی محاسبه توربین.

Table 19. Validation of the Turbine calculation.

Process		Turbine T (°C)	P (kPa)	$\dot{W}_T$ (kW)
This work	Inlet	2232	2300	1.040e + 006
	Outlet	1851	300	
Reference [۱۷]	Inlet	2232	2300	1.040e + 006
	Outlet	Not available	300	
Absolute relative error	Inlet	0 %	0 %	0 %
	Outlet		0 %	

جدول ۲۰. صحت سنجی محاسبه مبدل حرارتی چند جریانی.

Table 20. Validation of the multi-stream heat exchanger calculation.

Process	Multi-stream heat exchanger			
		T (°C)	P (kPa)	ΔT_{min} (°C)
This work	Hot inlet 1	-90	4820	3.096
	Hot inlet 2	-94.12	2788	
	Cold inlet	-164.5	140.2	
	Hot outlet 1	-161.4	4820	
	Hot outlet 2	-158.1	2788	
	Cold outlet	-101	140.2	
Reference [۱۴]	Hot inlet 1	Not available	4820	3.0
	Hot inlet 2	Not available	2788	
	Cold inlet	-164.5	140.2	
	Hot outlet 1	-161.4	4820	
	Hot outlet 2	-158.1	2788	
	Cold outlet	-101	140.2	
Absolute relative error	Hot inlet 1		0 %	3.2 %
	Hot inlet 2		0 %	
	Cold inlet	0 %	0 %	
	Hot outlet 1	0 %	0 %	
	Hot outlet 2	0 %	0 %	
	Cold outlet	0 %	0 %	

۲-۵-۴- مقایسه نتایج با پژوهش های پیشین

به منظور مقایسه عملکرد فرآیند ارائه شده با پژوهش های پیشین، در این بخش، نتایج بازدهی اکسرژی بدست آمده در این فرایند با فرایند های مرجع مقایسه شده است. نتایج بازدهی اکسرژی فرایند در کمترین دبی گاز خوراک با فرایندهای مرجع در جدول ۲۱ آمده است.

جدول ۲۱. مقایسه نتایج بازدهی اکسرژی این فرایند با فرایند های مرجع.

Table 21. Comparison between the exergy efficiencies of this process and the reference processes.

Process		η_{Ex} (%)	Reference
Liquefaction process (SMR) [a]	Process 1	50.36	[۱۴]
	Process 2	52.56	
Steam & power generation process [b]	Steam generation process	41.07	[۱۷]
	Electricity generation process	14.28	
	Electricity and steam cogeneration process	29.03	
	Combined cycle	31.90	
This Work	Liquefaction unit	34.89	
	Flare unit	60.91	
	Total process	51.79	

[a] Values at 40% Ethane content for refrigeration unit [۱۴].

[b] Exergy efficiencies were calculated by the equations of this work with the data available from [۱۷].

همانطور که در جدول ۲۱ مشاهده می شود، بازدهی فرایند مایع سازی پژوهش هه و لین [۱۴] در دو فرایند بیان شده است. این نتایج گویای آن است در صورت بررسی فرایند مایع سازی این پژوهش با فرایند مرجع به صورت تکی، اختلاف زیادی میان بازدهی های اکسرژی وجود دارد و نشان دهنده این است که استفاده از چرخه SMR (۵۰/۳۶٪ و ۵۲/۵۶٪) بهتر از استفاده از چرخه تبرید جذبی (۳۴/۸۹٪) است. اما با توجه به این نکته که این فرایند، با استفاده از انرژی گاز مشعل، بخشی از انرژی مورد نیاز سیستم را تامین می کند، بازدهی کلی فرایند (۵۱/۷۹) بین دو فرایند مرجع می باشد و نشان دهنده عملکرد قابل قبول فرایند پیشنهادی است.

در رابطه با بازدهی واحد بازیابی گاز مشعل، با توجه به اطلاعات موجود در پژوهش مطرح شده توسط مریم شایان و همکاران [۱۷]، نشان دهنده این موضوع است که بازدهی واحد بازیابی گاز مشعل (۶۰/۹۱٪) به تنهایی نیز از بازدهی های بدست آمده از فرایند مرجع بهتر می باشد، که بیانگر بهتر بودن و بازیابی بهتر انرژی موجود در این فرایند است.

۵- نتیجه گیری

در این مطالعه، واحد نوینی به منظور بازیابی گاز مشعل و تولید LNG و اتان به صورت همزمان ارائه شد. بر همین اساس، فرایند فوق با استفاده از تجزیه و تحلیل های انرژی، اکسرژی و اقتصادی مدلسازی گردید و نتایج به شرح زیر است.

۱. تجزیه و تحلیل اکسرژی نشان می دهد که بیشترین درصد تخریب اکسرژی مربوط به راکتور است که مقدار آن تقریبا ثابت می باشد. در ادامه، بیشترین درصد تخریب اکسرژی مربوط به مبدل های حرارتی و خنک کننده های آبی است. با افزایش دبی، درصد تخریب اکسرژی در بقیه دستگاه ها افزایش می یابد.
۲. تجزیه و تحلیل انرژی نشان می دهد که میزان توان مصرفی در کمپرسور ها و پمپ ها با افزایش دبی گاز خوراک از توان تولیدی در توربین ها بیشتر می شود. در نتیجه برای تامین کسری توان در دبی های بالا، باید از واحد Utility استفاده کرد.
۳. تجزیه و تحلیل اقتصادی نشان می دهد که سودآوری فرایند در دبی های بالاتر گاز خوراک بیشتر است و کسری توان تولیدی در دبی های بالا، تاثیر چندانی بر روی سودآوری فرایند نمی گذارد.
۴. با افزایش دبی گاز خوراک، شاهد افزایش توان مصرفی کمپرسور ها و پمپ ها هستیم، همچنین انرژی بیشتری برای انتقال به ریبویلر های برج های تقطیر نیاز است. میزان افزایش در توان کمپرسور و پمپ ها و انرژی مصرفی در برج های تقطیر، از حداقل میزان افزایش انرژی مورد نیاز برای مایع سازی گاز خوراک، کمتر است و باعث شده است که بازدهی اکسرژی واحد مایع سازی گاز خوراک افزایش کمی داشته باشد.
۵. با افزایش دبی گاز خوراک، شاهد افزایش نیاز به انرژی از واحد گاز مشعل هستیم. در نتیجه، با افزایش چمشگیر بازدهی اکسرژی واحد گاز مشعل مواجه می شویم که نشان دهنده انتقال بیشتر انرژی بین واحد ها است.
۶. با افزایش دبی گاز خوراک، انتقال انرژی بیشتری در مبدل های حرارتی رخ می دهد که باعث کاهش اختلاف دما بین جریان های گرم و سرد می شود و در نتیجه به کاهشی شدن روند تخریب اکسرژی می انجامد و بازدهی اکسرژی را بهبود می دهد. در خنک کننده های آبی نیز، از آنجایی که انرژی بیشتری با افزایش دبی خوراک در فرایند استفاده می شود، شاهد کاهش درصد تخریب اکسرژی این دستگاه ها هستیم.
۷. هنگام بررسی بازدهی اکسرژی کل فرایند، مشاهده می شود که با افزایش دبی جریان خوراک، بازدهی اکسرژی کل سیستم کاهش ناچیزی پیدا می کند. دلیل آن ناشی از افزایش دبی جریان ها و توان مصرفی کمپرسور ها و پمپ ها می باشد.
۸. هنگام بررسی تاثیرات قیمت خوراک، قیمت محصولات، قیمت برق و قیمت آب خنک کننده بر روی سود آوری سیستم، مشاهده می شود که قیمت محصولات بیشترین تاثیر را بر روی فرایند مذکور دارند که نشان دهنده اهمیت آن بر تصمیم گیری های اقتصادی است. همچنین، تاثیرات تغییر قیمت برق و آب خنک کننده بر روی سودآوری فرایند ناچیز است.

۹. هنگام بررسی تاثیر تغییرات نرخ بهره بر روی NPV فرایند، مشاهده می شود که نرخ بهره تاثیر بسیار زیادی بر روی NPV دارد.

۱۰. با توجه به نتایج به دست آمده از تجزیه و تحلیل های انرژی، اکسرژی و اقتصادی، و با توجه به کاهش ناچیز بازدهی اکسرژی و افزایش NPV با افزایش دبی گاز خوراک، و با توجه به ترکیبات و دبی گاز مشعل استفاده شده، این فرایند برای بازه مطرح شده در این مطالعه، قابل استفاده است.

۱۱. با توجه به نتایج بدست آمده، پیشنهاد می شود که در مطالعات آتی به تجزیه و تحلیل پینچ و تجزیه و تحلیل زیست محیطی و ایمنی برای این فرایند توجه شود و مورد بررسی قرار گیرد.

۶- منابع

1. Ahmadi, S. F., Minaei, A., Ebadollahi, M., Ghaebi, H., & Shahrivar, M. H. (2023). Energy management and reducing the environmental impacts of industrial flare gases using a new trigeneration energy system. *Process Safety and Environmental Protection*. doi:https://doi.org/10.1016/j.psep.2023.07.066.

2. He , T., Chen, J., Gundersen, T., Lin, W., Chen, L., & Zhang, K. (2025). Exergy efficiency improvement by compression heat recovery for an integrated natural gas liquefaction-CO2 capture-NGL recovery process. *Applied Thermal Engineering, 259*. doi:https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2024.124812.

3. Sarkari, M., Jamshidi, B., Ahmadi Khoshooei, M., & Fazlollahi, F. (2022). Flare gas reduction: A case study of integrating regeneration gas in flash gas compression network. *Fuel, 318*. doi:https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.123661.

4. Nezhadfard, M., & Khalili-Garakani, A. (2020). Power generation as a useful option for flare gas recovery: Enviro-economic evaluation of different scenarios. *Energy, 204*. doi:https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117940.

5. Chedid R., Kobrosly M., Ghajar R. (2007). The potential of gas-to-liquid technology in the energy market: The case of Qatar. *Energy Policy, 35*(10), 4799-4811. doi:https://doi.org/10.1016/j.enpol.2007.03.017.

6. Khalilpour, R., & Karimi, I. (2012). Evaluation of utilization alternatives for stranded natural gas. *Energy, 40*(1), 317-328. doi:https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.01.068.

7. Hajizadeh, A., Mohamadi-Baghmolaei, M., Azin, R., Osfouri, S., & Heydari, I. (2018). Technical and economic evaluation of flare gas recovery in a giant gas refinery. *Chemical Engineering Research and Design, 131*, 506-519. doi:https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.11.026.

8. Rahimpour M.R., Jamshidnejad Z., Jokar S.M., Karimi G., Ghorbani A., Mohammadi A.H. (2012). A comparative study of three different methods for flare gas recovery of Asalooye Gas Refinery. *Journal of Natural Gas Science and Engineering, 4*, 17-28. doi:https://doi.org/10.1016/j.jngse.2011.10.001.

9. Rahimpour, M.R., & Jokar, S. (2012). Feasibility of flare gas reformation to practical energy in Farashband gas refinery: No gas flaring. *Journal of Hazardous Materials, 209–210*, 204-217. doi:https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2012.01.017.

10. Ojijiagwo, E., Oduoza, C., & Emekwuru, N. (2016). Economics of gas to wire technology applied in gas flare management. *Engineering Science and Technology, an International Journal, 19*(4), 2109-2118. doi:https://doi.org/10.1016/j.jestch.2016.09.012.

11. Touri Oqani, E., Sakhaeinia, H., Pirouzfar, V., & Heydarinasab, A. (2024). Exergy analysis of flare gas recovery processes using steam and power. *Chemical Papers, 78*(15), 8271–8283. doi:https://doi.org/10.1007/s11696-024-03666-1.

12. Khalili-Garakani, A., Nezhadfard, M., & Iravaninia, M. (2022). Enviro-economic investigation of various flare gas recovery and utilization technologies in upstream and downstream of oil and gas industries. *Journal of Cleaner Production, 346*. doi:https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2022.131218.

13. Javadi, M., Pahlevanzadeh, H., & Manteqian, M. (2026). Simulation, Energy and Exergy Analysis of Gas Condensate Stabilization Unit. *Iranian Chemical Engineering Journal, 24*(142), 8–21. doi: 10.22034/ijche.2025.466687.1426, In Persian.

14. He, T., & Lin, W. (2020). Design and optimization of integrated single mixed refrigerant processes for coproduction of LNG and high-purity ethane. *International Journal of Refrigeration, 119*, 216-226. doi:https://doi.org/10.1016/j.ijrefrig.2020.06.033.

15. Tahouni, N., Deldari, Z., & Mohammadbagherzadeh, K. (2025). Cold Energy Recovery of Liquefied Natural Gas Using Allam Cycle. *Iranian Chemical Engineering Journal, 24*(138), 109–120. doi:https://doi.org/10.22034/ijche.2024.442770.1398, In Persain.

16. He, T., Si, B., Gundersen, T., Lin, W., Chen, L., & Zhang, K. (2025). High ethane content enables efficient CO2 capture from natural gas by cryogenic distillation. *Separation and Purification Technology, 352*. doi:https://doi.org/10.1016/j.seppur.2024.128153.

17. Shayan, M., Pirouzfar, V., & Sakhaeinia, H. (2020). Technological and economical analysis of flare recovery methods, and comparison of different steam and power generation systems. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry, 139*(4), 2399–2411. doi:https://doi.org/10.1007/s10973-019-08429-9.

18. Narayanan, K. V., Lakshmikutty, B. (2016). *Stoichiometry and Process Calculations* (2nd ed.). New Delhi, India: PHI Learning Pvt. Ltd.

19. Shariati Niasar, M., Ghorbani, B., Amidpour, M., & Hayati, R. (2019). Developing a hybrid integrated structure of natural gas conversion to liquid fuels, absorption refrigeration cycle

and multi effect desalination (exergy and economic analysis). *Energy, 189*. doi:https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.116162.

20. Dincer, I., & Rosen, M. A. (2020). *Exergy: Energy, Environment and Sustainable Development* (3 ed.). Elsevier.

21. Naquash, A., Abdul Qyyum, M., Islam, M., Sial, N., Min, S., Lee, S., & Lee, M. (2022). Performance enhancement of hydrogen liquefaction process via absorption refrigeration and organic Rankine cycle-assisted liquid air energy system. *Energy Conversion and Management, 254*. doi:https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.115200.

22. Luongo, G., Donat, F., Krödel, M., Cormos, C.-C., & Müller, C. R. (2021). Experimental data supported techno-economic assessment of the oxidative dehydrogenation of ethane through chemical looping with oxygen uncoupling. *Renewable and Sustainable Energy Reviews, 149*, 111403. doi:https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.111403.

23. Zito, P. F., Veres, J., & Iulianelli, A. (2025). Decarbonised H2 recovery and CO2 capture using a cost-effective membrane plant: A step towards energy transition. *Fuel Processing Technology, 279*. doi:https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2025.108353.

24. Noorollahi, Y., Moshtaghi, M., Golkar, M., Tahsinpour, H., & Noorollahi, M. (2026). Techno-economic assessment of energy savings and CO2 emission reductions from replacing conventional HVAC systems with ground source heat pumps in Iran. *Energy Conversion and Management: X, 29*. doi:https://doi.org/10.1016/j.ecmx.2026.101530.

25. Ju, S., Byun, J., Yoon, S., Kim, H., Hwang, U., Kim, M., . . . Lee, J. (2026). Comparative techno-economic analysis and optimization of CO2 liquefaction processes using Bayesian optimization. *Computers & Chemical Engineering,, 213*. doi:https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2026.109770.

26. U.S. Energy Information Administration. (2026, September 9). *Natural Gas*. Retrieved 2026, from Short-Term Energy Outlook: https://www.eia.gov/outlooks/steo/report/natgas.php

27. U.S. Energy Information Administration. (2023). *Prices for Hydrocarbon Gas Liquids*. Retrieved 2026, from U.S. Energy Information Administration: https://www.eia.gov/dnav/ng/hist/ngm_epg0_plc_nus_dmmbtuM.htm

28. Atmaca, A., & Atmaca, N. (2016). Comparative life cycle energy and cost analysis of post-disaster temporary housings. *Applied Energy, 171*, 429-443. doi:https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.03.058.

29. Galvin, R., & Sunikka-Blank, M. (2012). Including fuel price elasticity of demand in net present value and payback time calculations of thermal retrofits: Case study of German dwellings. *Energy and Buildings, 50*, 219-228. doi:https://doi.org/10.1016/j.enbuild.2012.03.043.

30. Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5 ed.). New York: McGraw-Hill.

31. Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., & Bhattacharyya, D. (2009). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* (3 ed.). Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall.

32. Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration* (2 ed.). Chichester, UK: John Wiley & Sons.

33. Aliyon, K., Mehrpooya, M., & Hajinezhad, A. (2020). Comparison of different CO2 liquefaction processes and exergoeconomic evaluation of integrated CO2 liquefaction and absorption refrigeration system. *Energy Conversion and Management, 211*. doi:https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.112752.