

بررسی واحد تولید گاز طبیعی مایع در مقیاس کوچک

سمیرا احمدی، محمدرضا جعفری نصر*

گروه مهندسی شیمی، دانشکده نفت و مهندسی شیمی، واحد علوم و تحقیقات، دانشگاه آزاد اسلامی، تهران،

ایران

نویسنده مسئول ایمیل: nasrmrj@ripi.ir

تاریخ دریافت: 1398/03/15 تاریخ پذیرش: 1398/05/25

چکیده

در این مطالعه فرایند مایع‌سازی گاز طبیعی تک‌مرحله‌ای با مبرد آمیخته بهینه‌سازی و به‌دنبال آن تحلیل انرژی و انرژی تجهیزات روی آن انجام شد و اثر بهینه‌سازی انرژی مصرفی ویژه بر هزینه خرید تجهیزات چرخه سردسازی بررسی شد. اساس این مطالعه بر پایه فرایند پریکو قرار دارد و با توجه به محدودیت‌هایی که در ایران با آن مواجه هستیم، به توسعه فرایند جدیدی پرداخته شده است که در آن مشکلات فرایندی رفع شده باشد و سپس فرایند ارائه‌شده توسط الگوریتم ژنتیک بهینه‌سازی شد. دبی مولی مبرد، فشارهای پایین و بالای مبرد در چرخه، مهم‌ترین پارامترهای عملیاتی تأثیرگذار هستند که با تحلیل حساسیت انتخاب شدند. مجموع انرژی مصرفی کمپرسورها به $8/1413$ کیلووات رسید و ۱۱ درصد کاهش یافت. نتایج نشان داد بهینه‌سازی انرژی مصرفی ویژه، باعث افزایش هزینه مبدل حرارتی می‌شود؛ زیرا حداقل دمای نزدیکی در مبدل، کاهش و سطح تبادل حرارتی لازم بالا می‌رود؛ ولی هزینه خرید کمپرسورها به‌علت کم‌شدن انرژی مصرفی آن‌ها کاهش می‌یابد.

کلمات کلیدی: فرایند پریکو، بهینه‌سازی، الگوریتم ژنتیک، تحلیل انرژی، قیمت تجهیز.

مقدمه

یکی از منابع مهم تأمین انرژی، سوخت‌های فسیلی هستند. گاز طبیعی به دلیل آلودگی زیست‌محیطی کمتر، طی سال‌های اخیر مورد توجه قرار گرفته است. گاز طبیعی، سوختی پاک، ارزان و فراوان است که امروزه برای مصارف خانگی و صنعتی به‌عنوان خوراک واحدهای پتروشیمی استفاده می‌شود.

با توجه به اینکه ایران دومین کشور از لحاظ دارا بودن مخازن گازی است، پیشرفت و توسعه در پروژه‌های صنعت گاز همواره مورد توجه متخصصان و نهادها بوده است. ارسال گاز طبیعی از طریق خط لوله، خصوصاً در مسافت‌های طولانی و به‌ویژه مناطق صعب‌العبور و کف دریا، بسیار هزینه‌بر و گران خواهد بود. از این‌رو، یکی از راه‌های غلبه بر این مشکل، انتقال و حمل‌ونقل این گاز از طریق کشتی یا تانکر است که این امر موجب می‌شود تا گاز طبیعی به طریقی تبدیل به مایع شود [1]. مایع‌سازی گاز طبیعی توسط یک چرخه سردسازی با مبرد صورت می‌گیرد. این فرایند بسیار انرژی‌بر بوده و نیازمند بهبود ساختاری و عملیاتی با رویکرد کاهش مصرف انرژی فرایند است. چرخه مبرد آمیخته تک‌مرحله‌ای^۱ در مقیاس کوچک به دلیل سادگی، کاهش تجهیزات، هزینه و راندمان بالا توجه زیادی جلب کرده است. همچنین از دیگر اهداف تحقیق، دستیابی به هزینه‌های عملیاتی و سرمایه‌گذاری فرایند است.

تاکنون پژوهش‌ها و مقالات متعددی در زمینه بررسی فرایندهای سردسازی گاز طبیعی انجام شده است. تعدادی از مقالات با انجام تحلیل‌های حساسیت و انرژی و بهینه‌سازی، انرژی مصرفی را کاهش دادند. اسلم‌بخش به مقایسه مصرف انرژی و انرژی فرایند پریکو و فرایند انبساطی-نیتروژن پرداخت. نتایج بررسی او نشان داد که از لحاظ مصرف انرژی فرایند انبساطی-نیتروژن ۶۱ درصد بیشتر از فرایند پریکو اتلاف انرژی داشت. با بهینه‌سازی توسط الگوریتم ژنتیک مصرف انرژی فرایند پریکو و انبساطی-نیتروژن به ترتیب ۵۸ درصد و ۴/۷ درصد کاهش یافت. در نتیجه او گزارش

کرد که از این نظر فرایند پریکو از دیگر فرایندها مناسب‌تر است [2] اسپلند و همکاران فرایند پریکو را در نرم‌افزار اسپن هایسیس^۲ شبیه‌سازی کردند و از روش سرچ تابو^۳ برای بهینه‌سازی بهره بردند و تابع هدف را نسبت به حالت اولیه ۲۳-۳۶ درصد بهبود دادند [3].

مکاری زاده و مولا به‌منظور بهینه‌سازی عملیاتی فرایند پریکو از الگوریتم ژنتیک^۴ بهره بردند. همچنین به‌وسیله تحلیل انرژی^۵ کار از دست‌رفته تجهیزات را محاسبه کردند [4]. عبدالکریم و همکاران به بهینه‌سازی فرایند مبرد آمیخته با پیش‌سرماسازی پروپان^۶ پرداختند و با بهینه‌سازی فرایند سردسازی و سیکل پروپان به ترتیب ۳/۲۸ درصد و ۱۷/۱۶ درصد ذخیره انرژی صورت گرفت [5]. هجر و همکاران چهار تابع هدف مختلف به‌منظور بهینه‌سازی عملیاتی فرایند پیش‌سرماسازی با پروپان^۷ انتخاب کردند و با بررسی‌های انجام‌شده، مشخص شد بهترین تابع هدف، انرژی مصرفی کمپرسورهاست [6]. خان و همکاران روی ترکیبات بهینه مبرد آمیخته بحث کردند و انرژی مصرفی کمپرسورهای فرایند مبرد آمیخته تک‌مرحله‌ای را کاهش دادند [7]. ول و همکاران فرایند پریکو مورد مطالعه در مقاله اسپلند را شبیه‌سازی کردند و از روش اس.کیو.بی^۸ برای بهینه‌سازی استفاده کردند. نتایج بهینه‌سازی کیس‌های مختلف در مقایسه با مقاله پیشین بهبود پیدا کرد و حدود ۱ درصد تا ۴ درصد ذخیره انرژی به همراه داشت. همچنین زمان دستیابی به بهینه‌سازی کوتاه شد [8]. ژو و همکاران به یافتن نقاط بهینه فرایند پریکو با الگوریتم ژنتیک پرداختند. فشارهای فرایند ثابت در نظر گرفته شد و اثر دمای ورودی به مبدل بر درصد ترکیبات مبرد به دست آمد [9]. ژو و

2. Aspen HYSYS
3. Tabu Search
4. Genetic Algorithm (GA)
5. Exergy analysis
6. Propane pre-cooled mixed refrigerant
7. C3/MCR
8. SQP

1. Single Mixed Refrigerant (SMR)

همکاران شبیه‌سازی فرایند پریکو را در نرم‌افزار اسپن پلاس^۱ انجام دادند و از الگوریتم ژنتیک برای بهینه‌سازی فرایند استفاده کردند و اثر درصد ترکیبات مبرد بر منحنی‌های سرد و گرم و محل نقطهٔ پینچ بررسی شد [10]. مورو سک و همکاران به بررسی اگزرژی فرایند پریکو پرداختند. تحلیل اگزرژی نشان داد که اثرگذارترین تجهیز از نظر ترمودینامیکی و اقتصادی مبدل حرارتی است و با بهبود ترمودینامیکی آن (کاهش اختلاف دمای منحنی‌های سرد و گرم و افت فشار حین مبادلهٔ حرارتی) عملکرد فرایند به مقدار چشمگیری بهبود می‌یابد [۱۱]. نا و همکاران به ارائهٔ الگوریتمی برای بهینه‌سازی پرداختند و مصرف انرژی فرایند پریکو را ۹/۱۸ درصد کاهش دادند. [12]

تعدادی از آن‌ها به تغییرات ساختاری و چیدمان تجهیزات به منظور ذخیرهٔ انرژی پرداختند. عبداللهی با تغییر آرایش مبدل‌های حاصل درون جعبهٔ تبرید و تعبیهٔ توربین به جای شیر فشارشکن، هدررفت اگزرژی کل فرایند را به میزان ۱۸/۱۰ درصد کاهش داد [13]. حسینی پیکربندی جدیدی برای تولید هم‌زمان LNG و NGL ارائه داد و مصرف انرژی را به حداقل (۰/۴۲ kWh/kg LNG) رساند [14]. کمالی‌نژاد بر روی اصلاح ساختار چرخه‌های سرمایش عمیق چندطبقه‌ای و چندجزئی واحدهای گاز طبیعی مایع برای کاهش مصرف انرژی پرداخت و مواردی از جمله فشار مکش کمپرسور، درصد ترکیبات مبرد و چیدمان کمپرسورها را تغییر داد و به صرفه‌جویی بالغ بر ۱/۷ درصد دست یافت [15]. نوبیجاری با ارائهٔ یک فرایند جدید با ادغام سامانه‌های سرمایشی جذبی آب-آمونیاک با فرایندهای تولید گاز طبیعی مایع، به کاهش ۲۰ درصدی مصرفی برق دست یافت [16]. وطنی و همکاران پیکربندی جدیدی برای یکپارچه‌سازی تولید LNG و NGL معرفی کردند که مصرف انرژی بسیار کمی (۰/۴۱ kWh/kg LNG) داشت [17].

مطالعهٔ حاضر به شبیه‌سازی فرایند پریکو در محیط اسپن هایسیس پرداخته است. با توجه به محدودیت‌هایی که ایران با آن مواجه است، نظیر کمبود آب، فرایند مرجع [18] توسعه یافت و فرایند جدیدی برای مرتفع کردن این مشکلات ارائه شد. با توجه به اینکه فرایندهای مایع‌سازی گاز طبیعی بسیار انرژی‌بر هستند،

انرژی مصرفی ویژهٔ فرایند توسط الگوریتم ژنتیک بهینه‌سازی و مقادیر متغیرهای فرایندی به دست آمده است. تحلیل انرژی و اگزرژی روی تجهیزات فرایند اولیه و بهینه انجام شده و در نهایت قیمت تجهیزات فرایند در دو حالت محاسبه و تحلیل شد و اثر بهینه‌سازی بر آن‌ها ارزیابی شد.

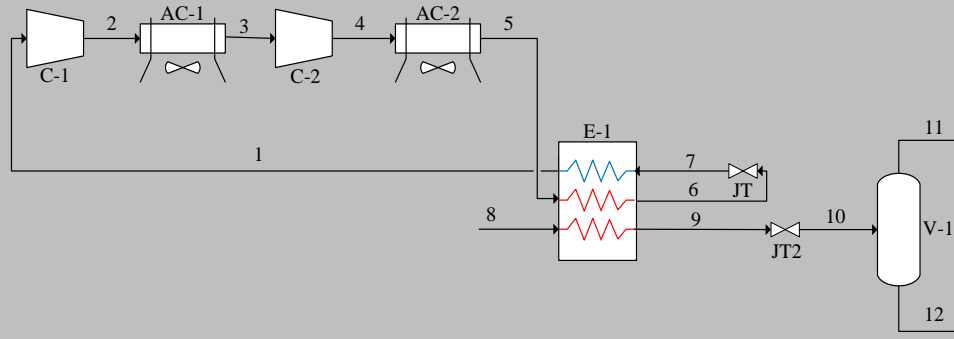
شرح فرایند

هستهٔ اصلی فرایند پریکو و به‌طور کل فرایندهای سردسازی مبدل حرارتی است. در مبدل حرارتی، حرارت توسط جریان کم‌فشار مبرد (جریان خروجی از شیر فشارشکن) از گاز طبیعی و جریان پرفشار مبرد دریافت می‌شود تا برودت لازم برای میعان گاز طبیعی و مبرد پرفشار تأمین شود. مبرد طی عبور از دو کمپرسور، فشرده می‌شود و به حداکثر دما و فشار (جریان ۴) می‌رسد. از کولر هوایی برای خنک کردن و کاهش دمای مبرد استفاده شده است.

سپس مبرد به‌عنوان جریان گرم (جریان ۵) وارد مبدل حرارتی می‌شود و حرارت خود را از دست می‌دهد، مایع می‌شود و به دمای 159°C می‌رسد (جریان ۶). با توجه به اینکه ضریب ژول تامسون مبرد مثبت است، عبور از شیر فشارشکن باعث کاهش فشار و دمای مبرد می‌شود. سپس مبرد با دمای $162/8^{\circ}\text{C}$ وارد مبدل حرارتی می‌شود و حرارت را از دو جریان دیگر دریافت می‌کند و دمای آن به حدود 36°C افزایش می‌یابد. گاز طبیعی در مبدل حرارتی نیز حرارت خود را از دست می‌دهد و دمای آن به 159°C کاهش می‌یابد.

کمبود منابع آبی یکی از معضلاتی است که کشور ایران با آن مواجه است. همچنین در برخی مناطق راه‌اندازی تأسیسات آبی برای تأمین آب کولرهای آبی، بسیار هزینه‌بر و مشکل است. به همین دلیل، به‌منظور خنک کردن جریان مبرد در چرخهٔ سردسازی از کولرهای هوایی بهره می‌برند. میزان گاز مایع تولیدی در فرایند مرجع ۴۲۷/۱ میلیون تن در سال است. این ظرفیت در مقیاس کوچک نیست [18]؛ بنابراین لازم است که فرایند در مقیاس کوچک قرار گیرد. با کاهش شدت جریان گاز طبیعی و مبرد، در نهایت میزان گاز مایع تولیدی فرایند به ۰/۲ میلیون تن در سال رسید که در محدودهٔ مقیاس کوچک قرار می‌گیرد [19]. فرایند پریکو در شکل ۱ نشان داده شده است.

1. Aspen Plus



شکل ۱. طرحی شماتیک از فرایند پریکو

بهینه‌سازی با الگوریتم ژنتیک

یکی از روش‌های بهینه‌سازی انتخابی، الگوریتم ژنتیک است. الگوریتم ژنتیک ابزاری قدرتمند برای دستیابی به مقدار مینیمم کلی است و در مقالات متعددی استفاده شده است. هنگامی که نتایج پذیرفتنی نبود، با پدیده‌هایی نظیر وراثت، جهش و ترکیب، نسل جدیدی تولید می‌کند تا به مقادیر بهینه دست یابد. معادله پنگ‌رابینسون^۱ برای محاسبه خصوصیات جریان‌های فرایندی انتخاب شد. ترکیبات مبرد شامل متان، اتان، بوتان و نیتروژن است. دمای خروجی جریان مبرد و گاز طبیعی مایع از مبدل ثابت در نظر گرفته شده است. شمار زیادی از مطالعات انجام‌شده روی درصد ترکیبات مبرد بر بهینه‌سازی تمرکز کردند. در این مطالعه درصد ترکیبات مبرد ثابت در نظر گرفته شد و شدت جریان مولی مبرد تغییر کرد و به تبع آن، شدت جریان ترکیبات مبرد تغییر یافت. دمای هوای ورودی به کولرهای هوایی ۳۰° در نظر گرفته شد. متغیرهای ثابت فرایندی در جدول ۱ نشان داده شده‌اند، در بهینه‌سازی مشخصات ترمودینامیکی گاز طبیعی و گاز طبیعی مایع ثابت در نظر گرفته شدند و در جدول ۲ آورده شده است. تابع هدف انرژی مصرفی ویژه فرایند است که در معادله ۱ آورده شده است.

$$f(x) = (W_{C-1} + W_{C-2}) / G_{NG} \quad (1)$$

جدول ۱. متغیرهای ثابت فرایند در بهینه‌سازی

مقادیر	موارد
۸۰٪	راندمان آدیباتیک کمپرسور [3]

۳ >=	اختلاف دمای فوق داغ ورودی به کمپرسورها از دمای اشباع [9](°C)
۳	حداقل دمای نزدیکی مبدل [9](°C)
۰/۵	افت فشار در مبدل [9](bar)
۰٪	نشت حرارت مبدل [9]
-۱۵۹	دمای جریان‌های گرم خروجی مبدل [11](°C)
۳۰	دمای هوای ورودی به کولرهای هوایی (°C)
۴۰	دمای خروجی مبرد از کولرهای هوایی [19](°C)
۰/۵	افت فشار در کولرهای هوایی [19](bar)
	ترکیبات مبرد (درصد مولی) [11]
۳۰	متان
۳۰	اتان
۰	پروپان
۰	ایزوبوتان
۲۵	نرمال بوتان
۱۵	نیتروژن

جدول ۲. متغیرهای ترمودینامیکی جریان گاز و گاز طبیعی مایع

گاز طبیعی مایع	گاز طبیعی	متغیر
۳۳۹۹.۳	۳۶۰۰	دبی جرمی (kg/h)
-۱۶۳/۴	۳۸	دما [11] (°C)
۱/۰۱۳	۶۷	فشار [11](bar)
-۵۱۱۳	۴۲۰۸-/۹	آنتالپی جرمی (kJ/kg)
		ترکیبات (درصد)

1. Peng-Robinson equation.

جدول ۴. نتایج بهینه‌سازی

مقدار بهینه	مقدار اولیه	
۷۷/۱۰۶۳	۱۰۵۰	شدت جریان مبرد (kmole/h)
		شدت جریان ترکیبات مبرد (kmole/h)
۱۳۵/۳۱۹	۳۱۵	متان
۱۳۵/۳۱۹	۳۱۵	اتان
۹۴/۲۶۵	۵/۲۶۲	بوتان
۵۶/۱۵۹	۵/۱۵۷	نیتروژن
۱۳۴۵	۸۰۰	فشار جریان ۲ (bar)
۲۶۵۱	۲۶۵۰	فشار جریان ۴ (bar)
۴/۶۵۲	۶۰۰	فشار جریان ۷ (bar)

تحلیل انرژی و انرژی و اگزرژی

در تحلیل انرژی، مصرف انرژی توسط تجهیزات فرایند بررسی می‌شود. یکی از شاخص‌های آن، انرژی مصرفی ویژه است که در این پژوهش تابع هدف در نظر گرفته شد و در معادله ۱ آورده شده است.

مقدار انرژی مصرفی ویژه برای فرایند اولیه و بهینه به ترتیب ۴۶/۰ و ۴۱/۰ کیلووات ساعت بر کیلوگرم گاز طبیعی مایع محاسبه شد. در حقیقت در فرایند بهینه مقدار انرژی مصرفی ویژه ۸/۱۰ درصد کاهش یافته است. دلیل آن کاهش انرژی مصرفی کمپرسورهاست.

شاخص دیگری که به منظور بررسی عملکرد چرخه سردسازی محاسبه می‌شود، ضریب عملکرد^۱ است. ضریب عملکرد عبارت است از نسبت مجموع حرارت گرفته شده از منبع سرد به کل کار مصرفی در چرخه [11].

$$COP = (\dot{H}_8 - \dot{H}_9) * G_{NG} / (W_{C-1} + W_{C-2}) \quad (2)$$

در چرخه‌های سردسازی گاز طبیعی، منبع سرد گاز طبیعی است. هرچه ضریب عملکرد چرخه‌ای بیشتر باشد، به این معنی است که به‌ازای مقدار مشخصی حرارت گرفته شده از گاز طبیعی، کار

مولی % [11]		
۸۸/۶	۸۸	متان
۸/۴۵	۸	اتان
۲/۱۱	۲	پروپان
۰	۰	ایزو بوتان
۰	۰	نرمال بوتان
۰/۸۴	۲	نیتروژن

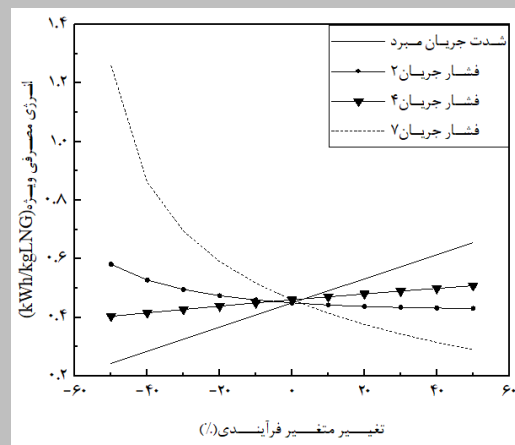
روش عملگرهای الگوریتم ژنتیک در جدول ۳ آورده شده است.

جدول ۳. روش عملگرهای الگوریتم ژنتیک

روش انتخابی	متغیر
Stochastic uniform	Selection
Scattered	Crossover
Adaptive feasible	Mutation
۷۰	Population
۱۰۰	Generation

آنالیز حساسیت

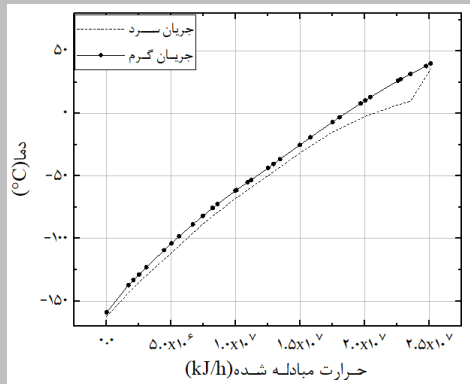
برای یافتن متغیرهای اثرگذار بر تابع هدف، آنالیز حساسیت روی متغیرهای فرایند انجام شد. متغیرهایی که بیشترین اثر را بر تابع هدف داشتند، برای متغیرهای بهینه‌سازی انتخاب شدند. همان طور که در شکل ۲ مشخص است، فشار خروجی از کمپرسور اول، شدت جریان مبرد و فشار بعد از شیر فشارشکن بیشترین اثر را بر تابع هدف داشتند. مقادیر متغیرهای انتخابی توسط الگوریتم ژنتیک محاسبه شده و در جدول ۴ آورده شده است.



شکل ۲. آنالیز حساسیت متغیرهای بهینه‌سازی بر انرژی مصرفی ویژه

1. Coefficient of Performance (COP)

سطح تبادل حرارت مبدل می‌شود. اختلاف دمای جریان سرد و گرم مبدل در فرایند پریکوی اولیه و بهینه در شکل ۴ نشان داده شده است.



شکل ۳. منحنی‌های ترکیبی مبدل حرارتی فرایند پریکوی بهینه

مصرفی چرخه کمتر است و در نتیجه راندمان چرخه بیشتر خواهد بود. ضریب عملکرد چرخه سردسازی فرایند اولیه و بهینه به ترتیب ۵۱۷/۰ و ۵۷۲/۰ محاسبه شد که ۹/۶ درصد بهبود یافته است. همان طور که بیان شد، در تحلیل انرژی، انرژی مصرفی را تجهیزات فرایند بررسی می‌کند؛ لذا دلیل بهبود دو شاخص تحلیل انرژی، کاهش انرژی مصرفی کمپرسورهاست.

هدف آنالیز انرژی یافتن و شناسایی تجهیزاتی است که برگشت‌ناپذیری دارند و موجب افزایش کار تلف شده می‌شوند. انرژی حداکثر کار مفید تئوری به دست آمده از تبادل انرژی سیستم با محیط برای رسیدن به تعادل ترمودینامیکی است. بنابراین برگشت‌ناپذیری‌هایی که موجب کار تلف شده می‌شوند، تحت‌عنوان انرژی تخریب شده در این آنالیز محاسبه می‌شوند. همچنین محاسبه نسبت انرژی خروجی یک تجهیز به انرژی ورودی آن، بیانگر عملکرد ترمودینامیکی تجهیز است. بنابراین دو شاخص در آنالیز انرژی محاسبه می‌شوند: انرژی تخریب و بازده انرژی. آنالیز انرژی استفاده شده برای فرایند مایع‌سازی گاز طبیعی، با روش انرژی سوخت و محصول محاسبه شد [11]. تعریف شاخص‌های آنالیز انرژی بر اساس این روش دقیق‌تر است و باعث دستیابی به نتایج صحیح‌تری می‌شود. معادلات مربوط به انرژی سوخت و محصول تجهیزات فرایند در جدول ۵ آورده شده است [20].

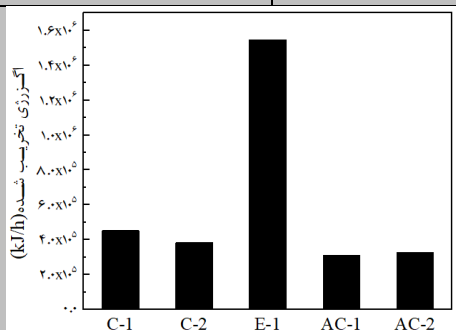
منحنی‌های ترکیبی^۱

هرچه منحنی‌های سرد و گرم به یکدیگر نزدیک‌تر باشند، حرارت به صورت کارا تر انتقال می‌یابد [23-21]. منحنی ترکیبی مبدل فرایند پریکو بهینه در شکل ۳ رسم شده است. با عبور جریان کم‌فشار مبرد (جریان سرد) از مبدل، دمای آن به تدریج افزایش می‌یابد. هنگامی که به طور کامل گاز می‌شود، ظرفیت گرمایی آن به طور ناگهانی کاهش می‌یابد. این کاهش ناگهانی باعث ایجاد شکستگی در منحنی سرد می‌شود [9]. در واقع منحنی جریان سرد در نقطه شبنم مبرد (دمای ۹/۵°C) دچار شکستگی می‌شود. کاهش انرژی مصرفی ویژه باعث افزایش سطح مبدل حرارتی می‌شود [3]. در واقع با کم شدن انرژی مصرفی کمپرسورها حداقل دمای نزدیکی در مبدل کاهش می‌یابد و این امر باعث افزایش

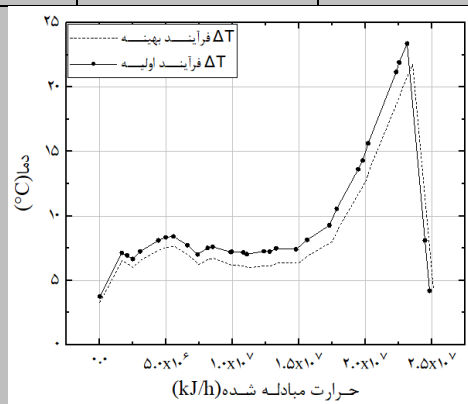
1. Composite Curve

جدول ۵. شاخص‌های انرژی تجهیزات فرایند پریکو

تجهیز	کمپرسور	مبدل حرارتی	کولر هوایی	کل فرایند
انرژی سوخت ($\dot{E}_{F,k}$)	\dot{W}_{Comp}	$\sum (\dot{E}_{in} - \dot{E}_{out})_{Cold}$	$\dot{E}_{in} - \dot{E}_{out}$	$\dot{E}_{F,total} = \sum \dot{W}_{Comp}$
انرژی محصول ($\dot{E}_{P,k}$)	$\dot{E}_{out} - \dot{E}_{in}$	$\sum (\dot{E}_{out} - \dot{E}_{in})_{Hot}$	\dot{E}_{out}^{air}	$\dot{E}_{F,total} - \dot{E}_{D,total}$
انرژی تخریب شده ($\dot{E}_{D,k} = \dot{E}_{P,k} - \dot{E}_{F,k}$)		$\sum (\dot{E}_{in} - \dot{E}_{out})_{Cold} - \sum (\dot{E}_{out} - \dot{E}_{in})_{Hot} + \dot{E}_{in}$	$\dot{E}_{in} - \dot{E}_{out} - \dot{E}_{out}^{air}$	مجموع انرژی تخریب شده تجهیزات \dot{E}_D
راندمان انرژی ($\epsilon_k = \dot{E}_{P,k} / \dot{E}_{F,k}$)	$\frac{(\dot{E}_{out} - \dot{E}_{in})}{\dot{W}_{Comp}}$	$\frac{\sum (\dot{E}_{out} - \dot{E}_{in})_{Hot}}{\sum (\dot{E}_{in} - \dot{E}_{out})_{Cold}}$	$\frac{\dot{E}_{out}^{air}}{(\dot{E}_{in} - \dot{E}_{out})}$	$\epsilon_{total} = 1 - \left(\frac{\dot{E}_{D,total}}{\dot{E}_{F,total}} \right)$
نسبت تخریب انرژی ($y_k = \dot{E}_{D,k} / \dot{E}_{F,total}$)	$\frac{\dot{E}_{D,Comp}}{\dot{E}_{F,total}}$	$\frac{\dot{E}_{D,HE}}{\dot{E}_{F,total}}$	$\frac{\dot{E}_{D,AC}}{\dot{E}_{F,tot}}$	$y_{total} = \frac{\dot{E}_{D,total}}{\dot{E}_{F,total}}$



شکل ۵. نمودار انرژی تخریب شده تجهیزات فرایند بهینه



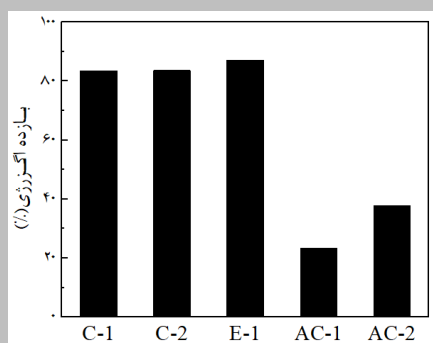
شکل ۴. اختلاف دمای مبدل حرارتی فرایند اولیه و بهینه

هزینه خرید تجهیزات

بعد از بهینه‌سازی فرایند شبیه‌سازی شده در اسپن هایسیس توسط الگوریتم ژنتیک، هزینه خرید تجهیزات فرایند اولیه و بهینه محاسبه و بررسی شد. معادلات محاسبه هزینه‌ها در جدول ۶ آورده شده است. سطوح مبدل حرارتی و کولرهای هوایی توسط نرم‌افزار Aspen EDR محاسبه شد و در معادلات مربوط قرار گرفت.

نتایج تحلیل انرژی و انرژی

همان طور که در شکل ۵ مشخص است، انرژی تخریب شده مبدل حرارتی از سایر تجهیزات بیشتر است. دلیل آن وجود جریان‌های مختلف با اختلاف دمایی زیاد است. بعد از مبدل حرارتی، انرژی تخریب شده کمپرسورها بیشترین مقدار است و در نهایت کولرهای هوایی کم‌ترین انرژی تخریب شده را دارند.



شکل ۶. نمودار بازده انرژی تجهیزات فرایند بهینه

بازده انرژی تجهیزات در شکل ۶ نشان داده شده است. بازده انرژی مبدل حدود ۸۵ درصد و بیشترین مقدار است. دلیل این امر زیاد بودن انرژی سوخت و محصول این تجهیز است. در واقع انرژی تخریب شده و بازده انرژی مبدل حرارتی چندجریانه بیشترین مقدار است. بازده انرژی کولرهای هوایی کم‌ترین مقدار است. دلیل آن زیاد بودن مقدار حرارت مبادله شده و اختلاف دمای

جریان‌هاست که منجر به تخریب آگزرژی می‌شود و در نهایت بازده آگزرژی کاهش می‌یابد.

مقادیر شاخص‌های آگزرژی در جدول ۷ آورده شده است. در فرایند بهینه انرژی مصرفی کمپرسور اول بیشتر از کمپرسور دوم است. این امر باعث افزایش آگزرژی تخریب‌شده می‌شود. همچنین گرادیان دمایی کولر هوایی دوم بیشتر از کولر هوایی اول است،

این امر باعث افزایش آگزرژی تخریب‌شده کولر دوم نسبت به کولر اول می‌شود.

همان‌طور که در جدول ۷ نشان داده شده است، با بهینه‌سازی انرژی مصرفی فرایند، بازده آگزرژی فرایند حدود ۵ درصد افزایش یافته است و نسبت تخریب آگزرژی آن ۳/۲ درصد کاهش یافته است. مقایسه نتیجه بهینه‌سازی با چندین مقاله پیشین که در بخش مقدمه آورده شد، در جدول ۹ آورده شده است.

جدول ۶. معادلات هزینه تجهیزات فرایند

متغیر	معادله هزینه	تجهیز
S: انرژی مصرفی (kW) $30000 < S < 75000$	$C_{Comp} = 5800000 + 20000 S^{0.7} (\$)$	کمپرسور [12]
A: سطح تبادل حرارت (m ²)	$C_{MSHE} = 425 A (\$)$	مبدل حرارتی [22]
A: سطح تبادل حرارت (kft ²) $200 < A < 0.5/0$	$C_{AC} = 3000 A^{0.7} (k\$)$	کولر هوایی [23]

فرایند	تجهیز	آگزرژی تخریب‌شده، E _D (kJ/h)	بازده آگزرژی (٪)، ε _g	نسبت تخریب آگزرژی (٪)، $\frac{E_D}{E_{in}}$
فرایند اولیه	کمپرسور اول	۵/۲۱۸۵۷۷	۳۴/۸۲	۸۸/۳
	کمپرسور دوم	۷/۶۶۴۱۹۰	۸۷/۸۴	۷۹/۱۱
	مبدل حرارتی	۶/۱۷۱۱۲۲۶	۷۶/۸۵	۳۹/۳۰
	کولر هوایی اول	۸/۲۰۱۵۴۱	۲۹/۱۶	۵۷/۳
	کولر هوایی دوم	۶۵۷۹۰۹	۳۸/۳۴	۶۸/۱۱
فرایند بهینه	کمپرسور اول	۳/۴۵۲۶۹۶	۵۲/۸۳	۸۹/۸
	کمپرسور دوم	۱/۳۸۴۲۲۶	۵۹/۸۳	۵۴/۷
	مبدل حرارتی	۱۵۴۵۶۷۰	۰۹/۸۷	۳۶/۳۰
	کولر هوایی اول	۹/۳۱۰۸۶۲	۲۹/۲۳	۱۰/۶
	کولر هوایی دوم	۱/۳۲۷۸۰۹	۷۲/۳۷	۴۴/۶

جدول ۷. شاخص‌های آگزرژی تجهیزات فرایند اولیه و بهینه

جدول ۸. عملکرد ترمودینامیکی فرایند اولیه و بهینه

فرایند اولیه	فرایند بهینه	
۸/۱۵۶۳	۸/۱۴۱۳	انرژی مصرفی کل (kW)
۹/۶۸۹۸	۳۸/۶۹۷۸	ظرفیت سردسازی کل (kW)
۳۵/۳۳۹۹	۳۵/۳۳۹۹	گاز طبیعی مایع (kg/h)
۴۶/۰	۴۱/۰	انرژی مصرفی ویژه (kWh/kgLNG)
۵۱۷/۰	۵۷۲/۰	ضریب عملکرد
۶۵/۳۸	۶۴/۴۰	بازده انرژی (%)
۳۴/۶۱	۳۵/۵۹	نسبت تخریب انرژی (%) η_k

جدول ۹. مقایسه نتایج فرایند با مطالعات پیشین

فرایند	تابع موردنظر	مقدار
فرایند تجاری پریکو [3]	انرژی مصرفی ویژه (kWh/kgLNG) بازده انرژی (%)	۴۱۲۵/۰ ۳۰
مکاری زاده [4]	بازده انرژی (%)	۱/۳۷
ژو [9]	بازده انرژی (%)	۹/۴۳
موروسک [11]	انرژی مصرفی ویژه (kWh/kgLNG) بازده انرژی (%)	۵۰۶/۰ ۷/۲۲
حسینی [14]	انرژی مصرفی ویژه (kWh/kgLNG)	۴۲/۰
وطنی [۱۷]	انرژی مصرفی ویژه (kWh/kgLNG)	۴۱۴/۰
این مطالعه	انرژی مصرفی ویژه (kWh/kgLNG) بازده انرژی (%)	۴۱/۰ ۶۴/۴۰

نتایج ارزیابی هزینه خرید تجهیزات

با استفاده از معادلات جدول ۶ هزینه خرید تجهیزات محاسبه شد و نتایج در جدول ۱۰ آورده شد. با بهینه‌سازی انرژی مصرفی ویژه فرایند مجموع انرژی مصرفی کمپرسورها کاهش یافت؛ در نتیجه هزینه خرید کمپرسورها نیز کاهش یافت. در حالی که سطح مبدل حرارتی افزایش یافت و هزینه خرید آن افزایش یافت.

افزایش فشار جریان ورودی به کولر هوایی اول منجر به افزایش هزینه خرید آن تجهیز شد. هزینه خرید برج جداکننده به دلیل ثابت بودن شرایط ترمودینامیکی گاز طبیعی مایع بررسی نشد. در نهایت هزینه خرید تجهیزات فرایند تقریباً ثابت ماند و حدوداً درصد کاهش داشت.

جدول ۱۰. هزینه خرید تجهیزات فرایند

تجهیز	فرایند اولیه	فرایند بهینه
کمپرسور اول (\$))	۱۲۴۵۰۶۶/۹	۱/۱۶۵۳۰۳۳
کمپرسور دوم (\$))	۲۰۰۱۸۳۶/۶	۲/۱۵۵۵۱۰۸
مبدل حرارتی (\$))	۲۲۲۰۳۲۷/۵	۵/۲۲۶۲۷۴۲
کولر هوایی اول (\$))	۹۸۰۶۱/۱	۸/۱۰۴۲۹۸
کولر هوایی دوم (\$))	۱۴۹۸۹۷/۲	۱/۹۸۰۶۱
کل هزینه (\$))	۵۷۱۵۱۸۹/۵	۵۶۷۳۲۴۴

نتیجه‌گیری

فرایند پریکو شبیه‌سازی شده در محیط اسپن هایسیس توسط الگوریتم ژنتیک بهینه‌سازی شد. با بهینه‌سازی فرایند، مجموع انرژی مصرفی کمپرسورها به ۸/۱۴۱۳ کیلووات رسید و انرژی مصرفی ویژه ۸۶/۱۰ درصد کاهش یافت. همچنین بازده انرژی و نسبت تخریب انرژی فرایند بهینه به ترتیب حدود ۵ درصد افزایش و ۳ درصد کاهش یافت. ضریب عملکرد آن نیز ۶/۹ درصد افزایش یافت. بهینه‌سازی انرژی مصرفی کمپرسورها، باعث کاهش حداقل دمای نزدیکی مبدل، افزایش سطح تبادل حرارت مبدل و در نتیجه گران‌شدن تجهیز شد. با افزایش فشار عملیاتی جریان مبرد در نتیجه بهینه‌سازی نیز هزینه کمپرسور افزایش یافت. به دلیل کاهش انرژی مصرفی کمپرسورها، هزینه خرید آن‌ها کاهش یافت؛ اما در نهایت مجموع هزینه‌ها تقریباً بدون تغییر ماند. در بین تجهیزات فرایند بهینه، نسبت تخریب انرژی مبدل حرارتی بیشترین مقدار و حدود ۳۰ درصد محاسبه شد که دلیل آن، وجود جریان‌های متعدد و اختلاف دمایی میان آن‌ها در نظر گرفته شد. به دلیل گرادیان دمایی چشمگیر در کولرهای هوایی،

objectives, Computers and Chemical Engineering, 41 (2012) 123-133.

[7] Khan M.S., Lee S., Rangaiah G.P., Lee M., Knowledge based decision making method for the selection of mixed refrigerant systems for energy efficient LNG processes, Applied Energy, 111 (2013) 1018-1031.

[8] Wahl P.E., Lovseth S.W., Molnvik M.J., Optimization of a simple LNG process using sequential quadratic programming, Computers and Chemical Engineering, 56 (2013) 27-36.

[9] Xu X., Liu J., Jiang C., Cao L., The correlation between mixed refrigerant composition and ambient conditions in the PRICO LNG process, Applied Energy, 102 (2013) 1127-1136.

[10] Xu X., Liu J., Cao L., Optimization and analysis of mixed refrigerant composition for the PRICO natural gas liquefaction process, Cryogenics, 59 (2014) 60-69.

[11] Morosuk T., Tesch S., Hiemann A., Tsatsaronis G., Bin Omar N., Evaluation of the PRICO liquefaction process using exergy-based methods, Journal of Natural Gas Science and Engineering, 27 (2015) 23-31.

[12] Na J., Lim Y., Han C., A modified DIRECT algorithm for hidden constraints in an LNG process optimization, Energy, 126 (2017) 488-500.

[۱۳] عبداللهی دمنه ف.، ارائه یک فرآیند جدید مایع‌سازی گاز طبیعی با استفاده از تحلیل هم‌زمان پینچ و اکسرژی، پایان‌نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه تهران، ایران (۱۳۹۴).

[۱۴] حسینی م.، طراحی و بهینه‌سازی فرآیند یکپارچه تولید NGL و LNG، پایان‌نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه تهران، ایران (۱۳۹۳).

[۱۵] کمالی‌نژاد م.، اصلاح ساختار چرخه‌های سرمایه‌گذاری عمیق چند طبقه‌ای و چند جزئی واحدهای LNG برای کاهش مصرف انرژی و سرمایه‌گذاری از طریق تحلیل‌های مفهومی (پینچ و اکسرژی) با ابزار ریاضیات غیر خطی گسسته (MINLP)، پایان‌نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی، ایران، (۱۳۹۳).

[۱۶] نوبیجاری م.، "ارائه‌ی یک فرآیند جدید برای تولید LNG با استفاده از سامانه‌های سرمایه‌گذاری جذبی با هدف کاهش انرژی موردنیاز"، پایان‌نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه تهران، ایران (۱۳۹۵).

بازده اکسرژی آن‌ها مقدار پایینی (برای کولر هوایی اول و دوم به ترتیب ۲۳ درصد و ۳۷ درصد) به دست آمد.

علائم و نشانه‌ها

AC: کولر هوایی

C: کمپرسور

E: مبدل حرارتی

JT: شیر فشارشکن

kft²: هزار فوت مربع

V: جداکننده عمودی

\$. دلار

η: نسبت تخریب اکسرژی

ε: بازده اکسرژی

زیرنویس‌ها

Comp: کمپرسور

D: تخریب

F: سوخت

k: تجهیز مدنظر

MSHE: مبدل حرارتی چندجریانه

مراجع

[1] نیک آذر م.، کی نژاد ک.، "نف و گاز پیدایش - پالایش"، تهران: علوم کاربردی (۱۳۹۱).

[۲] اسلم‌بخش ا.، بررسی فنی - اقتصادی فرآیندهای SMR و N2 Expansion برای تولید LNG در مقیاس کوچک، پایان‌نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه تهران، ایران (۱۳۹۳).

[3] Aspelund A., Gundersen T., Myklebust J., Nowak M.P., Tomasgard A., An optimization-simulation model for a simple LNG process, Computers and Chemical Engineering, 34 (2010) 1606-1617.

[4] Mokarizadeh Haghghi Shirazi M., Mowla D., Energy optimization for liquefaction process of natural gas in peak shaving plant, Energy, 35 (2010) 2878-2885.

[5] Alabdulkarem A., Mortazavi A., Hwang Y., Radermacher R., Rogers P., Optimization of propane pre-cooled mixed refrigerant LNG plant, Applied Thermal Engineering, 31 (2011) 1091-1098.

[6] Hatcher P., Khalilpour R., Abbas A., Optimisation of LNG mixed-refrigerant processes considering operation and design

nitrogen dual expander process for liquefaction of natural gas, *Energy*, 168 (2019) 542-557.

[۲۱] فلسفی م., بهبود ساختاری فرآیند مایع‌سازی گاز طبیعی (LNG) به روش مبرد آمیخته تک مرحله‌ای با هدف بهبود راندمان، پایان‌نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه تهران، ایران (۱۳۹۶).

[21] Towler G., Sinnott R., *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, 2nd ed., Butterworth-heinemann (2013).

[22] Aslambakhsh AH., Moosavian MA., Amidpour M., Hosseini M., AmirAfshar S., Global cost optimization of a mini-scale liquefied natural gas plant. *Energy*, 148 (2018) 1191-200.

[23] Couper J.R., Penney W.R., Fair J.R., Walas S.M., *Chemical process equipment: selection and design*, 3rd., Butterworth-heinemann (2010).

[17] Vatani A., Mehrpooya M., Tirandazi B., A novel process configuration for co-production of NGL and LNG with low energy requirement, *Chemical engineering and processing: process intensification*, 63 (2013) 16-24.

[18] The Linde Group, Small-Medium Scale LNG Technology, Economics, Transportation, and Receiving Terminal, <http://docplayer.net/33970819-The-linde-group-small-medium-scale-lng-technology-economics-transportation-and-receiving-terminal.html> (14.6.2018).

[19] Palizdar A., Sadrameli S.M., Conventional and advanced exergoeconomic analyses applied to ethylene refrigeration system of an existing olefin plant, *Energy Conversion and Management*, 138 (2017) 474-485.

[20] Palizdar A., Ramezani T., Nargessi Z., AmirAfshar S., Abbasi M., Vatani A., Advanced exergoeconomic evaluation of a mini-Scale

Investigation on LNG Plant in Small Scale

Samira Ahmadi, M. R. Jafari Nasr*

Department of Chemical Engineering, Faculty of Oil and Chemical Engineering,
Science and Research Branch, Islamic Azad University, Tehran, Iran.

*Corresponding Author, Email: nasrmrj@ripi.ir

Abstract

In this study, the process of single stage mixed natural gas liquefaction is reviewed, then process energy optimization and economic analysis are followed. The effect of specific energy consumption optimization on the costs of cooling equipment was investigated. The basis of this study is PRICO process and due to some limitations and concerns for Iran, it is tried to develop a new modified process so that the available process restrictions would expel and finally the recommended process optimized by genetic algorithm. Mole flow of refrigerant, low pressure and high pressure of refrigerant in the cycle, are the most important operational parameters that were selected by sensitivity analysis. The total energy consumption of compressors reached 1413.8 kW and decreased by 11 percent. Results showed optimization of the specific energy consumption increases the cost of the heat exchanger, due to the reduction of heat exchanger temperature driving force and need to higher heat transfer area. However, the operating cost of compressors can be reduced.

Keywords: PRICO process, Optimization, Genetic Algorithm, Exergy Analysis, Equipment Cost.