

## یکپارچه‌سازی حرارتی دو فرآیند زیر دمای محیط مایع‌سازی گاز طبیعی و جداسازی برودتی هوا

وحید یاری‌جانی<sup>۱</sup>، نسیم طاهونی<sup>۱\*</sup>، محمدحسن پنجه‌شاهی<sup>۱</sup>، مژگان عباسی<sup>۲</sup>

۱. دانشکده مهندسی شیمی، دانشکدگان فنی، دانشگاه تهران، تهران، ایران  
۲. انستیتو مهندسی نفت، دانشکده مهندسی شیمی، دانشکدگان فنی، دانشگاه تهران، تهران، ایران

### چکیده

هدف این تحقیق ارائه طراحی جدید یکپارچه برای دو واحد مایع‌سازی گاز طبیعی و جداسازی هوای دو برج هر یک با ظرفیت ۶۰۰۰۰ کیلوگرم بر ساعت است. ابتدا هر یک از این دو واحد منتخب، شبیه‌سازی و با هدف کاهش هزینه‌های کلی سالانه، با استفاده از الگوریتم ژنتیک بهینه شدند. سپس جریان‌های دو فرآیند پایه از نظر حرارتی بررسی شده و پس از مشخص کردن جریان‌های موجود در ناحیه انتقال حرارت فرآیندی، طرحی برای یکپارچه‌سازی فرآیندها ارائه شد. نتایج تحلیل حساسیت در واحد یکپارچه نشان داد که افزایش فشار خروجی کمپرسور C-5، افزایش فشار خروجی شیر فشارشکن VLV-5 و افزایش شدت جریان ایزوپنتان مبرد، هزینه‌های سالانه را کاهش و افزایش شدت جریان دیگر اجزای مبرد هزینه‌های سالانه را افزایش می‌دهد. در مرحله بعدی فرآیند یکپارچه در نرم‌افزار متلب بهینه شد. نتایج نشان داد با یکپارچه‌سازی و استفاده بهینه از انرژی‌های موجود، مقدار کار مصرفی از ۴۶/۶ به ۴۸/۵ مگاوات افزایش می‌یابد که باعث افزایش ۴ درصدی هزینه عملیاتی کمپرسورها می‌شود؛ مقدار هزینه سرمایه‌گذاری از ۲۴۵/۲ به ۲۱۸ میلیون دلار (۱۱ درصد) کاهش می‌یابد؛ و میزان هزینه کل سالانه ۱/۲ میلیون دلار در سال کاهش می‌یابد.

### مشخصات مقاله

تاریخچه مقاله:

دریافت: ۶ بهمن ۱۴۰۱

دریافت پس از اصلاح: ۲۸ اسفند ۱۴۰۱

پذیرش نهایی: ۱۶ فروردین ۱۴۰۲

کلمات کلیدی:

واحد جداسازی هوا  
مایع‌سازی گاز طبیعی  
بهینه‌سازی  
یکپارچه‌سازی حرارتی

\* عهده دار مکاتبات

ntahuni@ut.ac.ir

حقوق ناشر محفوظ است.

## ۱- مقدمه

با توجه به افزایش روز افزون تعداد واحدهای صنعتی، نیاز به مواد اولیه و سوخت در این صنایع نیز رو به افزایش است. گاز طبیعی مایع با توجه به آلاینده‌گی کم یکی از بهترین سوخت‌ها برای استفاده در صنایع فرایندی است. از این رو فرآیند مایع‌سازی گاز طبیعی<sup>۱</sup> - متداول‌ترین فرآیند برای انتقال گاز طبیعی به فواصل دور و مناطقی که امکان انتقال با خط لوله وجود ندارد - از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است. همچنین اجزای موجود در هوا از قبیل اکسیژن و نیتروژن به‌عنوان مواد اولیه کلیدی در بسیاری از صنایع استفاده می‌شوند. در بین فرآیندهای جداسازی اجزای هوا نیز روش جداسازی اجزای هوا<sup>۲</sup> با روش تقطیر برودتی مؤثرترین راه برای تولید اکسیژن و نیتروژن با خلوص بالا است. بنابراین با توجه به اهمیت دو فرآیند فوق، طراحی فرآیند یکپارچه آنها و کاهش هزینه‌ها برای واحد یکپارچه از اهمیت بالایی برخوردار است.

تو و لی [۱] یک فرآیند یکپارچه برای دو واحد مایع‌سازی گاز طبیعی و جداسازی هوا ارائه دادند. در این تحقیق بر اساس روش‌های مختلف سردسازی، سه طرح یکپارچه‌سازی مختلف برای این دو فرآیند ارائه و بررسی شد. در ساده‌ترین حالت، سرمایه موردنیاز برای مایع‌سازی گاز طبیعی با استفاده از یک سامانه دو مرحله‌ای تراکم-منبسط‌سازی (که بر روی جریان نیتروژن محصول واحد جداسازی هوا بسته شده است) و همچنین گرم کردن محصولات تا دمای محیط در مبدل اصلی تأمین شد. آنها به کمک تحلیل اکسرژی، تأثیر نسبت جریان عبوری از میان منبسط‌کننده دو مرحله‌ای بر روی میزان هدررفت اکسرژی را بررسی کردند. نتایج تحلیل اکسرژی نشان داد که زمانی که نسبت شدت جریان حجمی توربین دو مرحله‌ای از ۰/۵ به ۲ تغییر می‌کند، میزان هدررفت اکسرژی در مبدل حرارتی ۷۸ درصد کاهش می‌یابد. وطنی و همکاران [۲] به تحلیل اکسرژی پیشرفته برای فرآیندهای مختلف مبرد آمیخته تولید گاز طبیعی مایع با بازده بالا پرداختند. فرآیندها عبارت از فرآیند SMR-APCI، فرآیند C3MR-Linde، فرآیند DMR-APCI و فرآیند MFC-Linde بودند. نتایج تحقیق آنها نشان داد که بازده اکسرژی این فرآیندها به ترتیب برابر ۴۵/۹، ۵۰/۹۸، ۴۸/۷۸ و ۵۱/۸۲ می‌باشد. مهرپویا و همکاران [۳] به بررسی یک فرآیند جدید برای یکپارچه‌سازی فرآیندهای هوای برودتی با یک چرخه تولید توان پرداختند که در آن از انرژی

سرد گاز طبیعی مایع استفاده شد. نتایج نشان داد که استفاده از انرژی سرد گاز طبیعی باعث کاهش انرژی مصرفی تا ۳۸/۵ درصد می‌شود. همچنین این یکپارچه‌سازی باعث افزایش بازده انرژی و اکسرژی به ترتیب به میزان ۵۹/۴ و ۶۷/۱ درصد شد. مروسوک و همکاران [۴] به ارزیابی و بهینه‌سازی فرآیند پریکو (فرآیند تولید گاز طبیعی مایع) پرداختند. هدف از تحقیق آنها مشخص کردن پارامترهای مهم برای بهبود این فرآیند و استفاده از تحلیل اکسرژی برای بهبود بخشیدن فرآیندهای تولید گاز طبیعی مایع بود. نرخ هدررفت اکسرژی در مبدل حرارتی نشان داد که ۴۵ درصد از کل میزان انرژی مصرف شده در فرآیند در این قسمت هدر می‌رود. نتایج تحلیل اقتصادی آنها نشان داد که تقریباً ۹۱ درصد از کل هزینه ساخت، مربوط به کمپرسورهای موجود، ۵ درصد مربوط به مبدل‌های حرارتی، ۳ درصد مربوط به کندانسورها و کولرها و ۱ درصد مربوط به شیر فشارشکن است. ابراهیمی و همکاران [۵] به بررسی اقتصادی، انرژی و اکسرژی روی یک واحد جداسازی هوای دوبرجه پرداختند. در تحلیل اکسرژی، میزان اکسرژی و هدررفت آن برای همه جریان‌ها و تجهیزات محاسبه شد و نتایج تحقیق آنها مشخص کرد که دو بخش فشرده‌سازی هوا (کمپرسورها و خنک‌کننده‌های داخلی) و برج‌های تقطیر دارای بیشترین میزان برگشت‌ناپذیری (هدررفت اکسرژی) در کل سامانه با میزان ۳۴/۴ و ۵۲/۸۹ درصد بودند، که استفاده از کمپرسورهای با بازده بالاتر باعث کاهش میزان این برگشت‌ناپذیری می‌شود. هی و همکاران [۶] اثر انتخاب اجزای مبرد آمیخته را بر روی عملکرد اکسرژی و انرژی فرآیند گاز طبیعی بررسی کردند. آنها به بررسی تأثیر ۴ جریان مبرد مختلف با تعداد اجزای ۳ تا ۶ به منظور کاهش میزان مصرف انرژی و افزایش بازده اکسرژی پرداختند. نتایج مطالعه آنها نشان داد که میزان مصرف انرژی برای مبردهای با تعداد اجزای ۳، ۴، ۵ و ۶ به ترتیب، ۰/۷۲۱، ۰/۴۰۳، ۰/۳۹۲ و ۰/۳۴۳ می‌باشد. همچنین میزان بازده اکسرژی برای مبردهای مختلف به ترتیب ۳۶/۷۴، ۵۵/۳۹، ۵۶/۴۴ و ۶۱/۶۶ درصد محاسبه شد.

قاضی‌خانی و همکاران [۷] به بررسی ایده افزودن گاز طبیعی فشرده به مبدل اصلی واحد جداسازی هوا با در نظر گرفتن بازده واحد به عنوان تابع هدف پرداختند. نتایج نشان داد که شدت جریان ۱ کیلوگرم بر ساعت هوای خشک توانایی مایع‌سازی ۰/۰۲۷-۰/۰۱۳ کیلوگرم بر ساعت گاز طبیعی را بسته به شرایط عملیاتی مختلف دارد. همچنین در مقایسه با

<sup>1</sup> Natural Gas Liquefaction<sup>2</sup> Air Separation Unit

- با توجه به استاندارد JGC<sup>3</sup>، دمای خروجی از کمپرسورها کمتر از ۱۵۰ درجه سانتی گراد و حداکثر نسبت فشار خروجی به ورودی ۴ در نظر گرفته شد.

- در مبدل‌های پره-صفحه‌ای حداقل اختلاف دما برابر با ۳ درجه سانتی گراد در نظر گرفته شد.

- از افت فشار در مبدل‌ها صرف نظر شد.

در مرحله دوم، بهینه‌سازی هر کدام از واحدها با اتصال بین شبیه‌ساز و نرم‌افزار متلب و از طریق تابع *Activex* انجام می‌شود. تابع هدف، هزینه کل سالانه است که از طریق الگوریتم ژنتیک کمینه می‌شود. این الگوریتم یک روش حل برای مسائل بهینه‌سازی محدود و نامحدود برپایه فرآیند انتخاب طبیعی است که با اصلاح جمعیت بهینه‌سازی را انجام می‌دهد. الگوریتم ژنتیک در هر مرحله از انتخاب جمعیت، به صورت تصادفی والدین را انتخاب کرده و با ترکیب آنها جمعیت فرزندان را برای نسل بعدی ایجاد می‌کند. طی انتخاب والدین و ایجاد جمعیت فرزندان، جمعیت به سمت یک راه‌حل (پاسخ) بهینه حرکت می‌کند. برای انتخاب درست هر جمعیت در مسائل، ایجاد جمعیت بهتر و جلوگیری از حرکت پاسخ به سمت نقاط بهینه محلی پارامترهایی در الگوریتم ژنتیک وجود دارد که از مهمترین آنها می‌توان به تعداد نسل<sup>۴</sup>، تعداد جمعیت<sup>۵</sup>، تقاطع<sup>۶</sup> و جهش<sup>۷</sup> اشاره نمود. در هر مرحله انتخاب والد می‌تواند کاملاً تصادفی یا بر اساس شایستگی آنها باشد. جست‌وجو برای انتخاب والدین باید در فضایی گسترده و دقیق صورت گیرد [۱۰]. جدول (۱) پارامترهای در نظر گرفته شده الگوریتم ژنتیک در این پژوهش را نشان می‌دهد.

جدول (۱) پارامترهای الگوریتم ژنتیک

مقدار	مشخصه
۲۰۰	تعداد نسل‌ها (حداکثر)
۷۰	تعداد اعضای جمعیت
Scattered	تابع تقاطع
۰/۸	کسر تقاطع <sup>۸</sup>
Uniform	نوع جهش
۰/۰۵	احتمال جهش <sup>۹</sup>

فرآیند پایه برگشت‌ناپذیری مبدل اصلی واحد جدید در حدود ۵ تا ۱۱ درصد کاهش، و بازده اکسرژی فرآیند نیز حدود ۳۵ تا ۶۰ درصد در شرایط عملیاتی مختلف افزایش یافت. فرامرزی و همکاران [۸] به اصلاح و بهینه‌سازی یک چرخه مایع‌ساز هیدروژن مجهز به سیستم تبخیر مجدد گاز طبیعی پرداختند. آنها برای بالا بردن کارایی بالاتر از چرخه مبرد پریکو و چرخه مبرد ترکیبی استفاده کرده و سپس تحلیل انرژی، اکسرژی و اقتصادی را برای طرح جدید انجام دادند. نتایج تحقیق آنها نشان داد که در چرخه مایع‌سازی هیدروژن به ظرفیت ۱۴ تن در ساعت میزان مصرف انرژی ویژه ۱۵٪ و دوره برگشت سرمایه ۲۰٪ کاهش می‌یابد. یاری‌جانی و همکاران [۹] یک طرح جدید برای یکپارچه‌سازی دو واحد جداسازی هوا و مایع‌سازی گاز طبیعی ارائه دادند.

با بررسی مطالعات انجام شده در بالا می‌توان دریافت که دو فرآیند زیر دمای محیط و انرژی‌بر مایع‌سازی گاز طبیعی و جداسازی هوا هر کدام به تنهایی دارای پتانسیل صرفه‌جویی انرژی و بهبود هستند. تحقیقات محدودی در مورد یکپارچه‌سازی این دو واحد در دسترس است. به نظر می‌رسد با توجه به مقدار کار مصرفی بالای هر کدام از این فرآیندها با یکپارچه‌سازی حرارتی این دو واحد بتوان میزان هزینه‌های ثابت و عملیاتی را کاهش داد. در تحقیقات بررسی شده که به یکپارچه‌سازی دو واحد مایع‌سازی گاز طبیعی و جداسازی هوای برودتی پرداختند از انرژی تبخیر مجدد اجزای هوا و گاز طبیعی به‌عنوان منبع سرد استفاده شده است و محصولات عمدتاً به‌صورت گازی هستند. در تحقیق حاضر برای نخستین بار یکپارچه‌سازی دو واحد مرجع برای تولید گاز طبیعی، اکسیژن و نیتروژن مایع بررسی خواهد شد.

## ۲- روش تحقیق

در این تحقیق فرآیند جدیدی ارائه خواهد شد که در آن مایع‌سازی گاز طبیعی و جداسازی اجزای هوا از نظر حرارتی یکپارچه شده و سپس تأثیرات این یکپارچه‌سازی مطالعه خواهد شد. انجام کار این تحقیق شامل ۴ مرحله است.

در مرحله اول، شبیه‌سازی این دو واحد با استفاده از نرم‌افزار اسپن هایسیس و با فرضیات زیر انجام می‌شود.

- معادله حالت پنگ - رابینسون استفاده می‌شود.
- خوراک هر دو فرآیند عاری از ناخالصی است.

<sup>3</sup> Japan Gasoline Company

<sup>4</sup> Generation

<sup>5</sup> Population

<sup>6</sup> Crossover

<sup>7</sup> Mutation

<sup>8</sup> Crossover Fraction

<sup>9</sup> Mutation Probability

توسط شاخص هزینه به روزرسانی شدند. رابطه (۲) نحوه به روزرسانی هزینه‌ها را نشان می‌دهد.

$$C_p = \left( \frac{\text{شاخص هزینه به روز}}{\text{شاخص هزینه پایه}} \right) \times \text{هزینه پایه} \quad (2)$$

جدول (۲) روابط محاسبه هزینه خرید تجهیزات [۱۲، ۱۳، ۱۴]

روابط محاسبه هزینه خرید	تجهیز
$C_p = 580000 + 20000 P^{1/6}$ P: کار مصرفی (kW)	کمپرسور [۱۲]
$C_p = 32800 (A/80)^{0.68}$ A: سطح (m <sup>2</sup> )	مبدل پوسته و لوله [۱۳]
$C_p = 8880 A^{0.42}$ A: سطح (ft <sup>2</sup> )	مبدل صفحه‌ای [۱۴]
$C_p = 11600 + 34 W^{0.9}$ W: وزن تجهیز (kg)	تجهیزات تحت فشار [۱۲]
$C_p = 8000 + 240 P^{0.9}$ P: کار مصرفی (kW)	پمپ [۱۲]
$C_c = C_s + C_T$ C <sub>s</sub> : هزینه بدنه، C <sub>T</sub> : هزینه سینی	برج تقطیر [۱۵]
$C_s = 1780 (L^{0.87})(D^{1/23})[2/86 + 1/694 F_M (10/0.1 - 7/40.8 (LnP) + 1/395 (LnP)^2)]$ L: طول برج (m), D: قطر برج (m), P: فشار برج (kPa), F <sub>M</sub> : فاکتور جنس	
$C_T = (193/0.4 + 22/72 D + 60/38 D^2) N$ D: قطر سینی (m), N: تعداد سینی	

### ۲-۳- هزینه سرمایه‌گذاری سالانه و هزینه عملیاتی

این قسمت شامل هزینه‌های مستقیم و غیرمستقیم است. این هزینه‌ها شامل هزینه‌های خرید و نصب تجهیزات فرآیندی، هزینه خطلوله‌ها، هزینه ابزار دقیق و تجهیزات برقی و کنترلی، هزینه مهندسی و هزینه‌های متفرقه است. روابط (۳) و (۴) برای سالانه کردن هزینه‌ها استفاده می‌شوند [۶].

$$\text{Annualization Factor} = \frac{i(1+i)^{Y_{proj}}}{(1+i)^{Y_{proj}} - 1} \quad (3)$$

$$i = \frac{j-f}{1+f} \quad (4)$$

در روابط فوق (i) نرخ واقعی بهره بانکی و (Y<sub>proj</sub>) عمر مفید فرآیندها می‌باشد، (f) نرخ تورم سالانه و (j) نرخ اسمی بهره بانکی می‌باشند که مقادیر آن‌ها به ترتیب ۱۷ و ۲۰ درصد در نظر گرفته شد. بنابراین مقدار ضریب سالانه برابر با ۰/۰۶۴۵ در نظر گرفته شده است. همچنین هزینه‌های سرمایه‌گذاری

در مرحله سوم، برای بررسی حرارتی جریان‌های فرآیندی واحدها، جریان‌ها به نرم‌افزار اسپن انرژی وارد شده و تحلیل لازم برای یکپارچه‌سازی حرارتی بر روی آنها صورت می‌گیرد. با رسم منحنی مرکب کل<sup>۱۰</sup> برای جریان‌های اصلی این دو واحد، تعیین میزان انرژی‌های سرد و گرم مورد نیاز و مطالعه بر روی ناحیه انتقال حرارت فرآیندی، یک پیکربندی مناسب برای فرایند یکپارچه از نظر حرارتی ارائه خواهد شد.

در مرحله چهارم، واحد یکپارچه پیشنهادی از نظر اقتصادی بهینه خواهد شد.

### ۳- محاسبات اقتصادی

در این تحقیق به محاسبه و تحلیل هزینه‌های کلی سالانه<sup>۱۱</sup> فرآیندهای مورد بررسی پرداخته می‌شود. به این منظور هزینه‌های سامانه در طول عمر مفید پیش‌بینی شده محاسبه می‌شود. این هزینه‌ها شامل هزینه سرمایه‌گذاری سالانه<sup>۱۲</sup> (C<sub>cap</sub>)، که قسمت عمده آن را هزینه خرید و نصب تجهیزات فرآیندی تشکیل می‌دهد، هزینه سالانه تعمیرات<sup>۱۳</sup> (C<sub>main</sub>)، هزینه تعویض تجهیزات<sup>۱۴</sup> (C<sub>rep</sub>) و هزینه عملیاتی (سالانه)<sup>۱۵</sup> (C<sub>aope</sub>) فرآیند می‌باشند. در این تحقیق عمر مفید فرآیندها ۲۰ سال فرض شد. بنابراین هزینه تعویض تجهیزات در نظر گرفته نشده است. رابطه (۱) نحوه محاسبه هزینه‌های کلی سالانه را نشان می‌دهد [۱۱].

$$TAC = C_{cap}(\text{components}) + C_{main} \quad (1)$$

$$(\text{components}) + C_{aope}(\text{Labor, Power and Insurance Cost})$$

### ۳-۱- هزینه خرید تجهیزات

با توجه به این موضوع که هزینه خرید تجهیزات برای هر واحد فرآیندی سهم قابل توجهی از هزینه‌های سرمایه‌گذاری را به خود اختصاص می‌دهد، لذا محاسبه دقیق این هزینه‌ها از اهمیت زیادی برخوردار است. در این تحقیق برای محاسبه هزینه‌های خرید تجهیزات فقط تجهیزات اصلی لیست شده در جدول (۲) در نظر گرفته شده‌اند [۱۲، ۱۳، ۱۴]. همچنین با توجه به این که این روابط و ضرایب آن‌ها هر یک برای سال خاصی نوشته شده است، لذا هزینه خرید پس از محاسبه،

<sup>10</sup> Grand Composite Curve

<sup>11</sup> Total Annualized Cost

<sup>12</sup> Annualized Capital Cost

<sup>13</sup> Annualized Maintenance Cost

<sup>14</sup> Annualized Replacement Cost

<sup>15</sup> Annualized Operating Cost

## یکپارچه سازی حرارتی دو فرآیند زیر دمای محیط مایع سازی گاز طبیعی و جداسازی برودتی هوا

فشرده سازی در کمپرسور C-4 وارد مبدل PE-1 می شود. جریان خروجی از مبدل که جریانی با دمای ۱۸۰/۶- و فشار ۴/۲ بار است محصول نیتروژن مایع واحد (LN2) خواهد بود.

جدول (۳) مشخصات جریان های واحد جداسازی هوا

شماره جریان	شدت جریان (kg/h)	دما (°C)	فشار (kPa)	آنتالپی (kJ/kg)	ترکیب درصد مولی		
					Ar	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
۱	۶۰۰۰	۲۵	۱۰۱/۳	-۰/۲۸	۰/۷۸	۰/۲۱	۰/۰۱
۲	۶۰۰۰	۱۴۳	۲۶۸	۱۱۹/۶	۰/۷۸	۰/۲۱	۰/۰۱
۳	۶۰۰۰	۳۰	۲۶۸	۴/۳	۰/۷۸	۰/۲۱	۰/۰۱
۴	۶۰۰۰	۱۴۳/۳	۶۴۹	۱۱۹/۴	۰/۷۸	۰/۲۱	۰/۰۱
۵	۶۰۰۰	۳۰	۶۴۹	۳/۳	۰/۷۸	۰/۲۱	۰/۰۱
۶	۴۰۸۰	۳۰	۶۴۹	۳/۳	۰/۷۸	۰/۲۱	۰/۰۱
۷	۱۹۲۰	۳۰	۶۴۹	۳/۳	۰/۷۸	۰/۲۱	۰/۰۱
۸	۱۹۲۰	۱۱۳/۶	۱۲۱۰	۸۷/۹	۰/۷۸	۰/۲۱	۰/۰۱
۹	۱۹۲۰	۲۴/۷	۱۲۱۰	-۳/۶	۰/۷۸	۰/۲۱	۰/۰۱
۱۰	۱۹۲۰	-۱۶۳/۶	۱۲۱۰	-۳۲۲/۵	۰/۷۸	۰/۲۱	۰/۰۱
۱۲	۴۰۸۰	-۱۶۴/۱	۶۴۹	-۱۹۵/۶	۰/۷۸	۰/۲۱	۰/۰۱
۱۴	۳۶۱۰	-۱۷۲/۱	۶۴۹	-۳۷۴	۰/۶۵۹	۰/۳۲۶	۰/۰۱۵
۱۵	۳۶۱۰	۱۸۰/۳	۶۴۹	-۳۹۰/۱	۰/۶۵۹	۰/۳۲۶	۰/۰۱۵
۱۷	۴۹۴۰	۱۷۷/۷	۵۱۷	-۲۱۴/۷	۰/۹۵۴	۰/۰۴۲	۰/۰۰۴
۱۸	۲۳۸۹۰	-۱۸۵/۴	۵۱۷	-۴۰۴	۰/۹۵۴	۰/۰۴۲	۰/۰۰۴
LO <sub>2</sub>	۱۰۵۲۰	-۱۸۲/۷	۱۰۶	-۳۹۴/۹	-	۱	-
۲۱	۴۹۴۳۰	-۱۹۳/۹	۱۰۶	-۲۲۱/۴	۰/۹۳	۰/۰۶	۰/۰۱
۲۲	۴۹۴۳۰	-۱۷۵/۲	۱۰۶	-۲۰۲/۵	۰/۹۳	۰/۰۶	۰/۰۱
۲۳	۴۹۴۳۰	-۱۰۸/۹	۴۲۴	-۱۳۸/۵	۰/۹۳	۰/۰۶	۰/۰۱
LN <sub>2</sub>	۴۹۴۳۰	-۱۸۰/۶	۴۲۴	-۳۹۲/۳	۰/۹۳	۰/۰۶	۰/۰۱

جدول (۴) مقایسه جریان های مهم فرآیند مرجع با فرآیند پایه

نتایج شبیه سازی واحد جداسازی هوا در این تحقیق							
شماره جریان	دما (°C)	فشار (kPa)	آنتالپی (kJ/kg)	ترکیب درصد مولی			
				Ar	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	
پایین برج T-1	-۱۷۲/۱	۶۴۹	-۳۷۴	۰/۶۵۹	۰/۳۲۶	۰/۰۱۵	
بالای برج T-1	-۱۷۸/۳	۵۱۷	-۳۹۸/۱	۰/۹۵۴	۰/۰۴۲	۰/۰۰۴	
پایین برج T-2	-۱۸۲/۷	۱۰۶	-۳۹۴/۹	-	۱	-	
بالای برج T-2	-۱۹۳/۹	۱۰۶	-۲۲۴/۱	۰/۹۳	۰/۰۶	۰/۰۱	
نتایج شبیه سازی واحد جداسازی هوا در فرآیند مرجع [۱۲]							
شماره جریان	دما (°C)	فشار (kPa)	آنتالپی (kJ/kg)	ترکیب درصد مولی			
				Ar	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	
پایین برج T-1	-۱۷۱/۹	۶۴۹	-۳۷۸	۰/۶۳۹	۰/۳۴۷	۰/۰۱۴	
بالای برج T-1	-۱۷۸/۶	۵۱۷	-۳۹۲	۰/۹۷۸۷	۰/۰۱۶۸	۰/۰۰۴۵	
پایین برج T-2	-۱۸۲/۷	۱۰۶	-۴۰۱	-	۱	-	
بالای برج T-2	-۱۹۴/۲	۱۰۶	-۲۲۶/۸	۰/۹۴	۰/۰۴۷	۰/۰۱۳	

کلی<sup>۱۶</sup> برابر ۱۱۰ درصد هزینه های سرمایه گذاری لحاظ می شود [۶]. ضرایب مربوط به هزینه خطلوله، هزینه ابزار دقیق و تجهیزات برقی و کنترلی به ترتیب برابر ۶۰، ۳۶ و ۱۱ درصد و ضرایب برای هزینه های مهندسی و غیرمترقبه به ترتیب ۸ و ۱۵ درصد هزینه سرمایه گذاری در نظر گرفته شد. هزینه برق نیز ۰/۱۵ دلار برای هر کیلووات ساعت لحاظ می شود.

## ۴- فرآیند جداسازی هوا

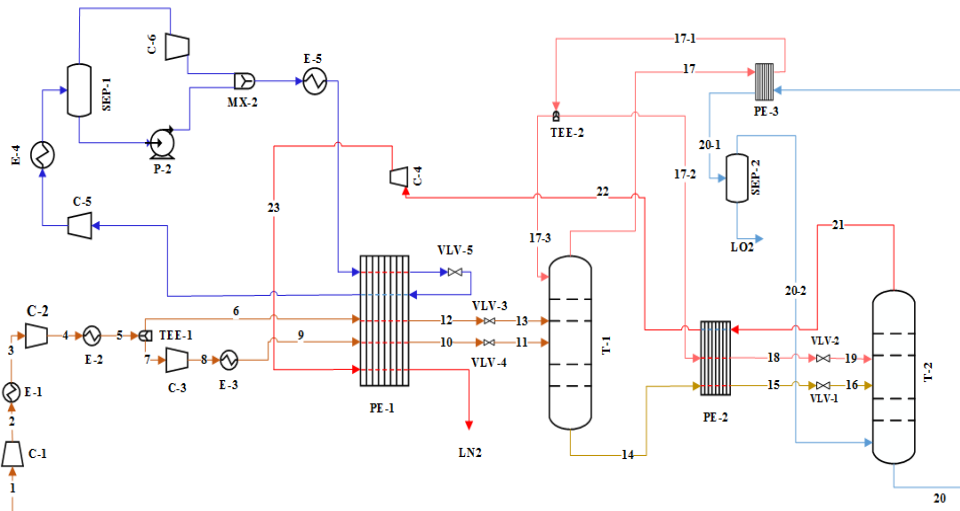
### ۴-۱- شرح فرآیند و شبیه سازی

در این واحد ابتدا هوا (جریان ۱) با دمای ۲۵ درجه سانتی گراد، فشار ۱۰۱/۳ کیلوپاسکال و دبی جرمی ۶۰۰۰۰ کیلوگرم بر ساعت وارد یک فرآیند فشرده سازی دو مرحله ای (C-1 و C-2) شده و حدوداً تا فشار ۶/۵ بار فشرده می شود. سپس قسمتی از این جریان وارد کمپرسور سوم (C-3) شده و تا فشار ۱۲ بار فشرده می شود. پس از فشرده سازی هردو جریان وارد مبدل اصلی واحد جداسازی هوا (PE-1) شده و تا دمایی پایین تر از ۱۶۰- درجه سانتی گراد سرد می شوند. سپس جریان ها از شیرهای فشارشکن VLV-3 و VLV-4 عبور کرده و به برج فشار بالا (T-1) که در فشار حدوداً ۵/۱ بار عمل می کند، وارد می شوند.

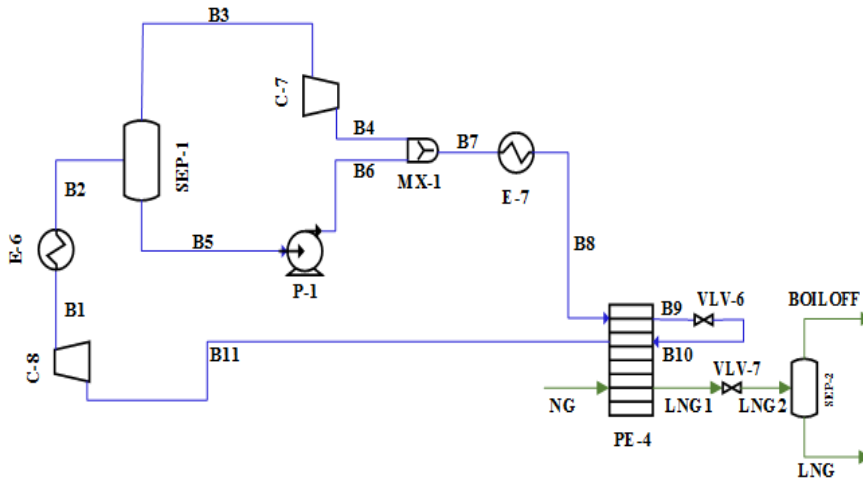
در برج اول جداسازی نسبی اجزای هوا انجام می شود. جریان خروجی از بالای این برج برای سرد شدن، تغییر فاز و تأمین جریان برگشتی برج وارد مبدل PE-3 می شود. در این مبدل این جریان با جریان مایع خروجی از برج دوم (T-2) تبادل حرارت کرده، سپس قسمتی از آن به عنوان جریان برگشتی به برج اول وارد شده و مابقی جریان به همراه جریان مایع خروجی از پایین برج اول وارد مبدل PE-2 می شود. این جریان ها پس از سرد شدن در این مبدل و عبور از دو شیر فشارشکن VLV-1 و VLV-2 به برج فشار پایین (T-2) که فشاری حدوداً برابر اتمسفریک دارد، وارد می شوند. در این برج جداسازی اجزا کامل می شود.

جریان مایع خروجی از پایین برج فشار پایین نیز در مبدل PE-3 دوفازی شده و بخش بخار آن برای تأمین بخار برج دوم وارد برج می شود. بخش مایع جریان در دمای ۱۸۲/۷- درجه سانتی گراد و فشار ۱۰۶ کیلوپاسکال محصول اکسیژن مایع (LO2) خواهد بود. جریان نیتروژن گازی خروجی از بالای این برج نیز برای تغییر فاز و تشکیل محصول مایع، پس از

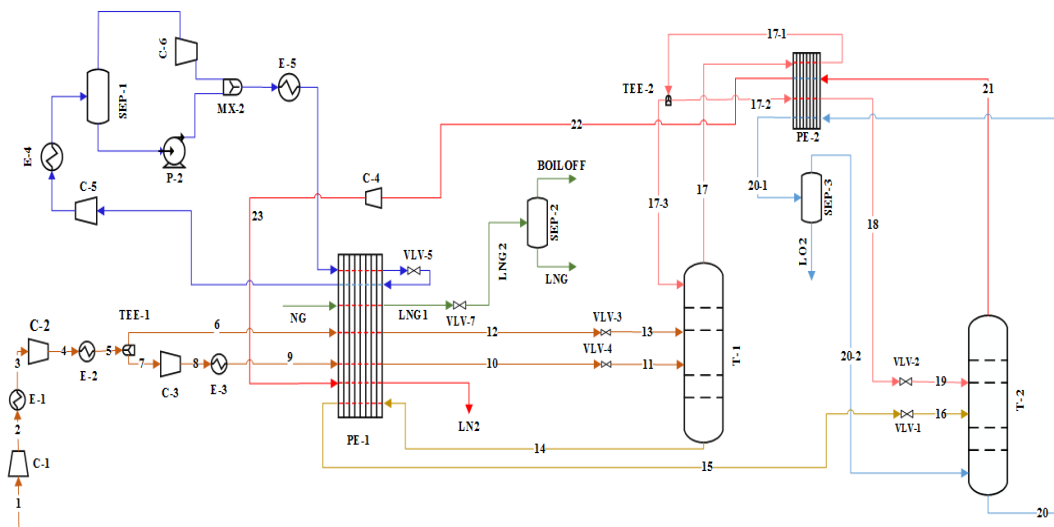
<sup>16</sup> Total Capital Cost



شکل (۱) نمودار جریان فرآیندی واحد جداسازی هوا



شکل (۲) نمودار جریان فرآیندی واحد مایع سازی گاز طبیعی



شکل (۳) نمودار جریان فرآیندی واحد یکپارچه

جدول (۷) هزینه‌های کلی سالانه واحد بهینه جداسازی هوا

نوع هزینه	هزینه (هزار دلار در سال)
	هزینه عملیاتی
هزینه برق	۳۴۹۸
حقوق و بیمه	۸۶۲۴
هزینه تعمیرات	۱۱۱۲۵
هزینه سرمایه‌گذاری کلی سالانه	۵۸۲۵۶
هزینه کلی سالانه (مجموع)	

شکل (۱) نمودار جریان فرآیندی و جدول (۳) نیز نتایج شبیه‌سازی جریان‌های واحد جداسازی هوا را نشان می‌دهند. پس از انجام شبیه‌سازی، برای اعتبارسنجی نتایج به دست آمده، به بررسی و مقایسه جریان‌های مربوط به برج‌ها با فرآیند واحد جداسازی هوای مرجع پرداخته می‌شود. جدول (۴) مقایسه نتایج بدست آمده را با فرآیند مرجع نشان می‌دهد.

#### ۲-۴- بهینه‌سازی فرآیند جداسازی اجزای هوا

در این مرحله، بهینه‌سازی اقتصادی واحد جداسازی هوا، انجام شد. جداول (۵) تا (۷) نتایج این محاسبات را نشان می‌دهند. تابع هدف، هزینه کلی سالانه و متغیرها، درصد ترکیب سیال سرماساز، فشار خروجی از C-5 و VLV-5 می‌باشند.

جدول (۵) هزینه خرید و نصب تجهیزات واحد بهینه جداسازی هوا

تجهیز	هزینه خرید (هزار دلار)	تجهیز	هزینه خرید (هزار دلار)
E-1	۲۵۲	C-3	۳۳۷۹
E-2	۲۵۳	C-4	۵۲۷۳
E-3	۱۴۲	C-5	۱۶۰۸۹
E-4	۵۶۲	C-6	۱۹۸۵۳
E-5	۷۸۶	P-2	۱۰۹
PE-1	۶۹۹۵	SEP-1	۱۰۹۶
PE-2	۵۰۵	SEP-2	۱۲۶
PE-3	۷۷۶	T-1	۱۰۴۲۷
C-1	۵۶۰۵	T-2	۴۷۰۷
C-2	۶۰۱۵		
جمع کل	۸۳۰۵۰		

#### ۵- واحد مایع سازی گاز طبیعی

##### ۱-۵- شرح فرآیند و شبیه‌سازی

گاز طبیعی (NG) با فشار ۶۰ بار، دمای ۲۰ درجه سانتی‌گراد و دبی جرمی ۶۰۰۰۰ کیلوگرم بر ساعت وارد مبدل اصلی فرآیند PE-4 شده و تا دمای ۱۵۳- درجه سانتی‌گراد سرد می‌شود. جریان مایع خروجی از مبدل PE-4 پس از عبور از شیر فشارشکن VLV-7 و کاهش فشار تا فشار محیط دوفازی شده و برای جداسازی فازها وارد جداکننده SEP-2 می‌شود. جریان مایع خروجی از جداکننده با دمای ۱۶۱/۳- درجه سانتی‌گراد و فشار اتمسفریک محصول واحد خواهد بود. سرمایش این فرآیند توسط یک چرخه سرماساز که روی مبدل اصلی عمل می‌کند، تأمین می‌شود. سیال سرماساز ترکیبی از نیتروژن، متان، اتان، پروپان و ایزوپنتان است و پس از فشرده‌سازی در دو کمپرسور C-8 و C-7 با فشار ۴۰ بار و دمای ۳۰ درجه سانتی‌گراد برای سرد شدن وارد مبدل PE-4 می‌گردد. این جریان پس از عبور از شیر فشارشکن VLV-6 برای تأمین سرمای فرآیند به مبدل بازگردانده می‌شود. شکل (۲) نمودار جریان فرآیندی و جدول (۸) نتایج شبیه‌سازی جریان‌های واحد مایع‌سازی گاز طبیعی را نشان می‌دهد.

پس از انجام شبیه‌سازی، دو پارامتر ضریب عملکرد و مصرف ویژه انرژی به منظور اعتبارسنجی محاسبه شدند.

با توجه میزان کار مصرفی کمپرسورها مقدار ضریب عملکرد فرآیند محاسبه شد. مقدار این شاخص برای فرآیند شبیه‌سازی شده برابر ۲/۷ شد که برای فرآیندهای میرد آمیخته تک‌مرحله‌ای عددی قابل قبول است.

مقدار مصرف ویژه انرژی محاسبه شده نیز برابر  $0.32 \text{ kWh/kg LNG}$  می‌باشد. این مقدار برای یک فرآیند LNG تک مرحله‌ای عدد کمی محسوب می‌شود [۱۰]. دلیل مقدار پایین این عدد برای فرآیند فوق، صرف نظر از افت فشار در مبدل‌های فرآیند است که منجر به کاهش نسبت

جدول (۶) هزینه سرمایه‌گذاری واحد بهینه جداسازی هوا

هزار دلار	نوع هزینه		هزینه سرمایه‌گذاری
۸۳۰۵۰	هزینه‌های خرید و نصب تجهیزات		
۲۴۹۱۵	لوله‌کشی	هزینه‌های مستقیم	
۴۵۶۸	تجهیزات برقی		
۱۴۹۴۹	ابزار دقیق و کنترل	هزینه‌های غیرمستقیم	
۱۰۱۹۹	مهندسی		
۱۹۱۲۲	متفرقه		
۱۵۶۸۰۳	مجموع		
۱۷۲۴۸۳	هزینه سرمایه‌گذاری کلی (۱/۱× هزینه سرمایه‌گذاری)		

جدول (۱۰) هزینه سرمایه‌گذاری واحد بهینه مایع‌سازی گاز طبیعی

هزار دلار	نوع هزینه	
۳۸۵۱۱	هزینه‌های خرید و نصب	
۱۱۵۵۳	لوله‌کشی	هزینه‌های مستقیم
۲۱۱۸	تجهیزات برقی	
۶۹۳۲	ابزار دقیق و کنترل	
۴۷۲۹	مهندسی	هزینه‌های غیرمستقیم
۸۸۶۷	متفرقه	
۷۲۷۱۰	مجموع	
۷۹۹۸۱	هزینه سرمایه‌گذاری کلی (۱/۱× هزینه سرمایه‌گذاری)	

جدول (۱۱) هزینه‌های کلی سالانه واحد مایع‌سازی گاز طبیعی

هزینه (هزار دلار در سال)	نوع هزینه	
۱۷۱۵۴	هزینه برق	هزینه عملیاتی
۱۵۰۲	حقوق و بیمه	
۳۶۳۶	هزینه تعمیرات	
۴۶۹۰	هزینه سرمایه‌گذاری کلی سالانه	
۲۶۹۸۲	هزینه کلی سالانه (مجموع)	

## ۶- یکپارچه‌سازی حرارتی

### ۶-۱- بررسی حرارتی جریان‌های دو واحد

شکل (۳) نمودار جریان فرآیندی واحد یکپارچه را نمایش می‌دهد. برای طراحی این واحد ابتدا جریان‌های گرم و سرد دو واحد فرآیندی در جدول (۱۲) معین شده است. اکثر جریان‌های موجود در دو فرآیند از نوع جریان گرم می‌باشند. مقدار کل آنتالپی جریان‌های گرم  $10^7 \times 9/8$  کیلوژول در ساعت بوده که از این مقدار  $10^7 \times 4/61$  کیلوژول در ساعت مربوط به واحد مایع‌سازی گاز طبیعی و باقیمانده مربوط به واحد جداسازی برودتی هوا می‌باشد. مقدار کل آنتالپی جریان‌های سرد نیز  $10^6 \times 9/57$  کیلوژول در ساعت است که مربوط به جریان تبخیرکننده برج دوم واحد جداسازی هوا و جریان محصول خروجی از بالای آن است.

برای یکپارچه‌سازی فرآیندها، جریان‌های موجود در شبیه‌ساز به محیط نرم‌افزار اسپن انرژی منتقل شدند. جریان‌های اصلی مشخص و منحنی مرکب کل جریان‌ها در حداقل اختلاف دمای ۳ درجه سانتی‌گراد مطابق با شکل (۴) رسم شد. با بررسی حرارتی جریان‌ها مشخص می‌شود که مقدار انتقال حرارت فرآیندی برای طرح یکپارچه حدوداً برابر  $10^6 \times 9$  کیلوژول بر ساعت می‌باشد. با توجه به شکل (۴)، فرآیند یکپارچه از نوع آستانه است و مقدار سرویس‌جانبی

فشرده‌سازی در کمپرسورها خصوصاً کمپرسورهای چرخه سرماساز می‌شود.

جدول (۸) مشخصات جریان‌های واحد مایع‌سازی گاز طبیعی

شماره جریان	شدت جریان (kmol/h)	دما (°C)	فشار (kPa)	آنتالپی (kJ/kg)	ترکیب درصد مولی
B1	۶۸۸۰	۱۰۸/۲	۱۰۰۰	-۲۳۴۳	متان (۳۱/۸)، اتان (۳۵/۹)، پروپان (۳۱/۵)، ایزوپنتان (۱۱/۴)، نیترژن (۱۰/۳)
B2	۶۸۸۰	۳۰	۱۰۰۰	-۲۵۱۲	
B3	۶۸۸۰	۳۰	۱۰۰۰	-۲۵۱۰	
B4	۶۸۸۰	۱۱۸	۴۰۰۰	-۲۳۷۵	
B5	۲۰۰	۳۰	۱۰۰۰	-۲۵۵۲	
B6	۲۰۰	۳۲	۴۰۰۰	-۲۵۴۵	
B7	۶۸۸۰	۱۰۸/۵	۴۰۰۰	-۲۳۸۴	
B8	۶۸۸۰	۳۰	۴۰۰۰	-۲۶۸۰	
B9	۶۸۸۰	-۱۶۰	۴۰۰۰	-۳۲۱۱	
B10	۶۸۸۰	-۱۶۳/۱	۲۵۰	-۳۲۱۱	
B11	۶۸۸۰	۲۷/۵	۲۵۰	-۲۴۸۶	
NG	۳۴۶۵	۲۰	۶۰۰۰	-۴۴۶۰	متان (۹۳/۵)، اتان (۴/۶)، نیترژن (۰/۹)
LNG1	۳۴۶۵	-۱۵۳	۶۰۰۰	-۵۲۲۹	
LNG2	۳۴۶۵	-۱۶۱/۳	۱۰۱/۳	-۵۲۲۹	
LNG	۳۲۱۰	-۱۶۱/۳	۱۰۱/۳	-۵۲۶۸	

### ۵-۲- بهینه‌سازی واحد مایع‌سازی گاز طبیعی

نتایج محاسبات اقتصادی برای واحد بهینه مایع‌سازی گاز طبیعی در جداول (۹) تا (۱۱) آمده است. تابع هدف، هزینه کلی سالانه و متغیرها، درصد ترکیب سیال سرماساز، فشار خروجی از C-1 و VLV-1 می‌باشند.

جدول (۹) هزینه خرید و نصب تجهیزات واحد بهینه گاز طبیعی

شماره تجهیز	هزینه خرید (هزار دلار)	شماره تجهیز	هزینه خرید (هزار دلار)
E-6	۶۳۶	C-8	۱۳۳۱۲
E-7	۶۷۲	P-1	۱۷۲
PE-4	۹۳۵۳	SEP-1	۷۷۲
C-7	۱۳۴۹۳	SEP-2	۱۰۱
مجموع		۳۸۵۱۱	



## یکپارچه سازی حرارتی دو فرآیند زیر دمای محیط مایع سازی گاز طبیعی و جداسازی برودتی هوا

جریان‌های هر دو مبدل ادغام شدند که باعث کاهش سطح و هزینه‌های مربوط به مبدل‌ها خواهد شد.

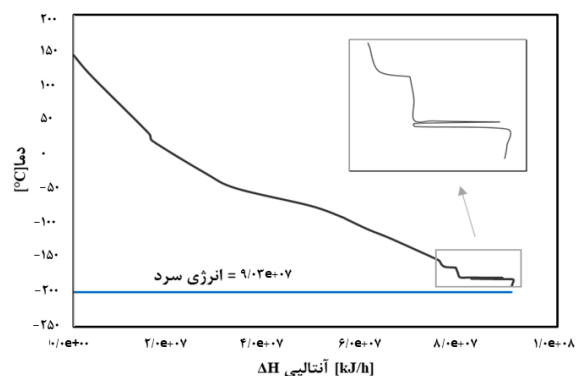
سرد موردنیاز  $10^7 \times 9/03$  کیلوژول بر ساعت بوده و سرویس‌جانبی گرم نیز در فرآیند یکپارچه استفاده نمی‌شود.

### ۶-۲- شرح فرآیند یکپارچه طراحی شده

در طرح ارائه شده یکپارچه، جریان هوای ورودی با دمای ۲۵ درجه سانتی‌گراد و فشار اتمسفریک و شدت جریان ۶۰۰۰ کیلوگرم در ساعت پس از عبور از دو کمپرسور C-1 و C-2 به دو قسمت تقسیم شده و بخشی از آن پس از عبور از کمپرسور C-3 تا فشار ۱۲ بار فشرده می‌شود. این جریان پس از عبور از مبدل E-3 و سرد شدن تا دمای ۲۴/۷ درجه به‌همراه جریان دیگر هوا برای کاهش دما تا دمایی کمتر از ۱۶۰- درجه سانتی‌گراد وارد مبدل PE-1 می‌شوند. جریان‌ها پس از عبور از دو شیر فشارشکن VLV-3 و VLV-4 به برج فشار بالا (۵/۱ بار) وارد می‌شوند. جریان گازی خروجی از بالای برج برای سرد شدن و تأمین نسبت برگشتی برج اول وارد مبدل PE-2 شده و پس از تغییر فاز قسمتی از آن به‌عنوان جریان برگشتی وارد برج می‌شود. بخش دیگر جریان برای کاهش دمای بیشتر مجدداً وارد مبدل PE-2 شده و پس از عبور از شیر فشارشکن VLV-2 وارد برج تقطیر دوم (T-2) می‌شود. جریان مایع خروجی از پایین برج اول نیز ابتدا در مبدل PE-1 سرد شده و پس از عبور از شیر فشارشکن VLV-1 وارد برج فشار پایین می‌شود. جریان مایع خروجی از پایین برج وارد مبدل PE-2 شده و جزء بخار جریان خروجی از این مبدل در جداکننده SEP-3 جدا شده و به پایین برج فشار پایین باز می‌گردد. جریان خروجی از مبدل PE-2 وارد جداکننده SEP-3 شده و جریان بخار آن برای تأمین بخار برج اول به آخرین سینی وارد می‌شود. جریان مایع خروجی از جداکننده SEP-3، محصول اکسیژن مایع واحد خواهد بود. جریان گازی بالای برج دوم پس از گرم شدن و تأمین مقداری از سرمای مبدل PE-2 وارد کمپرسور C-4 شده و برای تغییر فاز و تبدیل به محصول نیتروژن مایع وارد مبدل PE-1 می‌شود. از سوی دیگر جریان گاز طبیعی نیز ابتدا وارد مبدل PE-1 شده و پس از سرد شدن تا دمای ۱۵۳- درجه سانتی‌گراد برای کاهش فشار تا فشار محیط وارد شیر VLV-7 می‌شود. جریان دوفازی خروجی از شیر وارد جدا کننده SEP-2 شده و جریان مایع خروجی از آن جریان گاز طبیعی مایع محصول خواهد بود. سرمای فرآیند یکپارچه هم توسط یک چرخهٔ سرماساز متشکل از دو کمپرسور (C-5 و C-6) و خنک‌کننده داخلی (E-4) تأمین می‌شود.

جدول (۱۲) جریان‌های فرآیندی گرم و سرد دو فرآیند پایه

شماره جریان	نوع جریان	دمای ورود (°C)	دمای خروج (°C)	آنتالپی (kJ/h)
2 to 3	گرم	۱۴۳	۳۰	۶/۹۲e+۶
4 to 5	گرم	۱۴۳/۳	۳۰	۶/۹۷e+۶
8 to 9	گرم	۱۱۳/۶	۲۴/۷	۱/۷۶e+۶
9 to 10	گرم	۲۴/۷	-۱۶۳/۶	۶/۱۲e+۶
6 to 12	گرم	۳۰	-۱۶۴/۱	۸/۱۱e+۶
14 to 15	گرم	-۱۷۲/۱	-۱۸۰/۳	۵/۸۱e+۵
17 to 17-1	گرم	-۱۷۷/۷	-۱۷۸/۳	۸/۶۳e+۶
17-2 to 18	گرم	-۱۷۸/۳	-۱۸۵/۴	۳/۵۵e+۶
20 to 20-1	سرد	-۱۸۲/۷	-۱۸۲/۷	۸/۶۳e+۶
21 to 22	سرد	-۱۹۳/۹	-۱۷۵/۲	۹/۳۶e+۶
23 to LN2	گرم	-۱۰۸/۹	-۱۸۰/۹	۱/۲۵e+۷
NG to LNG1	گرم	۲۰	-۱۵۳	۴/۶۱e+۷



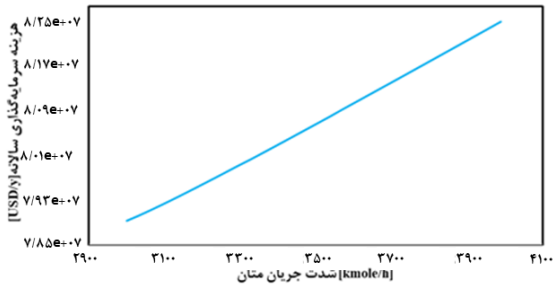
شکل (۴) منحنی مرکب کل

پس از مشخص کردن مقدار انرژی‌های سرد و گرم مورد نیاز، یک پیکربندی مناسب برای فرآیند یکپارچه پیشنهاد می‌شود. برای یکپارچه‌سازی با توجه به بازه عملیاتی گسترده در مبدل اصلی واحد جداسازی اجزای هوا در دمای متقارن ۳ درجه (۱۶۴- تا ۳۰ درجه سانتی‌گراد) و محدوده تغییرات دمایی جریان گاز طبیعی برای مایع شدن (۱۵۳- تا ۲۰ درجه سانتی‌گراد)، جریان گاز برای متغیر فاز به مبدل اصلی اضافه شد. همچنین با توجه به محدوده دمایی جریان‌های دو مبدل PE-2 و PE-3 در فرآیند جداسازی اجزای هوای پایه که در جدول (۱۲) گزارش شده‌اند و همچنین ناحیه انتقال حرارت فرآیندی نشان داده شده در نمودار منحنی مرکب کل،

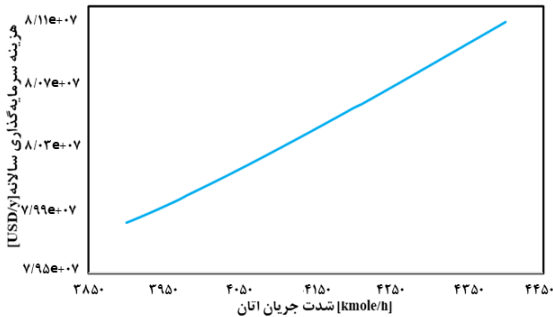
۳-۶- بهینه سازی واحد یکپارچه

تابع هدف بهینه سازی هزینه های کلی سالانه خواهد بود. با توجه به نتایج محاسبات اقتصادی مشخص است که بیشترین میزان هزینه عملیاتی و هزینه های سرمایه گذاری مربوط به کمپرسورهای چرخه سرماساز و هزینه کار مصرفی آنهاست. تحلیل حساسیت بر روی پارامترهای تأثیرگذار بر تابع هدف در شکل های (۵) تا (۱۱) نشان داده شده است.

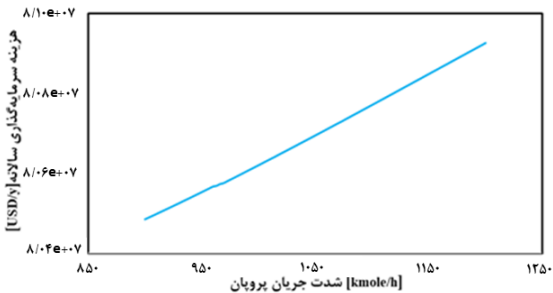
با توجه به نمودارهای تحلیل حساسیت و تأثیر پارامترهای مهم بر روی تابع هدف، شدت جریان اجزای مبرد شامل نیتروژن، متان، اتان، پروپان، ایزوپنتان، فشار خروجی از شیر فشارشکن VLV-5 و فشار خروجی از کمپرسور C-5 به عنوان ۷ متغیر بهینه سازی در نظر گرفته شدند.



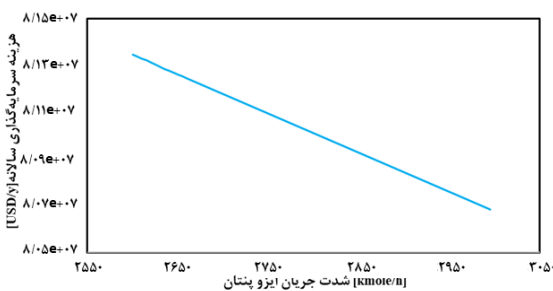
شکل (۸) تحلیل حساسیت شدت جریان متان مبرد



شکل (۹) تحلیل حساسیت شدت جریان اتان مبرد

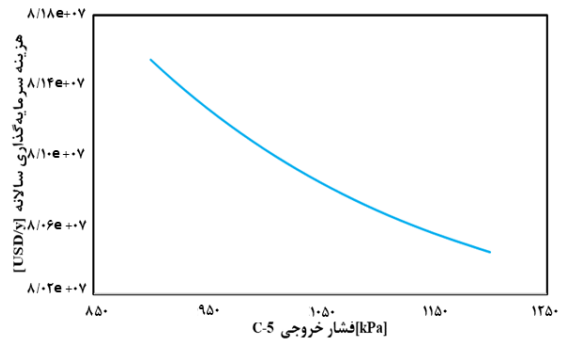


شکل (۱۰) تحلیل حساسیت شدت جریان پروپان مبرد

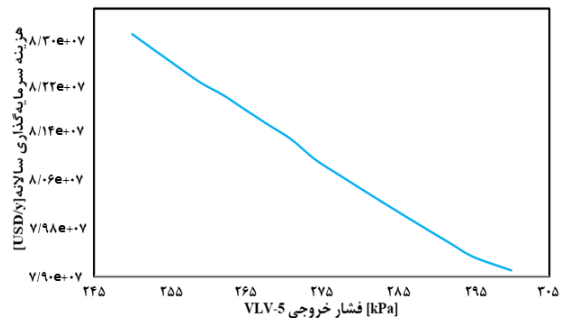


شکل (۱۱) تحلیل حساسیت شدت جریان ایزوپنتان مبرد

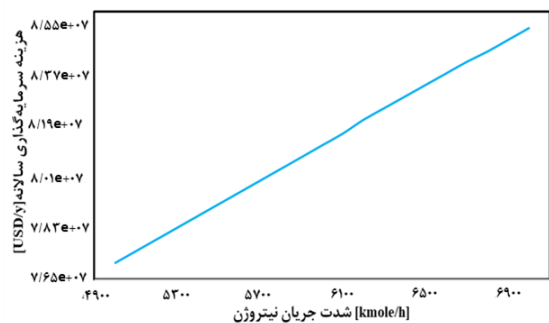
همانطور که از نتایج تحلیل حساسیت مشخص است، با توجه به حساسیت میزان کار مصرفی کمپرسورها به شدت جریان نیتروژن، متان، اتان و پروپان، با افزایش مقادیر این اجزا میزان کار مصرفی و هزینه های عملیاتی، میزان هزینه های ثابت کمپرسورها و نهایتاً مقدار هزینه های کلی سالانه افزایش



شکل (۵) تحلیل حساسیت فشار خروجی کمپرسور C-5



شکل (۶) تحلیل حساسیت فشار خروجی شیر VLV-5



شکل (۷) تحلیل حساسیت شدت جریان نیتروژن مبرد

## یکپارچه سازی حرارتی دو فرآیند زیر دمای محیط مایع سازی گاز طبیعی و جداسازی برودتی هوا

جدول (۱۳) پارامترهای بهینه‌سازی و مقایسه این پارامترها را برای قبل و بعد از بهینه‌سازی نشان می‌دهد. نتیجه بهینه‌سازی در نمودار تابع هدف شکل (۱۲) بر حسب تعداد نسل‌ها نشان داده شده است.

همانطور که در شکل (۱۲) مشخص است پاسخ‌ها پس از ۱۰ نسل به پاسخ بهینه نزدیک شده و پس از حدوداً ۱۰۰ نسل به پاسخ بهینه رسیده است.

### ۴-۶- محاسبات اقتصادی واحد بهینه یکپارچه

با استفاده از نتایج بهینه‌سازی، محاسبات اقتصادی برای واحد یکپارچه انجام شد. جداول (۱۴) تا (۱۶) نتایج این محاسبات را نشان می‌دهند.

جدول (۱۴) هزینه خرید و نصب تجهیزات واحد یکپارچه بهینه

تجهیز	هزینه خرید (هزار دلار)	تجهیز	هزینه خرید (هزار دلار)
E-1	۲۵۲	C-4	۵۱۰۴
E-2	۲۵۳	C-5	۲۲۰۹۲
E-3	۱۴۲	C-6	۲۵۲۹۲
E-4	۹۵۸	P-2	۲۱۴
E-5	۱۲۸۷	SEP-1	۲۴۷۴
PE-1	۱۵۴۹۶	SEP-2	۱۰۱
PE-2	۶۹۰	SEP-3	۵۰۵
C-1	۵۶۰۵	T-1	۱۰۴۲۷
C-2	۶۰۱۵	T-2	۴۷۰۷
C-3	۳۳۷۹		
جمع کل		۱۰۴۹۹۳	

جدول (۱۵) هزینه سرمایه‌گذاری واحد یکپارچه

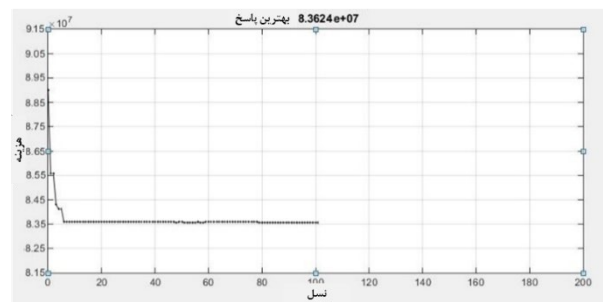
نوع هزینه	هزار دلار	
هزینه‌های خرید	۱۰۴۹۹۳	
هزینه‌های مستقیم	لوله‌کشی	۳۱۴۹۸
	تجهیزات برقی	۵۷۷۵
	ابزار دقیق و کنترل	۱۸۸۹۹
هزینه‌های غیرمستقیم	مهندسی	۱۲۸۹۳
	متفرقه	۲۴۱۷۵
مجموع	۱۹۸۲۳۳	
هزینه سرمایه‌گذاری کلی (۱/۱× هزینه سرمایه‌گذاری)	۲۱۸۰۵۶	

می‌یابد. از سوی دیگر با افزایش شدت جریان جزء ایزوپنتان، که دارای حجم ویژه کمتری نسبت به دیگر اجزا است و همچنین تغییر فاز آن در مبدل E-4، مقدار جریان ورودی به کمپرسور C-7 کاهش یافته که این امر باعث کاهش میزان کار مصرفی واحد می‌گردد. این موضوع باعث کاهش میزان هزینه‌های عملیاتی و در نتیجه کاهش هزینه‌های کلی می‌شود. همچنین با افزایش فشارهای خروجی از شیر فشارشکن و کمپرسور C-8 به دلیل کاهش میزان کار مصرفی که ناشی از کاهش میزان نسبت فشرده‌سازی در کمپرسورها است، مقدار هزینه‌های کلی سالانه کاهش می‌یابد.

قیود این بهینه‌سازی نیز حداقل اختلاف دمای ۳ درجه سانتی‌گراد در مبدل PE-1 و همچنین دمای مبرد ورودی به کمپرسور C-5 (۲ درجه بیشتر از دمای اشباع مبرد) برای جلوگیری از ورود مایع به آن در نظر گرفته شد.

جدول (۱۳) پارامترهای واحد جداسازی یکپارچه

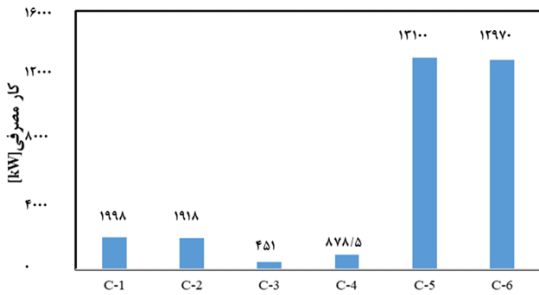
پارامترها	مقدار اولیه	مقدار کمینه	مقدار بیشینه	مقدار بهینه
متان	۳۸۰۰	۳۰۰۰	۴۵۰۰	۳۵۳۱/۱
اتان	۴۲۰۰	۳۴۰۰	۵۰۰۰	۴۲۳۵
پروپان	۹۰۰	۵۰۰	۱۲۰۰	۱۰۱۶
ایزوپنتان	۲۷۰۰	۲۱۰۰	۳۳۰۰	۲۹۳۴
نیترژن	۶۳۵۰	۵۱۰۰	۷۶۰۰	۵۸۵۱
فشار C-5	۱۰۰۰	۸۰۰	۱۴۰۰	۱۱۱۲
خروجی (kPa) VLV-5	۲۵۰	۲۰۰	۵۰۰	۲۷۸
حداقل اختلاف دما در PE-1	۳	۳	۳	۳
دمای ورودی C-5	۲۲/۳	>۲	۱۲/۶۳	۱۲/۶۳
هزینه سالانه (هزار دلار)	۸۹۰۶			۸۳۶۲۴



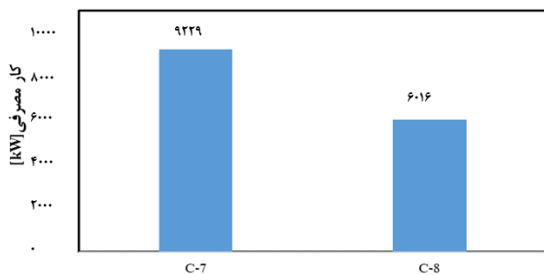
شکل (۱۲) نمودار تابع هدف بر حسب نسل

و ستون Integrated نتایج واحد بهینه یکپارچه را نشان می‌دهد. مقدار کار مصرفی کمپرسورهای چرخه سرماساز قسمت عمده‌ای از کار مصرفی هر واحد را تشکیل می‌دهد. دلیل اختلاف ۱۶ MW کار مصرفی واحد هوا و گاز طبیعی، ایجاد سردسازی بیشتر (دمای پایین‌تر) برای تولید دو محصول اکسیژن و نیتروژن مایع است.

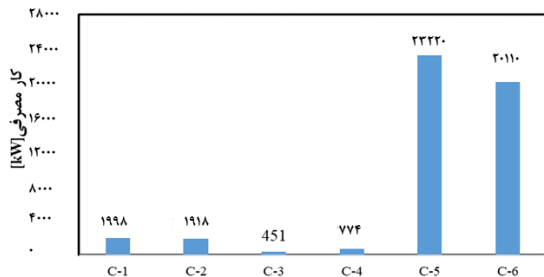
با توجه به شکل (۱۸) و مقایسه مجموع کار مصرفی دو واحد پایه با کار مصرفی فرآیند یکپارچه مشخص شد که با یکپارچه‌سازی این دو فرآیند مقدار کار مصرفی حدوداً به مقدار ۱۹۱۱ kW یعنی حدوداً ۴ درصد افزایش می‌یابد. دلیل این افزایش در مقدار کار مصرفی، افزایش مقدار دو جزء نیتروژن و متان در جریان مبرد واحد یکپارچه و حساسیت میزان کار مصرفی کمپرسورها به این دو جزء است.



شکل (۱۵) کار مصرفی کمپرسورهای واحد بهینه جداسازی هوا



شکل (۱۶) کار مصرفی کمپرسورهای واحد بهینه گاز طبیعی



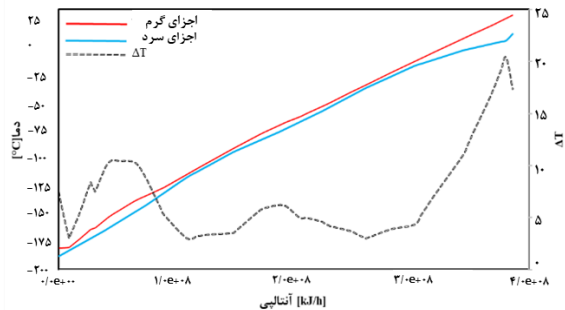
شکل (۱۷) کار مصرفی کمپرسورهای واحد یکپارچه بهینه

جدول (۱۶) هزینه‌های کلی سالانه واحد یکپارچه

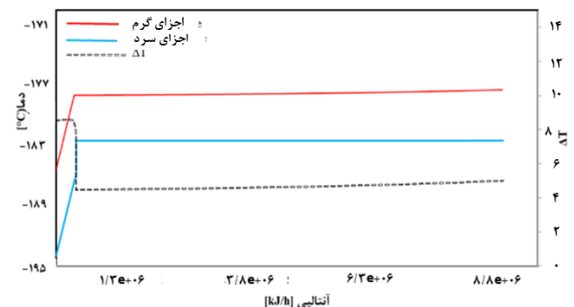
نوع هزینه	هزینه (هزار دلار در سال)	
هزینه عملیاتی	هزینه برق	۵۴۲۸۴
	حقوق و بیمه	۴۴۰۹
هزینه تعمیرات	۱۰۹۰۲	
هزینه سرمایه‌گذاری کلی سالانه	۱۴۰۶۵	
هزینه کلی سالانه (مجموع)	۸۳۶۲۴	

### ۵-۶- منحنی‌های مرکب

شکل‌های (۱۳) و (۱۴) منحنی‌های مرکب مربوط به دو مبدل PE-1 و PE-2 را نشان می‌دهند. مشخص است که توزیع گرادیان دمایی در طول هر دو مبدل یکنواخت است.



شکل (۱۳) منحنی‌های مرکب مبدل PE-1 در حداقل اختلاف دمایی ۳ درجه سانتی‌گراد



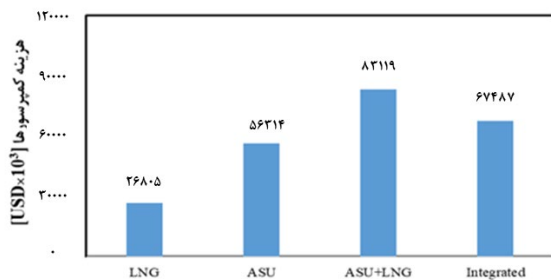
شکل (۱۴) منحنی‌های مرکب مبدل PE-2 در اختلاف دمایی ۴ درجه سانتی‌گراد

### ۷- تحلیل نتایج

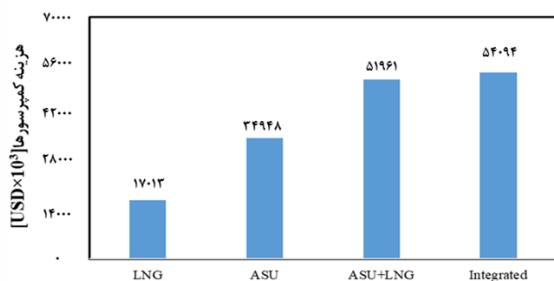
#### ۷-۱- کار مصرفی کمپرسورها

شکل‌های (۱۵) تا (۱۷) مقدار کار مصرفی کمپرسورهای هر واحد و شکل (۱۸) مقایسه کار مصرفی در فرآیندهای بهینه شده را نشان می‌دهد. ستون LNG مربوط به واحد مایع‌سازی گاز طبیعی، ستون ASU مربوط به واحد جداسازی هوای بهینه، ستون ASU+LNG مجموع مقادیر دو فرآیند پایه

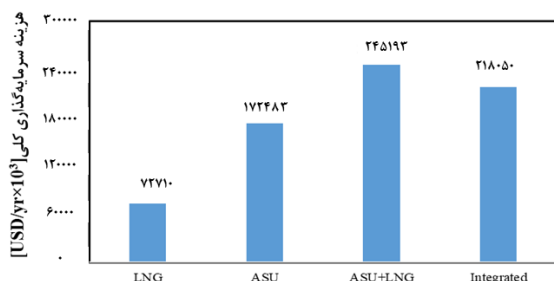
عامل برای مقایسه و نتیجه گیری در مورد یکپارچه سازی دو فرآیند مورد بررسی است.



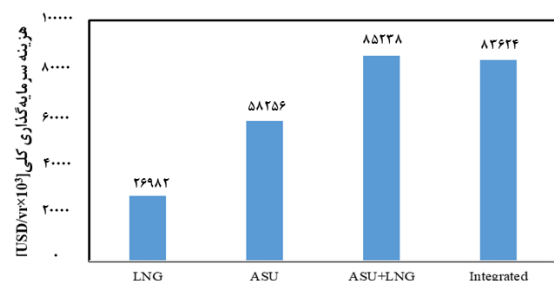
شکل (۱۹) مقایسه هزینه خرید و نصب کمپرسورها



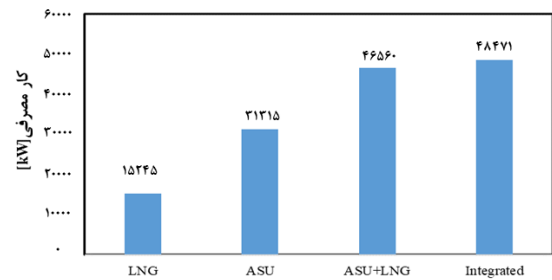
شکل (۲۰) مقایسه هزینه های عملیاتی کمپرسورها



شکل (۲۱) مقایسه هزینه های سرمایه گذاری کلی



شکل (۲۲) مقایسه هزینه های کلی سالانه



شکل (۱۸) مقایسه کار مصرفی واحدها

## ۷-۲- محاسبات اقتصادی

شکل (۱۹) هزینه مربوط به خرید و نصب کمپرسورهای فرآیندها را با هم مقایسه می کند. مشخص است که هرچند مقدار کار مصرفی در کمپرسورهای واحد یکپارچه به مقدار کمی از مجموع دو واحد دیگر بیشتر است، اما با توجه به کاهش تعداد کمپرسورها، مقدار مجموع هزینه ها برای کمپرسورهای این واحد در مقایسه با مجموع دو واحد (به طور مستقل) کمتر است. مقدار صرفه جویی در هزینه کمپرسورها برای واحد یکپارچه برابر  $15/6 \times 10^6$  دلار است که حدوداً ۱۸/۸ درصد هزینه کمپرسورهای فرآیند پایه می باشد.

شکل (۲۰) هزینه های عملیاتی مربوط به کمپرسورها را با هم مقایسه می کند. همانطور که مشخص است، اگرچه یکپارچه سازی باعث کاهش هزینه های ثابت کمپرسورها می شود، اما از طرف دیگر هزینه های عملیاتی مربوط به آنها را افزایش می دهد. میزان این افزایش ۲/۱ میلیون دلار، معادل ۴ درصد از هزینه های عملیاتی فرآیندهای پایه می باشد.

شکل (۲۱) هزینه های سرمایه گذاری کلی مربوط به فرآیندها را با هم مقایسه می کند. نتایج گزارش شده در شکل (۲۱) نشان می دهد که با یکپارچه سازی دو واحد جداسازی هوا و مایع سازی گاز طبیعی میزان هزینه های سرمایه گذاری کل به میزان ۲۷/۱ میلیون دلار که حدود ۱۱ درصد مجموع هزینه های فرآیندهای پایه است، کاهش می یابد. با توجه به این موضوع که برخی از هزینه های عملیاتی سالانه مثل هزینه های مربوط به تعمیرات، بیمه و حتی دستمزد سالانه نسبت مستقیم با هزینه های سرمایه گذاری کل دارند، لذا میزان صرفه جویی و کاهش در هزینه ها بیش از مقادیر فوق خواهد بود.

شکل (۲۲) نتایج مربوط به هزینه های کلی سالانه را برای فرآیندهای بررسی شده در این تحقیق نشان می دهد. این شاخص که تابع هدف بهینه سازی فرآیندها بود، مهمترین

[3] M. Mehrpooya, M. M. M. Sharifzadeh, and M. A. Rosen, (2015) "Optimum design and exergy analysis of a novel cryogenic air separation process with LNG (liquefied natural gas) cold energy utilization", *Energy*, 90, 2047-2069.

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

[5] A. Ebrahimi, M. Meratizaman, H.A. Reyhani, O. Pourali, and M. Amidpour (2015) "Energetic, exergetic and economic assessment of oxygen production from two columns cryogenic air separation unit", *Energy*, 90, 1298-1316.

[6] T. He, M. Ning, L. Zuming, M. Abdul Qyum, L. Moonyong, and M. P. Ashak, (2020) "Impact of mixed refrigerant selection on energy and exergy performance of natural gas liquefaction processes", *Energy*, 199, 117378.

[7] A. Ghazikhani, A. B. Rahimi, and M. Mamourian (2020) "Exergy analysis of an industrial air separation unit for liquefied natural gas production", *International Journal of Exergy*, 31, 172-185.

[۸] س. فرامرزی، س. م. موسوی نائینیان، م. مافی و ر. قاسمی اصل (۱۴۰۱) "اصلاح و بهینه‌سازی چرخه مایع‌ساز هیدروژن مجهز به سیستم تخییرکننده گاز طبیعی مایع" نشریه مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز، ۵۲، ۳، ۱۱-۲۰.

[۹] و. یاری جانی، ن. طاهونی، م. ح. پنجه‌شاهی، م. عباسی (۱۴۰۱) "طراحی یک فرآیند یکپارچه مایع‌سازی گاز طبیعی / جداسازی هوا" پنجمین کنفرانس علوم و مهندسی جداسازی، زاهدان، ایران.

[10] S. Nikkho, M. Abbasi, J. Zahirifar, M. Saedi and A. Vatani, (2020) "Energy and exergy investigation of two modified single mixed refrigerant processes for natural gas liquefaction", *Computers and Chemical Engineering*, 140, 106854.

[11] S. Rahimi, M. Meratizaman, S. Monadzadeh, and M. Amidpour (2014) "Techno-economic analysis of wind turbine-PEM (polymer electrolyte membrane) fuel cell hybrid system in standalone area", *Energy*, 67, 381-396.

[12] G. Towler, and R. Sinnott (2012) *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, Elsevier, 2nd edition.

[13] R. Smith (2016) *Chemical Engineering Design and Integration*, John Wiley & Sons, 2nd edition.

[14] W. D. Seider, D. J. Seader, and D.R. Lewin (2009) *Product & Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation*, John Wiley & Sons, 3rd edition.

[15] Z. Wei, B. Zhang, S. Wu, Q. Chen, and G. Tsatsaronis (2012) "Energy-use analysis and evaluation of distillation systems through avoidable exergy destruction and investment costs", *Energy*, 42(1), 424-433

همانطور که از نتایج شکل (۲۲) مشخص است، با یکپارچه‌سازی دو فرآیند مایع‌سازی گاز طبیعی و جداسازی هوای برودتی، هزینه‌های کلی سالانه (شامل هزینه‌های ثابت و عملیاتی)، به مقدار ۱/۶ میلیون دلار در سال که حدوداً ۲ درصد مجموع هزینه‌های فرآیندهای پایه است، کاهش می‌یابد.

## ۸- جمع‌بندی

مهمترین نتایج این تحقیق عبارتند از:

- با یکپارچه‌سازی دو فرآیند مایع‌سازی گاز طبیعی و جداسازی هوای برودتی، میزان هزینه‌های سرمایه‌گذاری کلی از حدود ۲۴۵/۲ میلیون دلار به ۲۱۸ میلیون دلار کاهش یافت. دلیل این امر کاهش تعداد تجهیزات فرآیندی (خصوصاً کمپرسورها) در واحد یکپارچه است.
  - یکپارچه‌سازی اگرچه باعث کاهش میزان هزینه‌های سرمایه‌گذاری شد، اما باعث افزایش هزینه‌های عملیاتی برای کمپرسورها شد. به طوری که مقدار هزینه‌های عملیاتی کمپرسورها از حدود ۴۶/۵ میلیون دلار برای واحدهای پایه که به صورت مستقل کار می‌کنند به ۵۴ میلیون دلار برای واحد یکپارچه افزایش یافت.
  - میزان هزینه‌های کلی سالانه با یکپارچه‌سازی از حدود ۸۵/۲ میلیون دلار برای واحدهای پایه، به ۸۳/۶ میلیون دلار برای واحد یکپارچه کاهش می‌یابد.
- با توجه به نتایج مشخص شد که یکپارچه‌سازی از یک سو کاهش هزینه‌های سرمایه‌گذاری به میزان حدوداً ۱۱ درصد و از سوی دیگر افزایش ۴ درصدی هزینه‌های عملیاتی کمپرسورها را به همراه داشت. هزینه‌های کلی سالانه شامل هزینه‌های سرمایه‌گذاری و عملیاتی به عنوان تابع هدف در نرم‌افزار MATLAB به روش الگوریتم ژنتیک کمینه شد. نتایج نشان داد که یکپارچه‌سازی حرارتی دو فرآیند (برای واحدهای با عمر مفید ۲۰ سال) میزان هزینه‌های کلی سالانه را ۱/۶ میلیون دلار (حدود ۲ درصد هزینه‌های پایه) کاهش می‌دهد.

## مراجع

[1] H. Tuo, and Y. Li, (2011) "Exergy analysis of combined cycle of air separation and natural gas liquefaction", *International Journal of Chemical, Molecular, Nuclear, Materials and Metallurgical Engineering*, 5, 77-83.

[2] A. Vatani, M. Mehrpooya, and A. Palizdar, (2014) "Advanced exergetic analysis of five natural gas liquefaction processes", *Energy Conversion and Management*, 78, 720-737.

# Heat Integration of Two Low-Temperature Processes: Natural Gas Liquefaction and Air Separation Unit

Vahid Yarijani<sup>1</sup>, Nassim Tahouni<sup>1\*</sup>, M. Hassan Panjehshahi<sup>1</sup>, Mojgan Abbasi<sup>2</sup>

1. School of Chemical Engineering, College of Engineering, University of Tehran, Tehran, IRAN

2. Institute of Petroleum Engineering, School of Chemical Engineering, College of Engineering, University of Tehran, Tehran, IRAN

---

## ABSTRACT

This research aims to present a new integrated design for Natural Gas Liquefaction and two-column Air Separation Units, each of them with a capacity of 60,000 kg/h. First, each of these two selected units was simulated and optimized using Genetic Algorithm with the aim of reducing total annualized costs. Then, the streams were thermally investigated and after identifying the streams participating in the process heat transfer area, the processes were integrated. The results of the sensitivity analysis of the integrated process indicated that by increasing the outlet pressure of the C-5 compressor, increasing the outlet pressure of the VLV-5 expansion valve and increasing the flow intensity of isopentane refrigerant, the annual cost decreases and by increasing the flowrate of other refrigerant components, the annual cost increases. In the next step, the integrated process was optimized using MATLAB software. The results showed that by integrating these two processes, the amount of the power consumed in the processes increases from 46.6 to 48.5 MW. This increase in power consumption increases the operating costs of the compressors by 4%, capital costs reduce from 246.2 to \$218 million, which is reduced by approximately 11%, and the total annualized cost was reduced by \$1.2 million /y.

---

## ARTICLE INFO

Article history:

Received: January 26, 2023

Received in revised form: March 19, 2023

Accepted: April 6, 2023

---

### Key words:

Air Separation Unit

Natural Gas Liquefaction

Optimization

Heat Integration

\* Corresponding author

ntahuni@ut.ac.ir

---

All right reserved.