

اثرات تغییرات دمایی محیط و خوراک بر عملکرد واحدهای مایع سازی گاز طبیعی با کاربری قله‌سای

کارشناسی ارشد، گروه مهندسی مکانیک، دانشگاه بین المللی امام خمینی (ره)، قزوین، ایران،
karamisajjad1372@gmail.com
دانشیار، گروه مهندسی مکانیک، دانشگاه بین المللی امام خمینی (ره)، قزوین، ایران،
mostafa.mafi@gmail.com
دانشیار، گروه مهندسی مکانیک، دانشگاه بین المللی امام خمینی (ره)، قزوین، ایران،
sakak@eng.ikiu.ac.ir

سجاد کرمی

مصطفی مافی*

سیدعباس سادات سکاکی

چکیده

تغییرات دمای محیط و نرخ جریان گاز خوراک از جمله پارامترهایی است که در طراحی واحدهای مایع‌سازی گاز طبیعی با کاربری قله‌سای باید مدنظر قرار گیرند. در این تحقیق، یک سیستم مایع‌ساز جهت ذخیره‌سازی گاز موردنیاز یک نیروگاه با توان تولیدی ۳۳۲ مگاوات برای ۶۰ روز اوج سرما در فصل سرد، طراحی و اثرات تغییرات دمایی محیط و همچنین تغییر دبی گاز خوراک بر عملکرد آن، مورد مطالعه قرار گرفته است. نتایج تحقیق بیانگر این موضوع است که در شرایط کمینه دما، اختلاف دمای کمینه در مبادله‌کن گرمایی چندجریانی با شیب ملایمی افت پیدا خواهد کرد در حالی که در شرایط بیشینه دما، اختلاف دمای کمینه در مبادله‌کن گرمایی چندجریانی با شیب تندی افت پیدا می‌کند که خطر تداخل دمایی را به همراه خواهد داشت. همچنین بررسی تغییرات دبی گاز خوراک در عملکرد چرخه بیانگر این مهم است که در دماهای زیر نقطه طراحی (حالت پایه)، افزایش دبی گاز خوراک، سبب افزایش ملایم اختلاف دمای کمینه در مبادله‌کن خواهد شد. اما در دماهای بالای نقطه طراحی (حالت پایه)، افزایش دبی گاز خوراک سبب کاهش شدید اختلاف دمایی کمینه خواهد شد. **واژه‌های کلیدی:** فرآیند مایع سازی مبرد چندجزیی، قله‌سای، دماهای کمینه و بیشینه، شرایط خوراک، عملکرد چرخه.

Effects of varying the ambient temperature and feed conditions on the performance of peak-shaving natural gas liquefaction plants

S. Karami

M. Mafi

S. A. Sadatsakak

Department of Mechanical Engineering, Imam Khomeini International University, Qazvin, Iran

Department of Mechanical Engineering, Imam Khomeini International University, Qazvin, Iran

Department of Mechanical Engineering, Imam Khomeini International University, Qazvin, Iran

Abstract

Changes in the ambient temperature and feed gas flowrate are among the parameters that should be taken into account when designing peak-shaving single mixed refrigerant liquefaction processes. In this investigation, a liquefying system for storing the required gas energy for a typical 332 MW power plant during a 60-days cold season peak period was designed and its function under varying ambient temperature and also feed gas flowrate was studied. The results indicate that in minimum temperature condition, the minimum temperature difference in the multifold heat exchanger will decrease with a slight slope, while with in maximum temperature condition, the minimum temperature difference in the multifold heat exchanger will drop with a steep slope that show the risk of temperature cross during maximum temperature condition. Also, the study of changes in the flowrate of feedgas indicates that in the environmental conditions below the design point (base state), increasing the feed gas flowrate occasion increase the minimum temperature difference in the heat exchanger. But in the environmental conditions above the design point (base state), the increase in feed gas flowrate will result in a sharp decrease in the minimum temperature difference.

Keywords: Single mixed refrigerant process, Peak shaving, Minimum and maximum temperatures, Feed conditions, Cycle performance.

مخرب زیست‌محیطی به سبب استفاده از سوخت‌های مایع، سبب وارد آمدن خساراتی جدی به تجهیزات کلیدی نیروگاه می‌شود. از این رو انتخاب راه حلی مناسب مانند احداث واحدهای مایع‌سازی و ذخیره‌سازی گاز طبیعی برای تامین کمبود گاز و جلوگیری از افت فشار شبکه انتقال گاز طبیعی در دوره اوج مصرف ضروری می‌باشد. عموماً واحدهای مایع‌سازی گاز طبیعی به دو نوع الف) بار پایه^۱ و ب) قله‌سای^۲ تقسیم می‌شوند. واحدهای بار پایه ظرفیت‌های تولید گاز طبیعی مایع از یک تا پنج میلیون تن در سال را شامل شده و بیشتر در کنار سواحل دریا برای امر صادرات گاز احداث می‌

۱-مقدمه

تقاضا برای گاز طبیعی باتوجه به آلودگی هوا و بحران‌های زیست محیطی به عنوان سوختی پاک نسبت به سایر سوخت‌های فسیلی رو به افزایش می‌باشد. در میان سوخت‌های فسیلی شامل نفت، ذغال سنگ و مشتقات آن‌ها، گاز طبیعی به دلیل پاک بودن و در دسترس بودن در کشور، توجه دولتمردان را به استفاده از این منبع انرژی به خود جلب نموده است.

افزایش مصرف گاز طبیعی در ماه‌های سرد سال علاوه بر ایجاد مشکلات در گاز رسانی به مصرف‌کننده‌های خانگی و تجاری، سبب قطع گاز رسانی به مصرف‌کننده‌های صنعتی خصوصاً نیروگاه‌های تولید برق می‌شود. قطع گاز در نیروگاه‌های برق علاوه بر آثار

¹ Base load

² Peak shaving

گردند [۱]. ظرفیت تولید واحدهای قله‌سایبی کمتر از ۰/۲ میلیون تن در سال می‌باشد و بر خلاف واحدهای بارپایه که در محل استخراج و فرآوری گاز احداث می‌شوند، این واحدها در مجاورت محل مصرف احداث می‌گردند [۳ و ۲]. کارکرد این واحدها بدین گونه بوده که در یک دوره ۱۵۰ الی ۲۰۰ روزه (بسته به ناحیه استقرار واحد) که در آن تقاضای گاز طبیعی پایین می‌باشد (فصول گرم سال)، گاز طبیعی در دسترس از طریق خط توزیع را پس از آماده‌سازی و پیش‌فرآوری به مایع تبدیل نموده و در مخازن ذخیره می‌نماید. در ماه‌های سرد سال به دلیل تقاضای بالا در مصرف گاز طبیعی، گاز طبیعی مایع شده از طریق پمپ به تبخیرکننده‌ها ارسال شده و دوباره به صورت گاز طبیعی به خطوط انتقال گاز تزریق می‌گردد که در نتیجه، باعث افزایش فشار در خط انتقال گاز شده و کمبود گاز در شبکه توزیع را جبران می‌کند. برای تبدیل گاز طبیعی به مایع احتیاج به فرآیند‌های مایع‌سازی است. انرژی مورد نیاز برای مایع‌سازی یک کیلوگرم گاز طبیعی در حدود ۱۱۸۸ کیلوژول می‌باشد [۴]، که در کمپرسور چرخه‌های تبریدی مصرف می‌شود. از لحاظ سرمایه‌ش، فرآیندهای مختلفی برای مایع‌سازی گاز طبیعی وجود دارند که از جمله آن‌ها می‌توان به فرآیند مایع‌سازی آبشاری^۱، چرخه مایع‌سازی مبرد چند جزئی^۲ و چرخه مایع‌سازی انبساطی^۳ اشاره کرد [۱ و ۲]. در فرآیندهای آبشاری به دلیل استفاده از مبردهای خالص در چرخه‌های مختلف، تعداد تجهیزات به کار رفته در فرآیند به‌مانند کمپرسورها و چگالنده‌ها و جداکننده‌ها افزایش یافته که به تبع آن هزینه‌های عملیاتی سرمایه‌گذاری اولیه افزایش خواهد یافت و لذا مناسب برای کاربری‌های بار پایه به قصد صادرات گاز می‌باشند [۵]. با رویکرد کاهش هزینه‌های سرمایه‌گذاری بالا در کاربری‌های قله‌سایبی، چرخه‌های مبرد چند جزئی ساده که تعداد تجهیزات فرآیندی نظیر کمپرسورها و جداکننده‌ها نسبت به سیستم‌های آبشاری دارند، گزینه مناسبی می‌باشند [۸-۵]. با وجود تحقیقات گسترده در زمینه مایع‌سازی گاز طبیعی در فرآیندهای مبرد چند جزئی ساده، تمرکز بررسی‌های صورت گرفته اکثراً مربوط به بهینه‌سازی و شرایط اقتصادی موجود می‌باشد، به صورتی که عملکرد فرآیند‌های مایع‌سازی با کاربری قله‌سایبی نسبت به تغییرات شرایط محیطی و دبی خوراک در تحقیقات قبیل مغفول مانده است. شیرازی و مولا [۸] با استفاده از الگوریتم ژنتیک^۴ فرآیند مایع‌سازی با مبرد چند جزئی را برای واحدهای قله‌سایبی بهینه‌سازی نمودند. آن‌ها توان مصرفی فرآیند را تابع هدف گرفته و علاوه بر فشارهای مکش و تخلیه کمپرسور، فشار میانی را نیز به عنوان پارامتر بهینه‌سازی در کنار دبی جریان و درصد ترکیب مبرد در بهینه‌سازی مدنظر قرار داده‌اند. همچنین با اشاره به مزایا و معایب چرخه‌های انبساطی و مبرد چند جزئی، به بررسی درصد اجزا ترکیب مبرد در چرخه‌های فوق پرداختند. نتایج بررسی‌های آن‌ها نشان داد که

چرخه انبساطی نیتروژن با پیش‌سرمایش متان و چرخه دو طبقه ای انبساطی نیتروژن مناسب‌ترین گزینه‌ها برای کاربردهای دور از ساحل می‌باشند. عمیدپور و همکاران [۹] به شبیه‌سازی و تحلیل یک واحد مایع‌سازی گاز کوچک مقیاس^۵ با ظرفیت ۵۰ ton/day پرداختند. از روش الگوریتم ژنتیک جهت کمینه‌نمودن توان مصرفی کل و مساحت سطح مبادله‌کن گرمایی و بیشینه نمودن تابع سود کلی استفاده شد. در این تحقیق ۱۳ متغیر مستقل برای بهینه‌سازی تابع هدف^۶ در نظر گرفته شده است که تحلیل حساسیت صورت گرفته به ازای هر متغیر مستقل صورت می‌گیرد. نتایج به دست آمده بیانگر افزایش ۹/۲۶٪ تابع سود کلی^۷، کاهش ۵۹٪ مصرف انرژی و ۳۷/۵٪ مساحت مبادله‌کن گرمایی می‌باشد. وانگیون و همکاران [۱۰] با شبیه‌سازی یک چرخه برایتون معکوس و با استفاده از تحلیل پارامتری بر روی چرخه مورد نظر دریافتند که با افزایش نرخ جریان مبرد به صورت خطی، نرخ جریان گاز طبیعی افزایش خواهد یافت و همچنین با افزایش فشار خروجی از مبادله‌کن گرمایی (ورودی کمپرسور) دبی جریان مبرد دچار افت می‌شود. توماس میلانو ستیان و همکاران [۱۱] به بررسی تغییرات دمای محیط بر روی فرآیند مایع‌سازی مبرد چند جزئی با استفاده از لینک کردن نرم افزار Hysys به نرم افزار MATLAB پرداختند. آن‌ها به این نتیجه رسیدند که در دماهای پایین محیط، میزان توان مصرفی ویژه کاهش یافته و کارایی سیستم (راندمان فرآیند) افزایش می‌یابد. ریمیلجج و هودلی [۱۲] چهار چرخه متفاوت را برای مایع‌سازی گاز طبیعی در مقیاس کوچک انتخاب کرده و با انجام آنالیز آگزرژی به این نتیجه رسیدند که فرآیند مایع‌سازی با مبرد چند جزئی یک طبقه ای یا همان فرآیند مبرد چند جزئی ساده به علت دارا بودن کار ویژه پایین تر (نسبت کار مصرفی به میزان مایع تولیدی) بهترین عملکرد را در بین چهار فرآیند پیشنهادی دارد. ژو و همکارانش [۱۳] چهار چرخه پیش‌سرد کن متفاوت (با مبرد‌های متان، پروپان، نیتروژن و مبرد چند جزئی) را برای بهبود عملکرد فرآیند انبساطی با سیال عامل نیتروژن پیشنهاد کرده و به این نتیجه رسیدند که پروپان بهترین عملکرد را از خود نشان می‌دهد و در ادامه حساسیت فرآیند انبساطی با پیش‌سردکن پروپان را نسبت به تغییرات دما و فشار گاز خوراک بررسی کردند. پواگا [۱۴] با بهینه‌سازی و استفاده از آنالیز حساسیت^۸، به مقایسه چرخه‌های مایع‌سازی یک و دو طبقه‌ای مبرد چند جزئی، چرخه دو طبقه‌ای انبساطی نیتروژن و چرخه‌های انبساطی با سیال‌های عامل نیتروژن و هیدروکربن پرداخت و نتیجه گرفت که چرخه دو طبقه مبرد چند جزئی از لحاظ توان مصرفی و نیز آنالیز حساسیت بهترین عملکرد را در بین چرخه‌های فوق داراست. مرادی و همکاران [۱۵] با استفاده از روش آنالیز حساسیت بی‌بعد، چرخه‌های انبساطی نیتروژنی و مبرد چند جزئی یک طبقه‌ای را که از جمله فرآیندهای قابل استفاده در حوزه قله‌سایبی به شمار می

⁵ Mini Scale

⁶ Objective Function

⁷ Total Profit Function

⁸ Sensitivity analysis

¹ cascade

² Single mixed refrigerant (SMR) cycle

³ Expander liquefied cycle

⁴ Genetic Algorithm

آمده است. از طرفی تغییرات دمای محیط بر مصرف انرژی فرآیند در محدوده دمایی ۳۰ تا ۵۰ درجه سلسیوس مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان داد که در محدوده تغییرات دمای محیط ۳۰ تا ۴۰ درجه نرخ جریان نیتروژن تقریباً ثابت خواهد ماند. هم چنین کار مورد نیاز کلی در محدوده ۴۰ تا ۵۰ درجه به طور قابل ملاحظه‌ای افزایش یافته است. نجیب الله خان و همکاران [۲۱] با استفاده از آنالیز انرژی و انرژزی و همچنین مطالعه موردی به بررسی عملکرد چرخه پیش سرمایه‌ی پروپان پرداختند. شش مطالعه موردی برای تعیین شرایط عملیاتی بهینه چرخه مورد نظر که حداقل مصرف انرژی را به دست می‌دهند، مورد بررسی قرار گرفته است. پرپینچی و همکاران [۲۲] با استفاده از الگوریتم ازدحام ذرات به بهینه‌سازی پارامترهای ترکیب مبرد، فشار ورودی و خروجی به کمپرسور در سیستم تبرید مبرد چند جزئی دو طبقه ای جهت کاهش توان مصرفی ویژه پرداختند. نتایج نشان داد که بیشترین اتلاف انرژی به ترتیب در کمپرسورها، مبادله‌کن‌های گرمایی، خنک‌کننده‌ها و شیرهای فشارشکن می‌باشد. منافی و همکاران [۲۳] با ارائه یک روش ابتکاری نشستی مبرد را در نقاط پرفشار یک سیستم دو طبقه ای مبرد مایع ساز گاز طبیعی با مبرد چندجزئی مورد بررسی قرار داده‌اند. نتایج نشان داد که با وجود نشستی کارمصرفی ویژه به میزان اندکی کاهش یافته، از طرفی محصول خروجی گاز طبیعی مایع شده به طور قابل ملاحظه‌ای کاهش یافته است. هم چنین در اثر نشستی به وجود آمده خطر ایجاد تداخل دمایی در مبادله‌کن‌های گرمایی مشاهده شده است.

در تحقیقات پیشین، اثرات تغییرات دمایی متوسط بر روی کارایی چرخه‌های مایع‌ساز مدنظر قرار گرفته است [۱۱، ۱۷، ۱۹ و ۲۰] اما تحقیقی که اثرات دماهای بیشینه و کمینه را به‌ویژه بر روی عملکرد چرخه (تداخل‌های دمایی در مبادله‌کن گرمایی چندجریانی یا کاهش دما زیر حد مجاز) گزارش کرده باشد، در دسترس نیست. در این راستا، در تحقیق حاضر یک فرآیند مبرد چند جزئی ساده (به عنوان مطرح‌ترین گزینه جهت کاربری‌های قله‌سای) با مشخصات یکسان با مرجع [۲]، شبیه‌سازی شده است [۲۴]. ظرفیت فرآیند براساس تامین گاز مورد نیاز یک نیروگاه ۳۳۲ مگاواتی (تیپ رایج نیروگاه‌های چرخه ترکیبی شرکت مپنا) در طول ۶۰ روزه اوج مصرف گاز در فصل سرد، در نظر گرفته شده است [۱۵]. بررسی اثر تغییرات شرایط دمایی محیط اعم از دماهای کمینه و بیشینه در کل سال و همچنین تغییرات در دبی خوراک بر روی کارایی و علی-الخصوص عملکرد چرخه مایع‌ساز، نوآوری تحقیق حاضر است.

۲- توصیف فرآیند مورد مطالعه

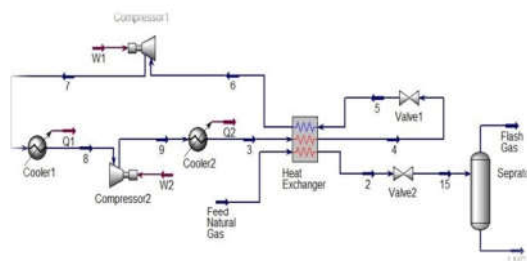
شکل ۱ سیستم مایع‌سازی مبرد چند جزئی ساده در تحقیق حاضر را نشان می‌دهد. برای مایع‌سازی گاز طبیعی در سیستم مورد نظر ابتدا گاز طبیعی خوراک^۱ با مشخصات جریان مشخص، به عنوان جریان گرم وارد مبادله‌کن گرمایی چندجریانی شده و با تبادل حرارتی که جریان گاز خوراک و جریان گرم مخلوط مبرد (۴-۳) با جریان سرد مخلوط

آیند، نسبت به تغییر شرایط محیطی و عملیاتی مورد ارزیابی قرار داده‌اند. نتایج کار آن‌ها نشان می‌دهد که چرخه مبردچند جزئی با وجود توان مصرفی کمتر، در اغلب موارد نسبت به تغییر شرایط محیطی و عملیاتی حساس تر بوده و در برخی موارد اغتشاش ایجاد شده در محدوده مجاز خطای احتمالی وسایل اندازه‌گیری سبب اختلال در عملکرد کل فرآیند مایع‌سازی (ورود مایع به کمپرسور) می‌شود. وانگ و همکاران [۱۶] تاثیر تغییر شرایط گاز طبیعی خوراک در عملکرد چرخه مبرد مخلوط با پیش سرمایه‌ی مبردخالص پروپان را بررسی کرده‌اند. نتایج این تحقیق نشان می‌دهد که با کاهش دمای گاز طبیعی و افزایش فشار آن، کار مصرفی در کمپرسورها و میزان هزینه‌های عملیاتی کاهش می‌یابد. همچنین افزایش درصد متان در گاز خوراک باعث افزایش کار مصرفی ویژه و کاهش مایع تولیدی شده است. جیانگ ون ژو و همکاران [۱۷] به بررسی تاثیر دمای بعد از پس سردکن رو عملکرد کلی سیستم همچون بازده انرژی، ضریب عملکرد، حداقل دمای بین جریان گرم و سرد در مبادله‌کن گرمایی و دمای مافوق گرم ورودی به کمپرسور پرداخته‌اند و با استفاده از الگوریتم ژنتیک و اتصال آن به نرم افزار تجاری HYSYS، درصد ترکیب اجزاء مبرد چند جزئی را برای شرایط مختلف دمایی بهینه کرده و رابطه ریاضی بین شرایط دمایی مختلف و درصد ترکیب اجزاء ارائه کرده‌اند. جیانگ ون ژو و همکاران [۱۸] ضمن بررسی تاثیر شرایط عملیاتی بر روی چرخه یک طبقه ای مبرد چند جزئی، با ارائه راهکاری ابتکاری اقدام به تنظیم درصد ترکیب اجزاء مبرد چند جزئی برای شرایط عملیاتی متفاوت نموده‌اند، تا دمای کمینه بین جریان های گرم و سرد در مبادله‌کن گرمایی از حالت بهینه دور نشود و اتلاف انرژی به تبع آن کاهش یابد. کرملو و همکاران [۱۹] به بررسی تاثیر شرایط گاز خوراک بر عملکرد سیستم مایع ساز گاز طبیعی دو طبقه ای مبرد چند جزئی پرداخته‌اند. نتایج به دست آمده نشان می‌دهد که با کاهش دما و افزایش فشار گاز طبیعی خوراک، کار مصرفی ویژه کاهش می‌یابد و از آن جا که در این شرایط حداقل دما بین جریان های گرم و سرد اندکی از مقدار مجاز ۳ درجه سلسیوس کمتر شده می‌توان با قبول ضریب اطمینان کمتر از حالت بهینه، از این مزیت به وجود آمده استفاده کرد. هم چنین با افزایش دما و کاهش فشار گاز طبیعی خوراک ضمن افزایش کار مصرفی ویژه شرایط تداخل دمایی در مبادله‌کن‌های گرمایی اتفاق می‌افتد. هم چنین درصد تغییر اجزای مولی گاز طبیعی باعث می‌شود که مبادله‌کن گرمایی به سرعت به تداخل دمایی نزدیک شود. پیمان معین و همکاران [۲۰] با استفاده از روش الگوریتم ژنتیک به بهینه‌سازی چرخه مایع‌سازی توربو انبساطی دو مرحله ای و هم چنین بررسی تغییرات دمای محیط بر عملکرد چرخه مورد نظر پرداختند. در تحلیل صورت گرفته کار مورد نیاز کلی به عنوان تابع هدف در نظر گرفته شده است. هم چنین اثر اضافه شدن متان در محدوده ۱ تا ۵۰ درصد مولی به چرخه انبساطی مورد نظر مورد بررسی قرار گرفته است. نتایج نشان می‌دهد که وقتی غلظت متان در مبرد معادل با ۲۶ درصد مولی باشد، مقدار کار مصرفی فرآیند کمینه خواهد شد. در این حالت کار مورد نیاز کلی فرآیند ۸ درصد کمتر از حالتی که چرخه از مبرد خالص نیتروژن استفاده می‌کند به دست

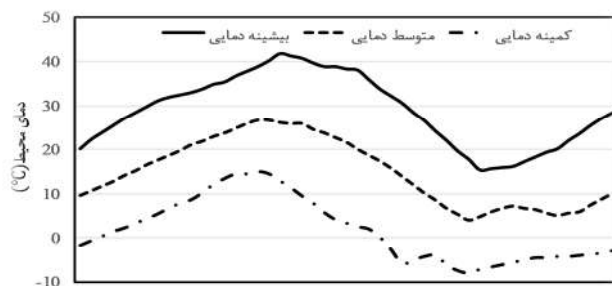
¹ Feed Natural Gas

تبدیل می شود که برای جدا سازی فاز مایع از بخار از جداکننده استفاده شده است. منطقه احداث واحد مایع ساز در تحقیق حاضر، مجاور شهرک های صنعتی و واحدهای نیروگاهی در استان قزوین است. شرایط آب و هوایی این منطقه از ایستگاه سینوپتیک، استعلام و در شکل ۲ نشان داده شده است [۲۵].

مبرد (۶-۵) انجام می دهند، دمای جریان ۴ مخلوط مبرد و ۲ جریان گاز طبیعی تا حدود ۱۶۰- درجه سلسیوس سرد می شوند که در این دما گاز طبیعی در فشار تغذیه به مایع تبدیل می شود، در ادامه برای مایع سازی در فشار اتمسفر، گاز طبیعی مایع شده (جریان ۲) با عبور از شیر کاهش دهنده فشار ۲ تا فشار اتمسفر منبسط شده و به حالت دو فازی



شکل ۱- فرآیند مایع سازی مبرد چند جزئی ساده [۲]



اسفند بهمن دی آذر آبان مهر شهریور مرداد تیر خرداد اردیبهشت فروردین

شکل ۲- دماهای بیشینه، کمینه و متوسط در طول سال در ایستگاه سینوپتیک مجاور منطقه مدنظر جهت احداث واحد مایع ساز [۲۵]

متغیر	مقدار	واحد
دمای نقطه ۳	۲۶	°C
دمای نقطه ۴	-۱۶۰	°C
دمای نقطه ۸	۲۷	°C
فشار نقطه ۶	۴	bar
فشار نقطه ۹	۲۴	bar
درصد مولی متان	۲۸/۵	%
درصد مولی اتان	۳۰/۵	%
درصد مولی پروپان	۱۴	%
درصد مولی نرمال بوتان	۶	%
درصد مولی ایزو پنتان	۹/۵	%
درصد مولی نیتروژن	۱۱/۵	%

در تحقیق حاضر از معادله حالت پنگ رابینسون^۱ جهت پیش بینی خواص ترمودینامیکی (انتالپی و انتروپی) و محاسبات تعادل فازی

۳- مدل سازی و شبیه سازی فرآیند مورد مطالعه

در تحقیق حاضر از نرم افزار Aspen Hysys 8.8 جهت شبیه سازی و تحلیل فرآیند مورد نظر استفاده شده است [۲۶]. جدول ۱ مشخصات گاز خوراک و جدول ۲ مشخصات مبرد چند جزئی و سیستم مایع ساز که در مراجع [۲ و ۱۵] آمده است را نشان می دهند.

جدول ۱- مشخصات عملیاتی و محیطی خوراک در حالت پایه [۲ و ۱۵]

متغیر	مقدار	واحد
دبی گاز طبیعی	۲۰۴۵۴	kg/h
دمای گاز طبیعی خوراک	۳۲	°C
درصد مولی متان در گاز طبیعی	۸۷	%
درصد مولی اتان در گاز طبیعی	۵.۵	%
درصد مولی پروپان در گاز طبیعی	۲	%
درصد مولی ایزو بوتان در گاز طبیعی	۰/۵	%
درصد مولی نرمال بوتان در گاز طبیعی	۰/۵	%
درصد مولی ایزو پنتان در گاز طبیعی	۰/۵	%
درصد مولی نیتروژن در گاز طبیعی	۴	%
فشار عملیاتی گاز طبیعی	۶۰	bar

جدول ۲- پارامترهای طراحی فرآیند مایع ساز در حالت پایه [۲ و ۱۵]

¹ Peng-Robinson equation

- دماهای خروجی جریان های گرم از مبادله کن گرمایی با هم برابر فرض شده است [۲، ۳۲، ۳۳ و ۳۶]
- بازدهی ایزنتروپیک کمپرسورها ۸۰٪ در نظر گرفته شده است [۲، ۳۲، ۳۳، ۳۴ و ۳۶].
- از افت فشار در تمامی مبادله کن های گرمایی صرف نظر شده است [۲، ۳۰، ۳۳، ۳۴ و ۳۵].
- حداقل اختلاف دمای کمینه در مبادله کن گرمایی ۳ درجه سلسیوس است [۲، ۳۵ و ۳۶].

۳-۲- مدل سازی ترمودینامیکی

با توجه به تجهیزات انتقال گرما و کمپرسورهای موجود در چرخه و شیرهای کاهنده فشار، باید مدل و معادلات ترمودینامیکی هر یک از اجزاء موجود در نرم افزار Hysys حل گردند. معادلات ترمودینامیکی حاکم بر هر یک از اجزای چرخه در جدول ۳ ارائه شده است.

جدول ۳- معادلات ترمودینامیکی حاکم بر اجزاء موجود در فرآیند

مورد نظر [۱۵]

جزء ترمودینامیکی	معادله ترمودینامیکی
شیر اختناق	$h_4 = h_5$
کمپرسورها	$w_1 = \dot{m}_{ref}(h_7 - h_6) = \frac{\dot{m}_{ref}(h_{7,s} - h_6)}{\eta_{comp}}$ $w_2 = \dot{m}_{ref}(h_9 - h_8) = \frac{\dot{m}_{ref}(h_{9,s} - h_8)}{\eta_{comp}}$ $\frac{w_{net}}{\dot{m}_{LNG}} = \frac{\sum_{i=1}^2 w_i}{\dot{m}_{LNG}}$
مبدل حرارتی چندجریانی	$Q_{5-6} = \dot{m}_{feed}(h_2 - h_1)$ $Q_{1-2} = \dot{m}_{feed}(h_4 - h_3)$ $Q_{3-4} = \dot{m}_{feed}(h_6 - h_5)$ $\dot{m}_{ref}(h_6 - h_5) = \dot{m}_{ref}(h_4 - h_3) + \dot{m}_{ref}(h_2 - h_1)$
خنک کننده ها	$Q_1 = \dot{m}_{ref}(h_8 - h_7)$ $Q_2 = \dot{m}_{ref}(h_3 - h_9)$

۳-۳- صحت سنجی شبیه سازی فرآیند مایع ساز

جهت صحت سنجی مدلسازی، توان مصرفی کل و ویژه چرخه شبیه سازی شده با مرجع ۲ مقایسه شد. مقایسه نتایج به دست آمده در جدول ۴ ارائه شده است که بیانگر تطابق مناسب بین نتایج است.

جدول ۴- نتایج شبیه سازی تحقیق حاضر با مرجع [۲] به منظور

اعتبارسنجی مدل

متغیر فرآیند	نتایج تحقیق حاضر	مرجع [۲]
توان مصرفی کل (MW)	۶/۹۶۳	۶/۹۶۰
توان مصرفی ویژه (kWh/kgLNG)	۰/۳۶۸	۰/۳۶۰

استفاده شده است. این معادله از نوع معادله حالت نیمه تجربی^۱ بوده و از دقت قابل قبولی در پیش بینی خواص ترموفیزیکی مخلوط هیدروکربن ها برخوردار می باشد [۲۷-۲۹]. فرم جبری این معادله که از معادله حالت واندروالس^۲ مشتق شده است به صورت رابطه (۱) می باشد [۲۸]:

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

در رابطه ی (۱)، a و b ثابت های معادله حالت بوده و α ضریب بی بعد می باشد که وابسته به دمای کاهش یافته است. مقدار α از رابطه ی (۲) قابل محاسبه می باشد:

$$\alpha = [1 + m(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (2)$$

در رابطه فوق ضریب m به صورت زیر محاسبه می شود:

$$m = 0.3796 + 1.5422\omega - 0.2699\omega^2 \quad (3)$$

ω در رابطه فوق، فاکتور خروج از مرکز^۳ و معیاری از میزان انحراف از شکل متقارن مولکول های قطبی است. ضرایب a و b در رابطه (۱) به صورت زیر بدست خواهند آمد:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial v}\right)_{T=T_c} \quad (4)$$

$$\left(\frac{\partial^2 P}{\partial v^2}\right)_{T=T_c} \quad (5)$$

توضیحاتی که تا این جا در رابطه با معادله حالت ارائه شد مربوط به پیش بینی خواص مواد خالص بود. در مورد مخلوط ها (میرد چندجزیی) می توان از معادله حالت مذکور همراه با یک قانون اختلاط^۴ استفاده کرد. قوانین اختلاط بسیاری پیشنهاد شده اند که در این مقاله از قانون اختلاط تصادفی (قانون اختلاط واندروالس) استفاده شده است. بر اساس این قانون، ضرایب $a\alpha$ و b در معادله حالت پنگ رابینسون که در مورد مخلوط ها با $(a\alpha)_m$ و b_m نشان داده می شود، از روابط (۶) الی (۸) به دست می آید [۱۵]:

$$P = \frac{RT}{v-b_m} - \frac{(a\alpha)_m}{v(v+b_m) + b_m(v-b_m)} \quad (6)$$

$$(a\alpha)_m = \sum_i \sum_j [z_i z_j \sqrt{a_i a_j} \alpha_i \alpha_j (1 - k_{ij})] \quad (7)$$

$$b_m = \sum_i [z_i b_i] \quad (8)$$

در رابطه ی (۷) پارامتر k_{ij} به ضریب اثر متقابل^۵ معروف است. برای ارزیابی این مقادیر از بانک اطلاعاتی نرم افزار تجاری Hysys استفاده شده است. در این رابطه z_i درصد ترکیب مولی جزء i-ام است [۲۶].

۳-۱- قیدها و فرضیات مدل سازی

- در معادلات بقای انرژی در کلیه بخش ها، فرض جریان پایا لحاظ می شود [۳۰-۳۴].
- از اتلاف گرما در تمام اجزای موجود در چرخه صرف نظر شده است [۳۰، ۳۱ و ۳۳].

¹ Semi-Empirical (EOS)

² Van der waals (EOS)

³ Acentric factor

⁴ Mixing Rule

⁵ Interaction Parameter or Binary Coefficient

۴- نتایج شبیه سازی و بحث

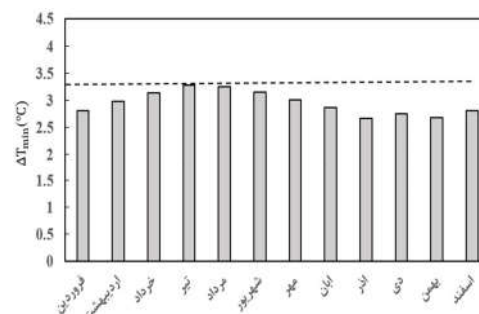
در این تحقیق تغییرات دمای محیط و همچنین تغییرات دبی گاز خوراک به عنوان مهم ترین پارامترهای تاثیرگذار خارجی بر روی عملکرد چرخه مایع ساز میرد چند جزئی ساده مورد بررسی قرار گرفته است [۱۵] نتایج کامل آنالیز حساسیت چرخه مورد مطالعه در مرجع ۱۵ در دسترس است. در روند شبیه سازی مقدار ضریب کلی انتقال گرما و سطح برای مبادله کن گرمایی چند جریانی موجود در چرخه مورد نظر ثابت در نظر گرفته شده است [۱۹-۱۴]. در ادامه، نحوه عملکرد فرایند مایع ساز برای هر سه شرایط دمایی کمینه، متوسط و بیشینه (شکل ۲) ارایه شده است و در انتها اثرات تغییر در دبی گاز خوراک بر عملکرد چرخه، مورد مطالعه قرار گرفته است.

۴-۱- بررسی تغییرات دمای محیط بر عملکرد سیستم

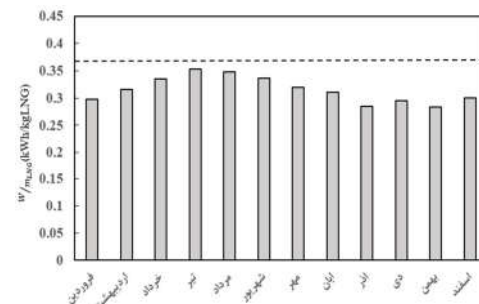
مایع ساز مورد نظر

۴-۱-۱- بررسی شرایط دمایی متوسط

نتایج به دست آمده در این حالت با توجه به داده های موجود در شکل ۲ و اعمال تغییرات به چرخه مورد نظر به صورت ماهانه و فصلی تحلیل شده است. همان طور که از نمودارهای شکل های ۳ و ۴ مشاهده می شود تغییرات توان مصرفی ویژه و اختلاف دمای کمینه روندی مشابه نسبت به هم داشته و با افزایش دما شاهد افزایش هم در توان و هم در اختلاف دمای کمینه بین منحنی های سرد و گرم هستیم.



شکل ۳- نمودار اختلاف دما بین جریان های گرم و سرد در شرایط دمایی متوسط



شکل ۴- نمودار توان مصرفی ویژه بین جریان های گرم و سرد در شرایط دمایی متوسط

همانطور که در جدول ۵ مشاهده می شود حداکثر میزان توان تولیدی

برای مایع سازی در چرخه مورد نظر در تیرماه و در فصل تابستان و حداقل مقدار توان مصرفی در آذر ماه و در فصل زمستان رخ داده است. در طرف مقابل همین روند نیز برای اختلاف دمای کمینه رخ می دهد. از طرفی حداقل اختلاف دمای کمینه و توان مصرفی ویژه به ترتیب با ۱۸/۷٪ و ۲۳/۳٪ کاهش نسبت به حالت پایه به دست آمده اند و در طرف مقابل درصد کاهش حداکثر اختلاف دمای کمینه و توان مصرفی ویژه به ترتیب ۰/۰۶٪ و ۴٪ می باشد. بنابراین می توان بیان نمود که در صورت در نظر گرفتن شرایط دمایی متوسط، تغییرات زیادی در میزان توان مصرفی ویژه و اختلاف دمای کمینه نسبت به حالت پایه مشاهده نمی شود و فرآیند مایع سازی در این حالت با ضریب اطمینان مناسب نسبت به تغییرات دمای محیط به درستی به کار خود ادامه می دهد.

جدول ۵- نتایج به دست آمده ناشی از تغییرات دمای متوسط محیط

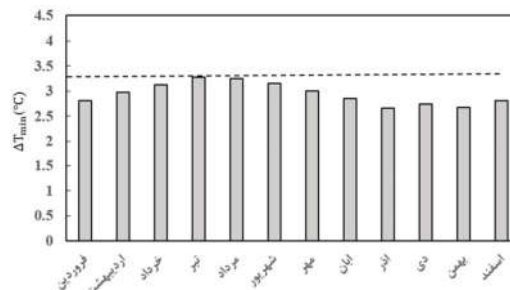
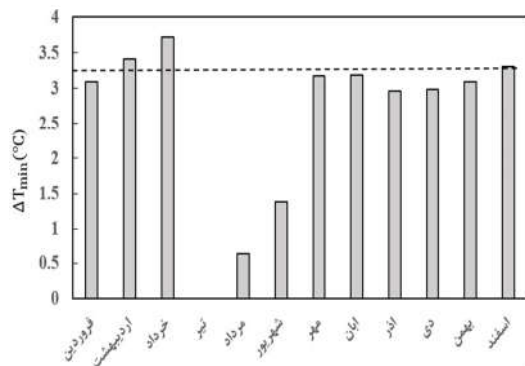
متوسط دمای محیط (°C)	ماه	توان مصرفی ویژه (kWh/kg LNG)	اختلاف دمای کمینه (°C)
۹/۸	فروردین	۰/۲۹۸۳	۲/۸۱۴
۱۶	اردیبهشت	۰/۳۱۶۸	۲/۹۷۸
۲۱/۸	خرداد	۰/۳۳۴۹	۳/۱۳۷
۲۶/۹	تیر	۰/۳۵۳۴	۳/۲۷۴
۲۵/۹	مرداد	۰/۳۴۹۵	۳/۲۴۶
۲۲/۳	شهریور	۰/۳۳۶۶	۳/۱۵۱
۱۷/۱	مهر	۰/۳۲۰۱	۳/۰۰۸
۱۴/۷	آبان	۰/۳۰۳۹	۲/۸۶۴
۴/۳	آذر	۰/۲۸۲۵	۲/۶۶۱
۷/۳	دی	۰/۳۹۱۱	۲/۷۴۴
۵/۰	بهمن	۰/۲۸۴۵	۲/۶۸۰
۱۰/۶	اسفند	۰/۳۰۰۷	۲/۸۳۵

۴-۱-۲- بررسی شرایط دمایی کمینه

در این حالت با توجه به نمودارهای ارایه شده در شکل های ۵ و ۶، روند تغییرات توان مصرفی ویژه و اختلاف دمای کمینه مشابه یکدیگر بوده اما شاهد افت بیشتری در توان مصرفی ویژه و همچنین اختلاف دمای کمینه نسبت به شرایط دمایی متوسط هستیم. با افزایش دما شاهد افزایش در توان مصرفی ویژه و اختلاف دمای کمینه خواهیم بود و با کاهش دما روند عکس را خواهیم داشت. در این حالت به دلیل پایین بودن دماهای محیط نسبت به حالت متوسط دمایی، اختلاف دمای کمینه بین منحنی های ترکیبی گرم و سرد کاهش بیشتری یافته و به همین میزان توان مصرفی ویژه روند نزولی پیدا کرده است. در این حالت حساسیت سیستم نسبت به حالت قبل (متوسط دمایی) بیشتر بوده و کاهش اختلاف دمای کمینه در برخی فصول زیر ۲/۵ درجه سلسیوس خواهد شد که کمتر از حد مجاز (حدود ۳ درجه سلسیوس) است و بهره برداری از سیستم باید با احتیاط بیشتری صورت پذیرد.

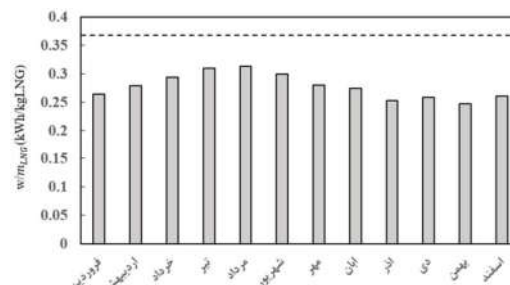
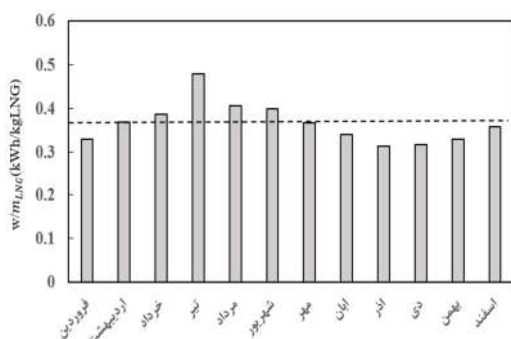
۳-۱-۴- بررسی شرایط دمایی بیشینه

در این حالت با توجه به شکل های ۷ و ۸ مشاهده می شود که با افزایش دما نسبت به حالت پایه طراحی چرخه (27°C) در این تحقیق، افت شدید در تغییرات اختلاف دمای کمینه مشاهده می شود. از طرف دیگر روند تغییرات توان مصرفی ویژه با دمای محیط رابطه مستقیمی داشته، به طوری که با افزایش دما، توان مصرفی ویژه افزایش یافته و با کاهش دما کاهش می یابد.



شکل ۵- نمودار اختلاف دما بین جریان های گرم و سرد در حالت شرایط دمایی کمینه

شکل ۷- نمودار اختلاف دما بین جریان های گرم و سرد در حالت شرایط دمایی بیشینه



شکل ۶- نمودار توان مصرفی ویژه در حالت شرایط دمایی کمینه

شکل ۸- منحنی توان مصرفی ویژه در حالت شرایط دمایی بیشینه

جدول ۷ مقدار توان مصرفی ویژه و اختلاف دمای کمینه به صورت ماهانه در طی یک سال کارکرد چرخه مورد نظر را نشان می دهند. همانطور که جدول ۷ نشان می دهد، حداکثر توان مصرفی ویژه در تیرماه رخ داده است و همچنین حداقل توان مصرفی ویژه در آذرماه به دست آمده است، از طرف دیگر حداکثر اختلاف دمای کمینه در این حالت در خردادماه و حداقل اختلاف دمای کمینه در تیرماه به دست آمده اند. در این حالت به دلیل دماهای محیطی بالاتر نسبت به شرایط پایه، در تیرماه حداقل اختلاف دمای کمینه به صفر رسیده است و درصد کاهش حداقل توان مصرفی ویژه نسبت به حالت پایه ۱۴/۷٪ به دست آمده است. درصد افزایش حداکثر اختلاف دمای کمینه و توان مصرفی ویژه در این شرایط به ترتیب ۱۲/۸٪ و ۳۰٪ گزارش شده است. در این حالت، عملکرد چرخه در بازه های از فصل گرم سال (تیرماه، مردادماه و شهریور ماه) حتما دچار اختلال خواهد شد.

با توجه به نتایج به دست آمده در جدول ۶ مقدار حداکثر توان تولیدی برای مایع سازی در چرخه مورد نظر در این حالت در مرداد ماه و در فصل تابستان و مقدار حداقل توان تولیدی در بهمن ماه و در فصل زمستان رخ داده است. از طرفی روندی مشابه نیز برای اختلاف دمای کمینه همانند توان مصرفی ویژه به دست آمده است. در این حالت درصد کاهش حداقل اختلاف دمای کمینه و توان مصرفی ویژه به ترتیب ۲۹/۳٪ و ۳۲/۸٪ گزارش شده است و در طرف مقابل درصد کاهش حداکثر اختلاف دمای کمینه و توان مصرفی ویژه نیز به ترتیب ۹/۸٪ و ۱۴/۸٪ به دست آمده اند.

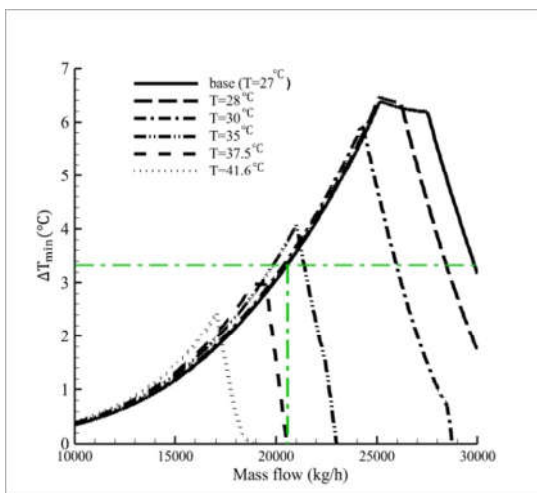
جدول ۶- نتایج به دست آمده ناشی از تغییرات دمای کمینه محیط

حداقل دمای محیط (°C)	ماه	توان مصرفی ویژه (kWh/kgLNG)	اختلاف دمای کمینه (°C)
-۲/۰	فروردین	۰/۲۶۴۹	۲/۴۸۶
۳/۰	اردیبهشت	۰/۲۷۸۹	۲/۶۲۶
۸/۴	خرداد	۰/۲۹۴۲	۲/۷۷۵
۱۳/۸	تیر	۰/۳۱۰۲	۲/۹۲۰
۱۵/۰	مرداد	۰/۳۱۳۸	۲/۹۵۳
۱۰/۲	شهریور	۰/۲۹۹۵	۲/۸۲۵
۳/۶	مهر	۰/۲۸۰۵	۲/۶۴۲
۱/۴	آبان	۰/۲۷۴۳	۲/۵۷۶
-۶/۴	آذر	۰/۲۵۲۹	۲/۳۶۴
-۴/۴	دی	۰/۲۵۸۳	۲/۴۲۲
-۸/۴	بهمن	۰/۲۴۷۵	۲/۳۱۴
-۳/۶	اسفند	۰/۲۶۰۵	۲/۴۴۶

جدول ۷- نتایج به دست آمده ناشی از تغییرات دمای بیشینه محیط

اختلاف دمای کمینه (°C)	توان مصرفی ویژه (kWh/kg LNG)	ماه	حداکثر دمای محیط (°C)
۳/۰۹۸	۰/۳۲۹۸	فروردین	۲۰/۲
۳/۳۹۷	۰/۳۶۹۴	اردیبهشت	۳۰/۶
۳/۶۹۶	۰/۳۸۷۱	خرداد	۳۵/۰
-۰/۰۰۳	۰/۴۷۹۰	تیر	۴۱/۶
۰/۵۴۸	۰/۴۰۶۷	مرداد	۳۸/۴
۱/۵۳۷	۰/۳۹۸۹	شهریور	۳۷/۵
۳/۳۷۲	۰/۳۶۶۶	مهر	۳۰/۰
۳/۱۸۱	۰/۳۴۰۴	آبان	۲۳/۴
۲/۹۵۸	۰/۳۱۴۴	آذر	۱۵/۲
۲/۹۷۸	۰/۳۱۷۵	دی	۱۶/۲
۳/۰۹۸	۰/۳۲۹۸	بهمن	۲۰/۲
۳/۳۰۳	۰/۳۵۷۹	اسفند	۲۸/۰

شکل ۱۲ تغییرات اختلاف دمای کمینه برحسب دبی گاز خوراک در حالتی که دماهای محیط نسبت به حالت پایه بیشتر می باشند را نشان می دهد. در این حالت روند تغییرات اختلاف دمای کمینه بسیار محسوس بوده و در هر دمای محیط مشخص، روندی کاملا متفاوت اما مشابه در تغییرات اختلاف دمای کمینه مشاهده می شود، به طوری که با افزایش دبی گاز خوراک شاهد افزایش در اختلاف دمای کمینه تا مقدار مشخصی هستیم که این مقدار مشخص در هر دمای محیط متفاوت می باشد و با افزایش بیشتر دبی گاز خوراک، روند نزولی اختلاف دمای کمینه مشاهده می شود. در این حالت (دماهای محیط بالاتر از حالت پایه) مشاهده می شود که هر چقدر دمای محیط از حالت پایه عملکرد چرخه بیشتر باشد، نمودار در مقدار پایین تری از اختلاف دمای کمینه دچار شکست شده و روند نزولی با شیب محسوسی را خواهیم داشت به طوری که تداخل دمایی در حالت های دمایی بالاتر از حالت پایه کاملا محتمل می باشد.



شکل ۱۰- تغییرات اختلاف دمای کمینه برحسب دبی گاز خوراک و دماهای محیط بیشتر از حالت پایه

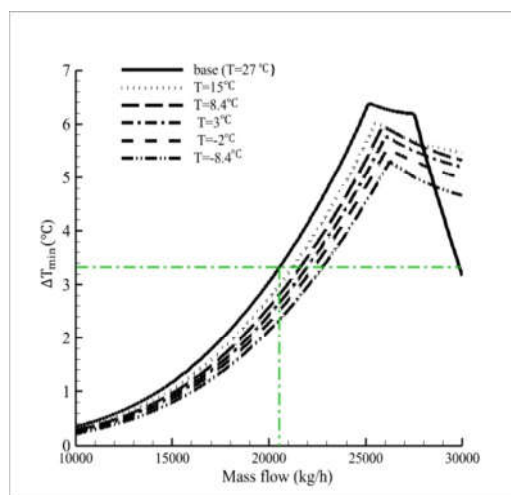
۵- نتیجه گیری

در تحقیق حاضر، در ابتدا یک چرخه مایع ساز گاز طبیعی با میرد چندجزیی با کاربری قله سایی با استفاده از نرم افزار Aspen Hysys شبیه سازی شد و اعتبار نتایج شبیه سازی با مقایسه با مراجع [۱۵ و ۲] تایید شد. در ادامه، اثرات تغییرات دمای محیط (برای سه شرایط دمایی متوسط، کمینه و بیشینه) و همچنین تغییرات دبی گاز خوراک بر عملکرد فرایند مایع ساز مورد مطالعه قرار گرفت. نتایج ناشی از بررسی تغییرات اثر دمای محیط بر روی چرخه مایع ساز نشان داد که:

- در شرایط دمایی کمینه، حساسیت سیستم نسبت به حالت متوسط دمایی بیشتر است و اختلاف دمای کمینه به زیر حد مجاز افت پیدا می کند.
- در شرایط دمایی متوسط، فرآیند مایع ساز کم تر تحت تاثیر تغییرات دمای محیط قرار می گیرد.

۲-۴- بررسی تغییرات دبی گاز خوراک بر عملکرد چرخه

بدلیل نوسانات در شبکه گاز کشور، دبی گاز خوراک ورودی به چرخه مایع ساز گاز طبیعی دچار تغییرات خواهد شد و به دلیل تاثیرگذاری این تغییر دبی بر مبادله کن گرمایی چندجریانی، اثرات آن می بایستی مورد بررسی و ارزیابی قرار بگیرد. نتایج نشان می دهد که اثر تغییرات دبی خوراک بر چرخه به دمای محیط و دمای پایه طراحی وابسته می باشد. هنگامی که دمای محیط کمتر از دمای حالت پایه است (27°C در این تحقیق)، تایج نشان می دهند که با کاهش دبی گاز خوراک شاهد کاهش در اختلاف دمای کمینه و با افزایش دبی گاز خوراک شاهد افزایش اختلاف دمای کمینه را خواهیم داشت (شکل ۱). در این حالت در محدوده دبی های کمتر از حالت پایه و همچنین در دماهای محیط پایین، خطر تداخل دمایی مشاهده می گردد (شکل ۹).



شکل ۹- تغییرات اختلاف دمای کمینه برحسب دبی گاز خوراک و دماهای محیط پایین تر از حالت پایه

- [2] Venkatarathnam G. and Timmerhaus K. D., Cryogenic mixed refrigerant processes. Springer, New York, 2008.
- [3] Kidnay A.J., Parrish W.R., McCartney D.G., Fundamentals of natural gas processing, CRC press, 2011.
- [4] Mortazavi A., Somers C., Hwang Y., Radermacher R., Rodgers P., Al-Hashimi S.J.A.c., Performance enhancement of propane pre-cooled mixed refrigerant LNG plant, Energy, Vol.93, pp.125-131, 2012.
- [5] Kunert S., Larsen D., Small is beautiful-The mini LNG concept, The potential of bio-energy for future energy supply, Germany, 2008.
- [6] FINN A., Technology choices LNG Industry, pp.55-58, 2006.
- [7] Chang H.-M., Lim H.S., Choe K.H., Thermodynamic design of natural gas liquefaction cycles for offshore application, Cryogenics, Vol.63, pp.114-121.
- [8] Shirazi M.M.H., Mowla D., Energy optimization for liquefaction process of natural gas in peak shaving plant, Energy, Vol. 35, No. 7, pp. 2878-2885, 2010.
- [9] Aslambakhsh A.H., Moosavian M.A., Amidpour M., Hosseini M., AmirAfshar S., Global cost optimization of a mini-scale liquefied natural gas plant, Energy, Vol. 148, pp. 1191-1200, 2018.
- [10] Park K., Won W., Shin D., Engineering, Effects of varying the ambient temperature on the performance of a single mixed refrigerant liquefaction process, Journal of Natural Gas Science and Engineering, Vol. 34, pp. 958-968, 2016.
- [11] Amalina N.S., Setiawan T.M., Hadisupadmo S., Hendradjit W., Development of a simulation package of natural gas liquefaction system, Procedia Engineering, Vol. 170, pp. 177-181, 2017.
- [12] Remelje C., Hoadley A., An exergy analysis of small-scale liquefied natural gas (LNG) liquefaction processes, Energy, Vol. 31, No. 12, pp. 2005-2019, 2006.
- [13] Zhu J., Li Y., Liu Y., Wang W., Selection and simulation of offshore LNG liquefaction process, in: The Twentieth International Offshore and Polar Engineering Conference, International Society of Offshore and Polar Engineers, pp. 25-32, 2010.
- [14] Pwaga S.S., Sensitivity analysis of proposed LNG liquefaction processes for LNG FPSO, Institutt for energi-og prosessteknikk, 2011.
- [15] Moradi A., Mafi M., Khanaki M., Sensitivity analysis of peak-shaving natural gas liquefaction cycles to environmental and operational parameters, Modares Mechanical Engineering, Vol. 15, No. 6, pp. 287-298, 2015. (In Persian)
- [16] Wang M., Khalilpour R., Abbas A., Effect of feed natural gas conditions on the performance of mixed refrigerant LNG process, Computer Aided Chemical Engineering, Elsevier, 2015, pp. 2309-2314.
- [17] Xu X., Liu J., Jiang C., Cao L., The correlation between mixed refrigerant composition and ambient conditions in the PRICO LNG process, Applied Energy, Vol. 102, pp. 1127-1136, 2013.
- [18] Xu X., Liu J., Cao L., Pang W., Automatically varying the composition of a mixed refrigerant solution for single mixed refrigerant LNG (liquefied natural gas) process at changing working conditions, Energy, Vol. 64, pp. 931-941, 2014.
- [19] Karamloo B., Khanaki M., Mafi M., Sadatsakkak S.A., Effect of feed conditions on the performance of double stage mixed refrigerant LNG system, Modares Mechanical Engineering, Vol. 16, No. 10, pp. 103-114, 2016. (In Persian)
- [20] Moein P., Sarmad M., Khakpour M., Delaram H., Methane addition effect on a dual nitrogen expander refrigeration cycle for LNG production, Journal of Natural Gas Science and Engineering, Vol. 33, pp. 1-7, 2016.
- [21] Khan N.B.N., Barifcani A., Tade M., Pareek V., Engineering, A case study: Application of energy and

- در شرایط دمایی بیشینه، به دلیل افزایش شدید دمای نسبت به حالت پایه، تداخل دمایی در مبادله‌کن گرمایی در ماه‌های گرم سال مشاهده می‌شود.
- در بخش دوم تحقیق، اثرات دبی گاز خوراک بر پارامتر اختلاف دمایی کمینه در مبادله‌کن گرمایی چند جریانی، مورد بررسی قرار گرفت. نتایج بیانگر این موضوع است که برای هر دو حالت دماهای زیر حالت دمایی پایه و بالاتر از حالت دمایی پایه:
- با افزایش دبی گاز خوراک، مقدار اختلاف دمای کمینه افزایش خواهد یافت.
- با کاهش دبی گاز خوراک شاهد کاهش در اختلاف دمای کمینه خواهیم بود و در دماهای بالاتر از حالت دمایی پایه (27°C) در این تحقیق) هر قدر دمای محیط بیشتر باشد با کاهش دبی گاز خوراک، مبادله‌کن گرمایی چند جریانی به شدت با خطر تداخل دمایی مواجه شده و عملکرد فرآیند مختل خواهد شد.
- نتایج فوق بیانگر این مهم است که در طراحی سیستم فرایند مایع‌ساز مبرد چندجریانی حتماً می‌بایستی عملکرد سیستم در دماهای کمینه و بیشینه، مورد مطالعه قرار گیرد و مکانیزم‌های لازم جهت اجتناب از تداخل دمایی در فصول گرم سال، اندیشیده شود.

۶- فهرست علائم

P	فشار (bar)
T	دما ($^{\circ}\text{C}$)
h	انتالپی بر واحد جرم (kJ/kg)
Q	توان حرارتی (KW)
v	حجم مخصوص (m^3/mol)
a	ثابت معادله حالت پنگ-رابینسون ($\text{m}^3/\text{mol}-1$) ² pa
b	ثابت معادله حالت پنگ-رابینسون ($\text{m}^3/\text{mol}-1$)
W	توان مصرفی (KW)
k _{ij}	ضریب اثر متقابل در معادله حالت پنگ-رابینسون
علائم یونانی	
η	بازدهی آیزنتروپیک کمپرسورها
ω	فاکتور خروج از مرکز
α	ضریب بی بعد وابسته به دمای کاهیده
زیر نویس‌ها	
c	مشخصات بحرانی
comp	کمپرسور
Feed	گاز تغذیه (خوراک)
r	کاهیده
ref	مبرد
s	آنتروپی ثابت
i	شمارنده متغیر ورودی
o	شمارنده متغیر خروجی

۷- مراجع

- [1] Mokhtab S., Mak J. Y., Valappil J. V. and Wood D. A., Handbook of liquefied natural gas. Gulf Professional Publishing, 2013.

- exergy analysis for enhancing the process efficiency of a three stage propane pre-cooling cycle of the cascade LNG process, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Vol. 29, pp. 125-133, 2016.
- [22] Parpinchi M.K., Sadeghi A., Khanaki M., Sadatsakkak S. A., Optimization and thermodynamic analysis of the dual mixed refrigerant process of natural gas liquefaction, *Amir Kabir Mechanical Engineering*, pp. 1-16, 2018. (In Persian)
- [23] Karamloo B., Sadatsakkak S. A., Mafi M., Manafi H., Effect of Refrigerant Component Leakage on the Performance of Double Stage Mixed Refrigerant LNG Process, *Journal of Mechanical Engineering, Tabriz University*, Vol.16, No.10, pp. 103-114, 2016. (In Persian)
- [24] Shirazi, L., Sarmad, M., Moghadasi Rostami, R., Moein, P., Zare, M., Mohammadbeigy, Kh., Feasibility study of the small scale LNG plant infrastructure for gas supply in north of Iran (Case Study). *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, Vol. 35, pp. 220-229, 2019.
- [25] Qazvin Meteorological Organization. <http://www.qazvinmet.ir>
- [26] HYSYS Process Simulation Hypnotic Ltd, Version 8.8, 2018.
- [27] Reid R.C., Prausnitz J.M., Poling B.E., *The Properties of Gases and Liquids*, 1987.
- [28] Danesh A., *PVT and phase behavior of petroleum reservoir fluids*, Elsevier, 1998.
- [29] Ahmed T., *Equations of State and PVT analysis: applications for improved reservoir modeling*, Houston, Texas: Gulf Publishing Company, 2007.
- [30] Yuan Z., Cui M., Xie Y., Li C., Design and analysis of a small-scale natural gas liquefaction process adopting single nitrogen expansion with carbon dioxide pre-cooling, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 64, No. 1, pp. 139-146, 2014.
- [31] Hwang J.H., Roh M., Lee K.Y., *Engineering, Determination of the optimal operating conditions of the dual mixed refrigerant cycle for the LNG FPSO topside liquefaction process*, *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 49, pp. 25-36, 2012.
- [32] Chang H.M., Lim H.S., Choe K.H., Effect of multi-stream heat exchanger on performance of natural gas liquefaction with mixed refrigerant, *Cryogenics*, Vol. 52, pp. 642-647, 2012.
- [33] Khan M.S., Lee S., Hasan M., Lee M., Process knowledge based opportunistic optimization of the N₂-CO₂ expander cycle for the economic development of stranded offshore fields, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Vol. 18, pp. 263-273, 2014.
- [34] He T., Ju Y., A novel process for small-scale pipeline natural gas liquefaction, *Applied Energy*, Vol. 115, pp. 17-24, 2014.
- [35] Sanavandi H., Mafi M., Ziabasharhagh M., Normalized sensitivity analysis of LNG processes – Case studies: Cascade and single mixed refrigerant systems, *Energy*, Vol. 188, pp. 1-12, 2019.
- [36] Kalvni, A., Mafi M., Khanaki M., Technical and economic Comparison of the effect of absorption pre-cooling on natural gas liquefaction plants for supplying the fuel of shahid rajace power plant, *Journal of Mechanical Engineering, Tabriz Unvesity*, Vol. 51, No. 3, pp. 165-174. 2021. (In Persian)