Archive of SID

مجموعه مقالات اولین کنفرانس بین المللی تهویه مطبوع و تاسیسات حرارتی و برودتی
۳۱ اردیبهشت ۱۳۹۴، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
مجری: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران
HVACconf-IRSHRAE-1-015

بهینه‌سازی دمای نقطه جدایش بین سیکلی و فشار ورودی گاز طبیعی در چرخه مایع‌ساز مبرد چند جزئی با سه طبقه پیش‌سردکن پروپان

حمید سناوندی، دانشجوی کارشناسی ارشد تبدیل انرژی، دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی؛kntu.ac.irh.sanavandi@
مسعود ضیاء بشرحق، دانشیار گروه مکانیک، دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی؛ mzia@kntu.ac.ir

چکیده

بخش بزرگی از انرژی مصرفی دنیا از منابع گاز طبیعی تامین می‌شود. امروزه حجم وسیعی از انتقالات گازی در غالب گاز طبیعی مایع شده، انجام می‌پذیرد. از این رو تلاش در جهت بهبود تکنولوژی‌های موجود مایع‌سازی و افزایش بهره‌وری و صرفه‌ی اقتصادی آن‌ها، در برنامه‌های اجرایی بسیاری از کشورها قرار گرفته است. یکی از رایج‌ترین سیکل‌ها در صنعت مایع-سازی گاز طبیعی،چرخه مبرد چندجزئی با طبقات پیش‌سردکن پروپان است.در تحقیق حاضر،نمونه پیشرفته‌ای از این سیکل شامل سه طبقه پیش‌سردسازی پروپان و دو طبقه مایع و زیرسردسازی مبرد چندجزئی، طراحی و در نرم‌افزار اسپن- هایسیس[1] مدل‌سازی شده است. از میان پارامترهای ورودی اثرگذار، اثر دو پارامتر اساسی،دمای نقطه جدایش بین سیکلی و فشار ورودی گاز طبیعی برکارمصرفی کل به ازای تولید خالص گاز طبیعی مایع (مصرف ویژه)، مشخص شده است. سپس با بررسی جداگانه اثر این تغییرات برپارامترهای خروجی تعیین کننده ازلحاظ بهره-وریمکانیکی، بهینه‌سازی چرخه با رویکرد مصرف ویژه کمینه، انجام گرفته و نتایج ارائه شده اند. نهایتا با تحلیل جامع و همزمان تغییرات در ورودی-ها، مقادیر بهینه کلی سیکل معرفی شده است.

کلمات کلیدی: مایع‌سازی گاز طبیعی، مبرد چندجزئی، نرم‌افزار اسپن-هایسیس، نقطه جدایش بین سیکلی، بهینه‌سازی مصرف ویژه

مقدمه

در سال ۲۰۱۱میلادی هشتاد و دو درصد از انرژی مصرفی دنیا از سوخت-های فسیلی بوده که در این میان گاز طبیعی سهم بالایی دارد. از طرفی ۲۸درصد بازار گاز طبیعی مربوط به گاز طبیعی مایع شده است. درواقعبا وجود تمام پیشرفت‌های علمی در زمینه‌ی انرژی‌های تجدیدپذیر، مصرف گاز طبیعی در جهان از سال ۱۹۹۳ تا ۲۰۱۱ میلادی شصت و دو درصد افزایش داشته است[۱]. انتقال گاز در مقیاس‌های حجمی عظیم، خطرات زیادی را در پی دارد. وقتی مسافت انتقال نیز افزایش می‌یابد، صرفه اقتصادی حمل گاز با خطلوله به سرعت کاهش یافته و نهایتا ناممکن می-شود[۲]. در این شرایط بحث گاز طبیعی مایع شده[2]، به میان می‌آید. هنگامی که گاز طبیعیدر فشار اتمسفریک تا دمای ۱۵۷- درجه سانتی‌گراد سرد شود، تبدیل به مایعی بی رنگ و بی‌بو، غیر سمی و غیر خورنده می-شود که عوارض ضدمحیطی بسیار کمی دارد. از این جهت یکی از پاک-ترین سوخت‌های فسیلیمحسوب می‌شود. تابحال مواردی از انفجار در پایانه‌های ارسال یا دریافت گزارش نشده و نکته مهم‌تر، کاهش حجم ۶۰۰ برابری گازطبیعی در تبدیل به فاز مایع است. این امر انتقال گاز طبیعی در مقیاس‌های بزرگ و به نقاط دوردست را ممکن می‌سازد.

روند رو به رشد مصرف گاز طبیعی و فراورده‌های آن و افزایش صادرات گاز بین قاره‌ای در تمامی نمودارهای معتبر مصارف جهانی قابل مشاهده و تحلیل است[۱]. صادرات در بعدهای مسافت بالای هزار کیلومتر و حجم-های بیش از یک میلیون مترمکعب در سال ، با صرفه اقتصادی و ریسک کم انتقال، تنها و تنها از طریق تکنولوژی مایع‌سازی میسر است[۲].کشور ایران از لحاظ منابع و تولید گاز طبیعی، رتبه دوم جهانی را دارا می-باشد[۱]. از این رو ضرورت ورود و پیشرفت سریع در فناوری مایع‌سازی گاز طبیعی در صنعت کشور، آنچنان واضح می‌نماید که نیازی به بحث‌های آماری پیچیده ندارد.

همواره با گسترش نیاز به تولید محصولی خاص، یا استفاده از تکنولوژی مخصوص، نیاز به بهینه‌سازی و بهبود کارکرد تکنولوژی مورد نظر نیز گسترش یافته و پژوهش‌های بیشتری را می‌طلبد.

در پژوهش حاضر چرخه مبرد چندجزئی با طبقات پیش سردکن پروپان،یکی از مهم‌ترین فرایندهای موجود در تکنولوژی مایع‌سازی گاز طبیعی، مورد تحلیل و بهینه‌سازی قرار گرفته است. این فرایند برای استفاده در واحدهای تولید پایه بسیار مناسب است. پروپان در چرخه پیش‌سردکن جهت کاهش دمای گاز طبیعی تا حدود ۳۸-درجه سانتی‌گراد مورد استفاده قرار می‌گیرد و مبرد چندجزئی در چرخه مایع‌سازی و زیرسردسازی جریان می‌یابد. با وجود تحقیقات و مطالعات انجام شده بر روی این فرایند در ایران و جهان، نیاز به پژوهش‌های بیشتر در این راستا به خصوص در ایران حس می‌شود. امید است نتایج این پژوهش و سایر تحقیقات به بومی‌سازی هرچه بیشتر این تکنولوژی در کشور عزیزمان بیانجامد.

مطالعات و پژوهش‌های گسترده‌ای در زمینه‌ی تکنولوژی‌های مختلف مایع‌سازی انجام شده است که در زیر به موارد مهمی اشاره شده است.

کاستیلو و دوراو[۳] با تحقیق بر روی فرایند تک گذر مبرد چندجزئی که ساده‌ترین سیکل در فرایندهای طبقه‌ای مایع‌سازی است، با استفاده از بهینه‌سازی در روش الگوریتم ژنتیک، نتایج کار خود را در راستای افزایش بهره‌وری و کاهش هزینه‌های کلی انتشار داده‌اند.

بایک و همکاران[۴] با طراحی یک سیکل بهبود یافته با مضمون استفاده از اگزرژی سرد محصولات در پیش‌سردسازی گاز طبیعی، بهره‌وری سیستم را افزایش داده‌اند. در این پژوهش اثر فاکتور عملکرد مبدل‌های حرارتی و درجه زیرسردسازی ال.ان.جی[3]در انرژی مصرفی نهایی سیکل، با استفاده از ستاپ ازمایشگاهی[4] توسعه داده شده توسط گروه، به دقت بررسی شده، سپس برای صحت‌سنجی بیشتر، از مدل‌سازی در نرم‌افزار هایسیس استفاده شده و نتایج انتشار یافته است.

[1] Aspen Hysys
[2] Liquefied Natural Gas
[3] LNG
[4] Experimental Setup

www.Hvacconf.ir
www.SID.ir

Archive of SID

هلگستاد[۵] تحقیق خود را در زمینه‌ی سیکل‌های مبرد چندجزئی با طبقات پیش سردکن پروپان، به انجام رسانده و با استفاده از الگوریتم ژنتیک و مدل‌سازی در نرم‌افزار هایسیس به بهینه‌سازی درصد اجزای مبرد چندجزئی پرداخته است.

در تکنولوژی‌های حاضر در صنعت مایع‌سازی در کشورهای صاحب دانش، فرایند مبرد چندجزئی با طبقات پیش سردکن پروپان بیش‌ترین سهم را در تولید ال.ان.جی جهانی دارا می‌باشد.

جنسن و اسکوگستاد[۶] مطالعات خود را بر روی سیکل مبرد چندجزئی آبشاری متمرکز کرده و ابتدا سیکل هدف خود را مشخص کرده‌اند. سپس به توسعه یک رابطه، برای پیش‌بینی تعداد درجات آزادی سیستم، به منظور استفاده در مطالعات بهینه‌سازی پرداخته‌اند و نهایتا نتایج بهینه-سازی سیکل خود را ارائه کرده‌اند.

بوکوسکی و همکاران[۷] در گزارشی، سیکل‌های صنعتی موسسه ای.پی[1] را مورد بررسی قرار داده و نقاط ضعف و قوت هر یک را از دیدگاه عملی در قالب نمودارهایی ارائه کرده‌اند.

همچنین بوکوسکی و همکاران[۸] در گزارشی دیگر سه سیکل بهبود یافته موسسه ای.پی، شامل سیکل بهبود یافته اس.ام.آر[2]، دی.ام.آر[3] و سیکل ابتکاری مبرد چندجزئی با طبقات پیش سردکن پروپان- نیتروژن را شرح داده، سپس در مورد مبدل‌های حرارتی پیشرفته کرایجنیک[4] و همچنین پایانه‌های مایع‌سازی روی سطح دریا بحث کرده و ظرورت‌های آن‌ها را شرح داده‌اند. نهایتا بخشی از نتایج آزمایشگاهی و تولیدات خود از جمله کمپرسور-توربین‌های موسسه جهت پروژه‌های دریایی را معرفی کرده‌اند.

لین و همکاران[۹] نیز تحقیقات گسترده‌ای در زمینه‌ی پی.ال.ان.جی[5] انجام داده، به بررسی دقیق رفتار ترمودینامیکی گاز طبیعی پرداخته و با مدل‌سازی یافته‌های خود در نرم‌افزار هایسیس نتایج خود را انتشار داده‌اند.

در تحقیق حاضر با بررسی انواع سیکل‌های آزمایشگاهی و صنعتی مبرد چندجزئی با طبقات پیش سردکن پروپان، ابتدا سیکی کارامد و عملی، به منظور استفاده در فرایندهای صنعتی و مقیاس‌های تولیدی بزرگ در سال، معرفی شده است. سپس دو عامل تاثیرگذار در انرژی مصرفی و صرفه اقتصادی نهایی سیکل، یعنی دمای نقطه جدایش و فشار اولیه ورودی گاز طبیعی، به عنوان پارامترهای اساسی ورودی در نظر گرفته شده و به بهینه‌سازی این دو مولفه پرداخته شده است. در زمینه ترکیب اجزای مبرد چندجزئی، حجم وسیعی از تحقیقات و مطالعات انجام شده‌اند؛ اما نقطه تمایز پژوهش حاضر بررسی دو عامل مهم در فرایند مایع‌سازی گاز طبیعی، دمایی نقطه جدایش و فشار ورودی تغذیهبه صورت همزمان واستفاده از یک سیکل عملی و کارامد جهت بکارگیری در واحدهای تولید پایهاست که جای خالی پژوهشی جامع و متقن، در میان ادبیات و تحقیقات موجود در این زمینه به چشم می‌خورد.

توصیف چرخه مایع‌ساز گاز طبیعی با مبرد چندجزئی و طبقات پیش‌سردکن پروپان

سیکل ساده مبرد چندجزئی با طبقات پیش سردکن پروپان شامل یک مرحله افزایش فشار پروپان است. دمای پروپان فشرده شده در ادامه چرخه توسط مبدل‌های آب-خنک یا هوا-خنک کاهش می‌یابد و پروپان در نقطه حباب قرار می‌گیرد. در این مرحله مبرد با عبور از شیر فشارشکن، همزمان با کاهش فشار متحمل افت شدید در دما خواهد شد و در ناحیه دو فازی قرار می‌گیرد. سپس فازهای دوگانه در جداکننده تقسیم می‌شوند. فاز گازی دوباره به کمپرسور بازگشت داده می‌شود و فاز مایع برای پیش-سردسازی گاز طبیعی و همچنین مبرد چندجزئی، وارد مبدل‌های حرارتی می‌شود. سپس مبرد چندجزئی پیش‌سرد شده، وارد جداکننده شده و فازهای مایع و گاز جدا می‌شوند. درصد ترکیب دو فاز به علت تفاوت در نقاط جوش اجزای مبرد چندجزئی، متفاوت است. سپس دو جریان از مبرد چندجزئی وارد مبدل‌های حرارتی کرایجنیک شده و سرد می‌شوند. در این فرایند گاز طبیعی تا تا دماهای بسیار پایین خنک شده و وارد فاز مایع می‌شود. تمام وظیفه سرد سازی در مبدل کرایجنیک توسط مبرد چندجزئی انجام می‌شود. بدین صورت که پس از خنک شدن در مبدل و خروج از آن، با کاهش شدید دما و فشار در شیر فشارشکن، جریان برگشتی بسیار سردی می‌شود که نهایتا موجب مایع‌سازی گاز طبیعی خواهد شد.

در سیکل مورد نظر این پژوهش، برای افزایش بهره‌وری و قدرت مانور مجموعه، پروپان در سه سطح دمایی یا در واقع سه مرحله وارد جداکننده می‌شود. سپس فاز گازی دوباره وارد کمپرسورها شده و فاز مایع به سه بخش تقسیم می‌شود. دو بخش برای پیش‌سرد کردن مبرد چندجزئی و گاز طبیعی استفاده می‌شود و یک بخش از مایع نیز وارد شیر فشارشکن می‌شود تا به دما و فشار سطح بعدی برسد. نهایتا در مرحله سوم پروپان در پایین‌ترین سطح دمایی خود قرار می‌گیرد. نکته مهم این است که در خنک‌سازی گاز طبیعی و مبرد چندجزئی توسط پروپان، یک محدودیت عملیاتی وجود دارد. هر مبرد در یک سیکل تبرید، مستقل از فشار کاری، نهایتا تا دمای اشباع خود در فشار اتمسفریک می‌تواند دستخوش کاهش دما شود[۱۰]. این دما برای پروپان ۴۲- درجه سانتی‌گراد است؛ از طرفی هر چه بار بیشتری از فرایند تبرید بر عهده سیال پیش‌سردکن باشد، کار مصرفی نهایی سیکل کاهش خواهد داشت. از این رو دمای مرحله سوم چرخه پروپان بر روی ۴۲- درجه سانتی‌گراد تنظیم شده است.

به دمای خروجی مبرد چندجزئی و گاز طبیعی از مرحله سوم پیش‌سرد سازی، دمای نقطه جدایش اطلاق می‌شود. مبرد چندجزئی پس از افزایش فشار در کمپرسور و خنک شدن توسط خنک کننده، وارد سه مرحله پیش‌سردسازی می‌شود. سپس در جداکننده تقسیم شده و وارد مبدل حرارتی کرایجنیک اول می‌شود. بخش گازی با خنک شدن در مبدل مایع شده و وارد مرحله دوم یا در واقع مبدل حرارتی دوم می‌شود. بخش مایع پس از خنک شدن وارد شیر فشارشکن می‌شود. بخش گازی پس از خروج از مبدل کرایجنیک دوم وارد شیر فشارشکن شده و دما و فشارش افت می‌کند. این جریان برگشتی وظیفه خنک‌سازی در مبدل دوم را به عهده دارد. این جریان خروجی و جریان خروجی قسمت مایع از مبدل اول ترکیب شده و موجب سرمایش در مبدل اول می‌شوند و نهایتا دوباره وارد کمپرسور خواهند شد. ضروری است که از ورود مایع به کمپرسور خودداری شود و مبرد به صورت فوق‌داغ[6] وارد کمپرسور شود[۵].

[1] Air Products and Chemicals Inc.
[2] Single Mixed Refrigeration
[3] Dual Mixed Refrigeration
[4] Coil Wound Heat Exchanger
[5] Pressurized liquefied Natural gas
[6] Superheat

www.SID.ir

Archive of SID

گاز طبیعی نیز با یک فشار کاری خاص وارد مجموعه می‌شود که تنظیم بهینه این فشار در بهره‌وری نهایی مجموعه اثر مهمی خواهد داشت. گاز طبیعی بعد از سه مرحله پیش‌سردسازی، در مبدل‌های کرایجنیک وارد فرایندهای مایع‌سازی و زیرسردسازی می‌شود. گاز طبیعی در آخر با عبور از یک شیر فشارشکن به فشار محیط می‌رسد و در این حالت باید حتما در دمای پایین‌تر از ۱۵۷- درجه سانتی‌گراد قرار داشته باشد[۵]. بخش مایع برای صادرات به پایانه‌های مخصوص در کشور منتقل شده و از اگزرژی سرد بخش گازی نیز می‌توان در مصارف و صنایع مختلف استفاده کرد. برای دقت بیشتر و به عنوان مثال، فشار نهایی برابر فشار اتمسفریک عسلویه، تنظیم شده است.

مدل‌سازی در نرم افزار اسپن- هایسیس

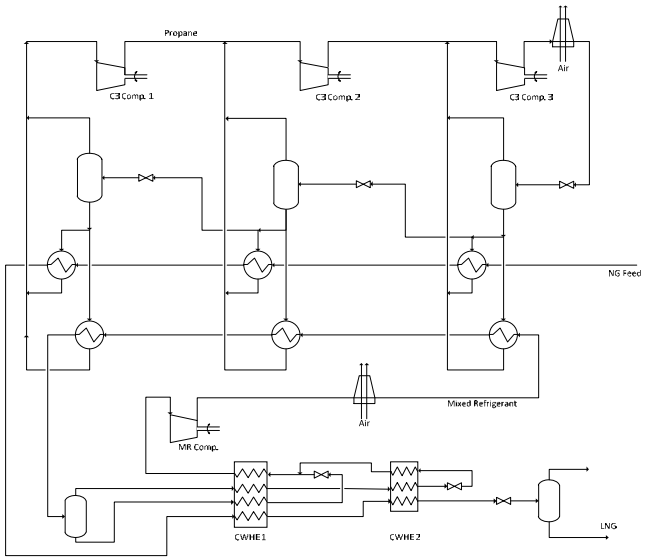
شبیه‌سازی یا مدل‌سازی یا ریاضیدر واقع تبدیل کیفیت-هایفیزیکی و ارابطه مقابل اینکیفیتها به کمیتهایعددی و روابط ریاضیاست. بدین ترتیب یک مدل ریاضی، شامل متغیرها و مجموعه معادلات و ابسته‌ها آن-هاست که می‌تواند تأثیر متقابل اینمتغیرها را، همانطور که در دنیای واقعی با تفاقمی-افتد، نشاندهد. از این رو یک مدل ریاضی و سیله بسیار مناسب برای دستتحلیل-گراستکهبا توسلبه آن می‌توان رفتار یک سیستم را پیشازاعمال واقعیتغییرات و پیش-بینی کند. اینخاصیتبخصوصدر مورد سیستم‌هایی که امکان اعمال واقعیتغییرات در آن‌ها محدود است، بسیار مفید و کارآمد است.

برنامه‌هایشبیه‌سازی فرآیند در واقع بستههایی نرم‌افزاری هستند که هتشکیل و حل معادلاتپیچیده رامقدور می‌سازند. به‌عبارتدیگر شبیه‌سازی، بکارگیری مدل-هاوایجاد ارتباطبین آن‌ها برای توصیف عملیو علمی شرایط و حالاتیک سیستم و تعیین خروجی‌ها یا آنبا توجه به داده‌های ورودی است. لذا تکرار شبیه-سازی در حالاتو شرایط مختلف ورودی می‌تواند ما را در طراحی فرآیند یاری کند.

نرم‌افزار اسپن- هایسیستامی فرآیندهای نفت، گاز و پتروشیمی و بسیاری از فرآیندهای موجود در صنایع تولید را تحتپوشش قرار می‌دهد و همچنین توانایی مدل‌سازی آنبرای حالت‌های پویای (دینامیک) فرآیندها بسیار بالاست، ساده و سریع می‌باشد و لذا به‌عنوان یکی از نرم-افزارهای جامع و پرکاربرد در زمینه مهندسی فرآیند مطرح است. هایسیس می-تواند عملیاتمجتمع را به‌سرعت به‌بود بخشد و بدین ترتیب از دستیکار کرد دستگاه-ها اطمینان حاصل کرد. یک کتابخانه جامع ترکیبات خالص در هایسیس وجود دارد که قابلیت افزودن ترکیبات اختصاصی با استفاده از داده‌های شخصی را داراست. در هایسیس عملیات واحدهای متعدد و گوناگونی مانند انواع مبدل-های حرارتی، تجهیزات دوار مانند کمپرسور، کمپرسور، جداکننده‌ها، برج-های تقطیر، راکتورها، عملیات جداسازی جامداتو عملیات منطقی قابل شبیه-سازی است. به‌علاوه عملیات واحدهای خاص را نیز می‌توان از طریق برنامه-نویسی به‌این نرم‌افزار اضافه کرد.

حل دستهمعادلات ریاضی (جبری، دیفرانسیلی، خطی یا غیرخطی) حاصل از موازنههای جرمو انرژی مربوط به‌هر مدل-سازی تجهیز اتمختلف فرآیندی، همراه با معادلات ترمودینامیکی و سایر معادلات دیگر به‌روش حل همزمان [1] صورتمی‌گیرد. این نرم‌افزار جزو معدود نرم-افزارهایی است که علاوه بر انجام محاسبات پیش‌رونده [2] محاسبات پس-رونده [3] را هم انجام می‌دهد. یعنی یک واحد را بدون داشتن اطلاعات ورودی و با داشتن اطلاعات خروجی می‌توان شبیه سازی کرد.

در پژوهش حاضر بعد از تعیین کلیه مسیرهای جریانی و تجهیزات مورد نیاز در فرایندهای الزامی چرخه، برای مدل‌سازی نرم‌افزاری سیکل از مجموعه تجاری اسپن- هایسیس استفاده شده است. در شکل ۱ سیکل مورد مطالعه به صورت شماتیک نشان داده شده است.



شکل ۱: نمای کامل سیکل مایع‌ساز گاز طبیعی با مبرد چندجزئی و سه طبقه پیش‌سردکن پروپان

در مدل‌سازی انجام شده، از معادله حالت پنگ- رابینسون [4] استفاده شده است که بهترین انتخاب برای فرایندهای کرایجنیک است. فشار در ورودی و خروجی میکسرهای سیکل برابر فرض شده و افت فشار با توجه به فشار و دمای کاری سیالات و نوع مبدل‌های حرارتی فرض شده است[۵]. در شیرهای فشارشکن نیز فرایند غالب، ژول تامسون است. با توجه به وضعیت بومی خشک و کم آب ایران جهت خنک‌کاری از کولرهای هوا- خنک استفاده شده و کلیه پارامترهای ورودی لازم با توجه به سیکل‌های عملی و الزامات طبیعی تعریف شده‌اند.

معادلات حاکم

فرایندهای کرایجنیک پیچیدگی‌های عملیاتی فراوانی دارند اما قوانین حاکم بر آن‌ها توسط معادلات ترمودینامیکی قابل بیان است.

معادله حالت پنگ- رابینسون یک معادله حالت تنیمه‌تجربی بوده و از نوع معادله حالت مشتق شده از فرمول واندروالس می-باشد. فرم جبری این معادله حالت به صورت زیر است:

$$P = \frac{RT}{\vartheta - b} - \frac{a\alpha}{\vartheta(\vartheta + b) + b(\vartheta - b)} \qquad (۱)$$

مقادیر a و b ثابت‌های معادله حالت بوده و α ضریب بدون بعد وابسته به همایکاهیده می‌باشد. مقدار α با توجه به فرمول زیر بدست می‌آید.

[1] Equation Oriented or Simultaneous
[2] Forward
[3] Backward
[4] Peng- Robinson State Equation

www.SID.ir

Archive of SID

$$\alpha = \left[1 + m(1 - \sqrt{T_r})\right]^2 \quad (۲)$$

دررابطه (۲) ضریب m بهصورتزیرتعریفمی‌شود:

$$m = 0.3796 + 1.5422\omega - 0.2699\omega^2 \quad (۳)$$

ضرایبaوbبهصورتزیربدستمی‌آیند:

$$a = \Omega_a \frac{R^2 {T_c}^2}{P_c}, \qquad \Omega_a = 0.4572$$
$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}, \qquad \Omega_b = 0.0778 \quad (۴)$$

تابعانحرافآنتالپیسیال مبرد چندجزئیبااستفادهازرابطه(۵) بهدستمی‌آید.

$$\left(\frac{h^* - h}{RT_c}\right) = \left(\frac{h^* - h}{RT_c}\right)^{(0)} + \frac{\omega}{\omega_R}\left[\left(\frac{h^* - h}{RT_c}\right)^{(R)} - \left(\frac{h^* - h}{RT_c}\right)^{(0)}\right] \quad (۵)$$

تابعانحرافآنتروپیسیال مبرد چندجزئیبااستفادهازرابطه(۶)بهدستمی‌آید.

$$\left(\frac{s^* - s}{R}\right) = \left(\frac{s^* - s}{R}\right)^{(0)} + \frac{\omega}{\omega_R}\left[\left(\frac{s^* - s}{RT_c}\right)^{(R)} - \left(\frac{s^* - s}{R}\right)^{(0)}\right] \quad (۶)$$

آنتالپیمخلوطچندجزئیبااستفادهازتابعانحرافآنتالپیبهدستمی‌آید.

$$h(P_2,T_2) - h(P_1,T_1) = [h(P_2,T_2) - h^*(P_2,T_2)] + h^*(P_2,T_2) - h^*(P_1,T_1) - [h(P_1,T_1) - h^*(P_1,T_1)] \quad (۷)$$

با توجه به عدم امکان محاسبه آنتالپی به صورت مستقیم، این مقدار با توجه به مسیر مجازی ثانویه (در این مسیر مجازی سیال رفتار گاز ایده‌آل از خود نشان می‌دهد) میسر می‌شود.

آنتروپیمخلوطچندجزئینیز بااستفادهازتابعانحرافآنتروپیبهدستمی‌آید.

$$s(P_2,T_2) - s(P_1,T_1) = [s(P_2,T_2) - s^*(P_2,T_2)] + s^*(P_2,T_2) - s^*(P_1,T_1) - [s(P_1,T_1) - s^*(P_1,T_1)] \quad (۸)$$

در کمپرسورها با فرض راندمان آدیاباتیک ۷۵درصد در نرم‌افزار، کارمصرفی از رابطه (۹) بدست می‌آید.

$$W = P_1 V_1 \frac{\kappa}{\kappa - 1}\left(\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{\kappa}{\kappa-1}} - 1\right)/\eta_{ad} \quad (۹)$$

در رابطه (۹)، V دبی حجمی در فشار مکش و اِتا، راندمان آدیاباتیک کمپرسور است.

شرایط کاری

دما و فشار ورودی گاز طبیعی، دبی جرمی سیال مبرد چندجزئی، سطوح فشار کاری مبرد چندجزئی، سه سطح دمایی پروپان، دمای میانی (دمای خروجی از مبدل حرارتی کرایجنیک اول، قبل از ورود به مبدل حرارتی کرایجنیک دوم)، درصد اجزای مبرد چندجزئی و دمای نقطه جدایش از پارامترهای مهم و تاثیرگذار ورودی هستند. مقدار کار مصرفی کل به ازای کیلوگرم ال.ان.جی تولیدی و دمای نهایی آن نیز از خروجی‌های اصلی مساله هستند.درجدول۱، بخشی از داده‌های وارد شده و محاسبه شده در نرم‌افزار هایسیس آورده شده است.

جدول ۱: نمونه‌ای از داده‌های وارد شده و محاسبه شده در نرم‌افزار هایسیس

Name	C3-1-1	NG-1	MR-6	MRV-2	MRL-1
Vapor Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature [C]	-41.85	25.00	112.6	-140.0	-130.3
Pressure [kPa]	92.16	5850	4000	2800	3300
Molar Flow[kgmol/h]	2181	7059	9593	3831	5763
Mass Flow [kg/h]	9.619e+4	1.250e+5	2.500e+5	8.459e+4	1.654e+5
Liq.Vol. Flow [m^3/h]	189.9	391.0	653.4	214.0	439.4
Heat Flow [kJ/h]	-2.37e+8	-5.30e+8	-6.71e+8	-2.82e+8	-5.97e+8

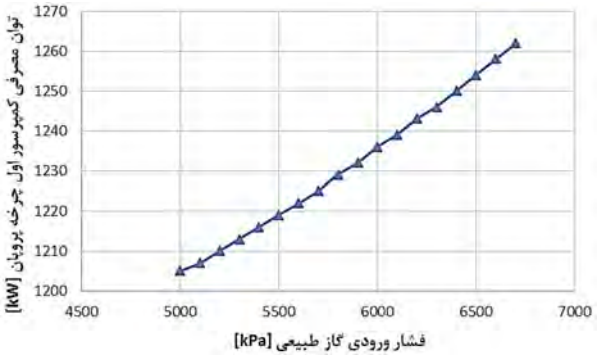
نتایج

بعد از طراحی سیکل و ورود پارامترهای اصلی، خطایابی و اصلاح بعضی از مقادیر خارج از محدوده‌های قابل قبول، نهایتا سیکل در شرایط کارکرد دائمی و بی‌نقص قرار گرفته است. سپس با تغییر ورودی‌های مختلف و ارزیابی تاثیر آن‌ها برروی خروجی‌ها، آنالیز حساسیت و نهایتا بهینه‌سازی دو پارامتر کلیدی، دمای نقطه جدایش و فشار ورودی گاز طبیعی انجام شده است. با تغییر هر پارامتر ممکن است بخش یا تمام سیکل متاثر شود. این تاثیرات می‌توانند در نتایج خروجی تاثیر مفید یا مضر داشته باشند. گاهی تغییرات همسو نیست و سیستم در قسمت‌هایی بهبود می‌یابد و در بخش‌هایی دچار ضعف می‌شود و باید نتایج کلی مورد بررسی قرار گیرند. گاهی نیز این تغییرات منجر به بروز خطا در سیستم می‌شوند. وجود مایع در جریان ورودی به کمپرسور، تقاطع دمایی در مبدل‌های حرارتی، فرامعین شدن تجهیزات، عدم کارکرد صحیح شیر فشارشکن، خارج از محدوده بودن راندمان پلی‌ترپیک کمپرسور، پایین بودن ضریب تصحیح اختلاف دمای لگاریتمی و ... نمونه‌ای از این خطاها هستند که باید از آن‌ها اجتناب شود. همچنین دمای محصول خروجی نیز برای جلوگیری از بروز هرگونه مشکل در پایانه‌های انتقال و نگه‌داری، باید حتما زیر ۱۵۷- درجه سانتی‌گراد باشد.

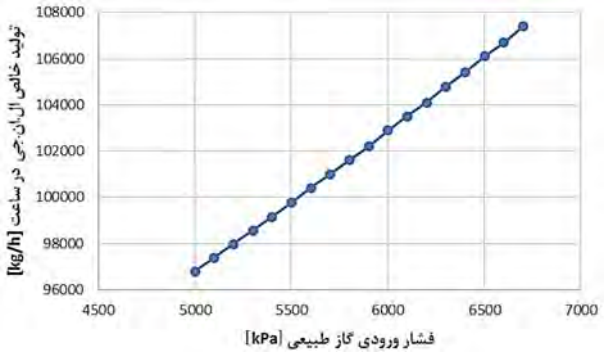
با در نظر گرفتن کلیه نکات مطرح شده، بهینه‌سازی دمای نقطه جدایش بین سیکلی و فشار ورودی گاز طبیعی انجام شده و نتایج در زیر ارائه شده است. در طراحی اولیه دمای نقطه جدایش برابر ۴۰- درجه سانتی‌گراد و فشار ورودی گاز طبیعی ۵۵۰۰ کیلوپاسکال است.

فشار ورودی گاز طبیعی

ابتدا مدل‌سازی برای بررسی اثر تغییرات فشار ورودی و بهینه‌سازی مقدار آن انجام شده است. به عنوان مثال اثر افزایش فشار ورودی گاز طبیعی در مصرف انرژی کمپرسوراول چرخه پیش‌سردکن و تولید خالص ال.ان.جی در شکل۲ و شکل۳ نشان داده شده است.



شکل ۲: توان مصرفی کمپرسور اول چرخه پروپان برحسب فشار ورودی گاز طبیعی

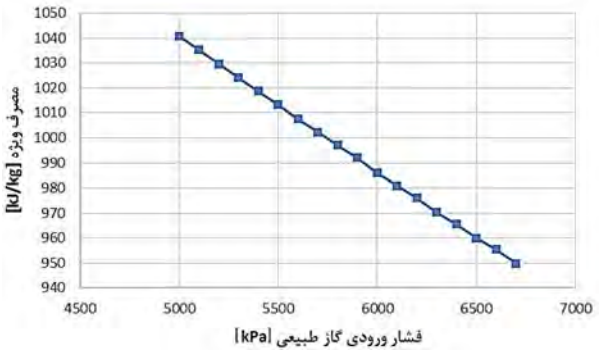


شکل ۳:تولید خالص ال.ان.جی درساعت بر حسب فشار ورودی گاز طبیعی

در شکل۴، اثر تغییرات فشار ورودی گاز طبیعی در مقدار مصرف ویژه نشان داده شده است.

www.SID.ir

Archive of SID

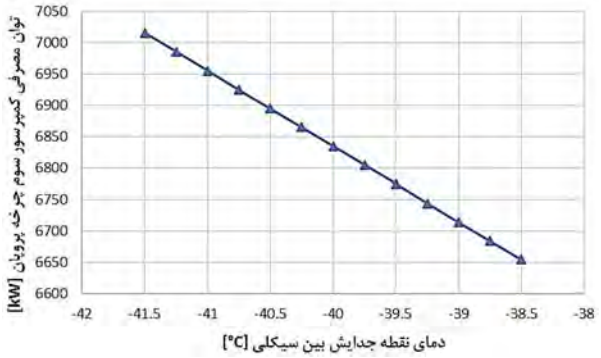


شکل ۴: مصرف ویژه بر حسب فشار ورودی گاز طبیعی

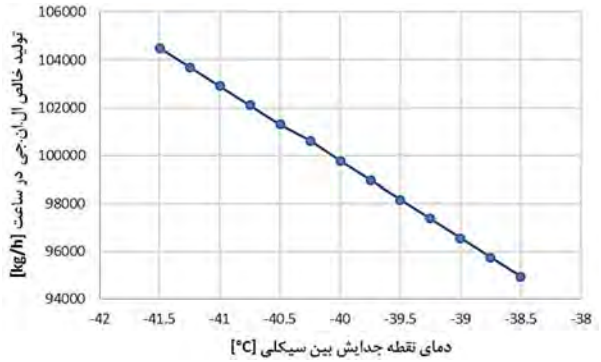
با افزایش فشار ورودی گاز طبیعی، توان مصرفی هر سه کمپرسور چرخه پیش‌سردکن افزایش، تولید خالص ال.ان.جی در ساعت افزایش و نهایتا انرژی مصرفی به ازای واحد تولید ال.ان.جی کاهش می‌یابد.در فشاری بالاتر یا پایین‌تر از محدوده اعمال شده، در مبدل حرارتی کرایجنیک اول تقاطع دمایی اتفاق می‌افتد که غیر قابل قبول است.

دمای نقطه جدایش

اثر افزایش دمای نقطه جدایش بین سیکلی در مصرف انرژیکمپرسور سوم چرخه پیش‌سردکن و تولید خالص ال.ان.جی در شکل۵ و شکل۶نشان داده شده است.

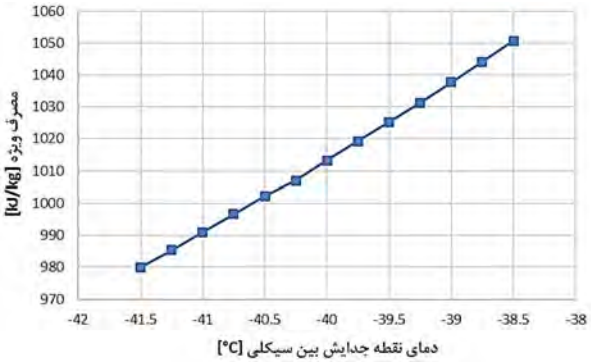


شکل ۵: توان مصرفی کمپرسور سوم چرخه پروپان بر حسب دمای نقطه جدایش



شکل ۶: تولید خالص ال.ان.جی درساعت بر حسب دمای نقطه جدایش

در شکل۷، اثر تغییرات دمای نقطه جدایش در مقدار مصرف ویژه نشان داده شده است.

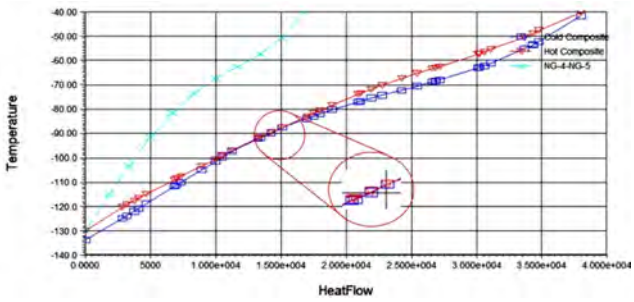


شکل ۷: مصرف ویژه بر حسب دمای نقطه جدایش

با افزایش دمای نقطه جدایش، توان مصرفی هر سه کمپرسور چرخه پیش-سردکن کاهش، تولید خالص ال.ان.جی در ساعت کاهش و نهایتا انرژی مصرفی به ازای واحد تولید ال.ان.جی افزایش می‌یابد.

در دمایی پایین‌تر از محدوده اعمال شده، در مبدل حرارتی کرایجنیک اول و در دمایی بالاتر از محدوده اعمال شده، در مبدل حرارتی کرایجنیک دوم تقاطع دمایی اتفاق می‌افتد که غیر قابل قبول است.

در شکل۸ نمونه‌ای از نمودار ترکیبی مبدل حرارتی کرایجنیک اول نشان داده شده است. در این نمودار تقاطع دمایی به وضوح مشخص است.



شکل ۸: نمودار ترکیبی مبدل حرارتی کرایجنیک اول و رخداد تقاطع دمایی

بحث بر روی نتایج

با افزایش فشار ورودی گاز طبیعی، مصرف هر سه کمپرسور چرخه پیش-سردکن افزایش می‌یابد، اما مصرف کمپرسور مبرد چندجزئی تغییری نمی-کند. زیرا دبی چرخه مبرد چندجزئیثابت و دمای ورودی آن نیز با توجه به شرط فوق‌گرم بودن جریان تغذیه کمپرسور ثابت است و عاملی برای تغییر کار مصرفی آن وجود ندارد. اما در چرخه پروپان با افزایش فشار گاز طبیعی، ظرفیت گرمایی ویژه گاز طبیعی افزایش یافته، برای ارضای انتقال حرارت لازم در مبدل حرارتی، باید دبی پروپان افزایش یابد و این به معنای افزایش توان مصرفی کمپرسور خواهد بود.

از طرفی با افزایش فشار ورودی گاز طبیعی، دمای نهایی گاز طبیعی قبل از ورود به شیر فشار شکن کاهش یافته، لذا کیفیت سیال خروجی از شیر فشارشکن کاهش یافته و تولید خالص ال.ان.جی در ساعت افزایش می‌یابد. اما در مجموع باوجود افزایش توان مصرفی در کمپرسورها، با توجه به افزایش تولید، نهایتا مقدار انرژی مصرفی به ازای تولید یک کیلوگرم ال.ان.جی (مصرف ویژه)کاهش یافته و این بدان معناست که افزایش فشار ورودی گاز طبیعی در چرخه با صرفه‌جویی در مصرف انرژی همراه خواهد بود.

افزایش فشار در محدوده عملیاتی خاصی امکان‌پذیر است. بدین معنا که خارج از این محدوده، سیکل دچار یکی از خطاهای ذکر شده خواهد شد.

www.SID.ir

Archive of SID

در سیکل حاضر، در صورتی که فشار ورودی گاز طبیعی به زیر ۵۰۰۰کیلوپاسکال کاهش یابد، در مبدل کرایجنیک اول تقاطع دمایی رویت خواهد شد. همچنین با افزایش فشار بیش از ۶۷۰۰کیلوپاسکال این اتفاق تکرار خواهد شد. تقاطع دمایی بدان معناست که در نقطه‌ای از نمودار ترکیبی مبدل حرارتی، منحنی‌های سرد و گرم تقاطع داشته و در آن نقطه دمای دو سیال بسیار به هم نزدیک خواهد بود که این امر در عمل و از نظر ملاحظات ساختی ممکن نخواهد بود.

بدین ترتیب فشار ۶۷۰۰کیلوپاسکال، با مصرف ویژه ۹۴۹,۹۱کیلوژول بر کیلوگرم، بهینه‌ترین فشار ورودی برای گاز طبیعی خواهد بود. در جدول۲ تعدادی از حالات برای فشار ورودی گاز طبیعی و نتایج آن آورده شده است.

جدول ۲: فشار ورودی گاز طبیعی و تغییرات توان مصرفی کمپرسورها، تولید خالص ال.ان.جی و مصرف ویژه

مصرف ویژه[kJ/kg]	تولید خالص[kg/h]	توان کمپرسور سوم[kW]	توان کمپرسور دوم[kW]	توان کمپرسور اول[kW]	فشار ورودی [kPa]
تقاطع دمایی		–	–	–	۴۹۰۰
۱۰۴۰,۷۶	۹۶۸۰۰	۶۷۸۲	۲۶۶۸	۱۲۰۵	۵۰۰۰
۱۰۱۳,۲۸	۹۹۷۶۰	۶۸۳۶	۲۶۹۲	۱۲۱۹	۵۵۰۰
۹۹۷,۰۲	۱۰۱۶۰۰	۶۸۷۱	۲۷۰۸	۱۲۲۹	۵۸۰۰
۹۸۰,۹	۱۰۳۵۰۰	۶۹۰۸	۲۷۲۴	۱۲۳۹	۶۱۰۰
۹۶۵,۵۴	۱۰۵۴۰۰	۶۹۴۷	۲۷۴۲	۱۲۵۰	۶۴۰۰
۹۴۹,۹۱	۱۰۷۴۰۰	۶۹۸۷	۲۷۶۰	۱۲۶۲	۶۷۰۰
تقاطع دمایی		–	–	–	۶۸۰۰

با افزایش دمای نقطه جدایش بین سیکلی، مصرف هر سه کمپرسور چرخه پیش‌سردکن کاهش می‌یابد اما مصرف کمپرسور مبرد چندجزئی تغییری نمی‌کند. زیرا در این‌جا نیز دبی چرخه مبرد چندجزئی و دمای ورودی به کمپرسور ثابت است و عاملی برای تغییر کار مصرفی آن وجود ندارد. اما در چرخه پروپان با افزایشدمای نقطه جدایش بین سیکلی ، مقدار انتقال حرارت لازم در مبدل حرارتی کاهش می‌یابد، در نتیجه دبی پروپان نیز کاهش خواهد یافت و توان مصرفی کمپرسور اول چرخه پیش‌سردکن کاهش می‌یابد. با توجه به ورود جریان خروجی از کمپرسور اول به دو کمپرسور بعدی، توان مصرفی دو کمپرسور دیگر نیز کاهش می‌یابد و این به معنای کاهش توان مصرفی کل خواهد بود.

از طرفی با افزایش دمای نقطه جدایش بین سیکلی، دمای نهایی گاز طبیعی قبل از ورود به شیر فشار شکن افزایش یافته، لذا کیفیت سیال خروجی از شیر فشارشکن افزایش یافته و تولید خالص ال.ان.جی در ساعت کاهش می‌یابد.

در مجموعبا کاهش توان مصرفی در کمپرسورها و با توجه به کاهش تولید، نهایتا مقدار انرژی مصرفی به ازای تولید یک کیلوگرم ال.ان.جی کاهش یافته و این بدان معناست که کاهشدمای نقطه جدایش بین سیکلیدر چرخه با صرفه‌جویی در مصرف انرژی همراه خواهد بود.

کاهش دمای نقطه جدایشنیز در محدوده عملیاتی خاصی امکان‌پذیر است و خارج از این محدوده، سیکل دچار یکی از خطاهای ذکر شده خواهد شد. در سیکل حاضر، در صورتی که دمای نقطه جدایش بیش از ۳۸,۵- درجه سانتی گراد باشد، در مبدل کرایجنیک دوم تقاطع دمایی رویت خواهد شد. همچنین با کاهش دمای نقطه جدایش بین سیکلی زیر ۴۱,۵-درجه سانتی‌گراد، در مبدل کرایجنیک اول تقاطع دمایی رخ خواهد داد. بدین ترتیب دمای نقطه جدایش بین سیکلی برابر با ۴۱,۵- درجه سانتی‌گرادبا مصرف ویژه ۹۷۹,۹۹کیلوژول بر کیلوگرم، بهینه‌ترین دما خواهد بود.در جدول۳ تعدادی از حالات برای دمای نقطه جدایش و نتایج آن آورده شده است.

جدول ۳: دمای نقطه جدایش و تغییرات توان مصرفی کمپرسورها، تولید خالص ال.ان.جی و مصرف ویژه

مصرف ویژه[kJ/kg]	تولید خالص[kg/h]	توان کمپرسور سوم[kW]	توان کمپرسور دوم[kW]	توان کمپرسور اول[kW]	فشار ورودی [kPa]
تقاطع دمایی		–	–	–	-۳۸,۲۵
۱۰۵۰,۶۹	۹۴۹۳۰	۶۶۵۴	۲۵۹۳	۱۱۲۹	-۳۸,۵
۱۰۳۷,۷۲	۹۶۵۵۰	۶۷۱۴	۲۶۲۷	۱۱۶۰	-۳۹
۱۰۲۵,۲۴	۹۸۱۶۰	۶۷۷۵	۲۶۶۰	۱۱۹۰	-۳۹,۵
۱۰۱۳,۲۸	۹۹۷۶۰	۶۸۳۵	۲۶۹۳	۱۲۲۱	-۴۰
۱۰۰۲,۲۴	۱۰۱۳۰۰	۶۸۹۵	۲۷۲۶	۱۲۵۱	-۴۰,۵
۹۹۱	۱۰۲۹۰۰	۶۹۵۵	۲۷۵۹	۱۲۸۲	-۴۱
۹۷۹,۹۹	۱۰۴۵۰۰	۷۰۱۶	۲۷۹۱	۱۳۱۰	-۴۱,۵
تقاطع دمایی		–	–	–	-۴۱,۷۵

برای بررسی جامع دو پارامتر به صورت همزمان، دو حالت دمایی و فشاری به عنوان بهینه‌ترین حالات مطرح می‌شوند.

۱- فشار بر روی ۶۷۰۰کیلوپاسکال ثابت شده و دمای نقطه جدایش تا حد امکان کاهش داده می‌شود. در این حالت سریعا در مبدل کرایجنیک اول تقاطع دمایی رخ خواهد داد و پتانسیل صرفه‌جویی وجود ندارد.

۲- دمای نقطه جدایش بر روی ۴۱,۵-درجه سانتی‌گراد ثابت شده و فشار تا حد امکان افزایش داده می‌شود. در این حالت بیشینه فشار ممکن ۵۸۵۰کیلوپاسکال خواهد بود که توان مصرفی کل بر ازای هر کیلوگرم ال.ان.جی تولیدی ۹۶۲,۴ کیلوژول بر کیلوگرم است که پایین‌ترین مقدار نیست و با صرفه‌جویی همراه نخواهد بود.

با توجه به دو حالت مطرح شده، بدیهی است هیچ حالت بینابینی نیز بهترین نبوده و در واقع بهینه‌ترین حالت، فشار ۶۷۰۰کیلوپاسکال و دمای نقطه جدایش ۴۰-درجه سانتی‌گراد با مصرف ویژه۹۴۹,۹۱کیلوژول بر کیلوگرمبه دست می‌آید.

با مقایسه نتایج حاضر در این پژوهش با نتایج رساله دکتریخانم لی[۱۱]، مشاهده می‌شود که مصرف ویژه۶,۲۵ درصد بهبود یافته است. همچنین با مقایسه این نتایج با مقاله مکاری‌زاده و مولا[۱۲] دیده می‌شود مصرف ویژه ۱۳درصد بهبود داشته است.

نتیجه‌گیری و دست آورد علمی صنعتی

با توجه به نتایج حاصل و تحلیل‌های ارائه شده، استفاده از چینش حاضر در سیکل مبرد چندجزئی با طبقات پیش سردکن پروپان و تنظیم دقیق فشار ورودی گاز طبیعی و دمای نقطه جدایش (دمای خروجی گاز طبیعی و مبرد چندجزئی از مبدل حرارتی سوم) در حالت بهینه‌ی معرفی شده در این پژوهش، می‌تواند به میزان مطلوبی انرژی مصرفی سیکل به ازای هرکیلوگرم تولید خالص ال.ان.جی را کاهش دهد. بدین ترتیب تولید گاز طبیعی مایع در ایران در واحدهای تولید پایه می‌تواند با راندمان بالاتر و صرفه‌جویی بیشتری همراه باشد.

فهرست علائم

ضریب معادله حالت پنگ- رابینسون(-)	b
ضریب معادله حالت پنگ- رابینسون(-)	a

www.SID.ir

Archive of SID

انتالپی(kJ/kg)	h
انتروپی (kJ/kg.K)	s
علائم یونانی	
راندمان (-)	η
نسبت گرمایی ویژه (-)	κ
زیرنویس‌ها	
مقدار کاهیده	r
مقدار بحرانی	c
آدیاباتیک	ad
بالانویس‌ها	
سیال ساده	(0)
سیال مرجع	(R)
حالت فرضی گاز ایده‌آل	$*$

مراجع

[1] Gadonneix P.*et al*, *World Energy Resource 2013 Survey*,World Energy Council, London, England, 2013

[2] Gudmundsson J.S., Mork M., *Stranded gas to hydrate for storage and transport*, International Gas Research Conference, Amsterdam, 2001, 5-8.

[3] Castillo L., Dorao C.A., *Consensual decision-making model based on game theory for LNG processes*, Energy Conversion and Management 64, 2012, 387–396.

[4] S. Baek S., Hwang G., Lee C., Jeong S., *Choi D., Novel design of LNG (liquefied natural gas) reliquefaction process*, Energy Conversion and Management 52 ,2011, 2807–2814.

[5] Helgestad D.E., *Modelling and optimization of the C3MR Process for Liquefaction of Natural Gas*, Specialization Project, TKP 4550 Process Systems Engineering, 2009.

[6] Jensen J.B., Skogestad S., *Optimal Operation of a Mixed Fluid Cascade LNG Plant*, Department of Chemical Engineering, NTNU , Trondheim, Norway, 2006.

[7] Bukowski D.J. *et al*,*Natural Gas Liquefaction Technology For Floating LNG Facilities*, Air Products and ChemicalsInc., Allentown, PA, USA 18195-1501.

[8] Bukowski D.J.*et al*, *Innovation in Natural Gas Liquefaction Technology for Future LNG Plants and Floating LNG Facilities*, International Gas Union Research Conference 2011, Air Products and Chemicals, Inc., USA, 2011.

[9] Lin W., Xiong X., Gu A., *Natural Gas Pressurized Liquefaction Process Adopting MR refrigeration and CO_2 Removal by Anti-Sublimation* ,Institute of Refrigeration and CryogenicsShanghai Jiao Tong University, Shanghai 200240, China.

[10] Smith R.R., *Chemical process design and integration*, John Wiley & Sons, New York, 2004.

[11]LeeG.C., *Optimal Design and Analysis of Refrigeration for Low Temperature Processes*,[PhD thesis], Manchester, University of Manchester, 2001.

[12]Mokarizadeh Haghighi Shirazi M., Mowla D., *Energy Optimization for Liquefaction Process of Natural Gas in Peak Shaving Plant*, Energy 35 (2010), 2878-2885.

www.SID.ir