

مبادله‌گرهای حرارتی در سیکل های مایع سازی C₃MR تولید LNG، منحنی‌های حرارتی شکل گرفته و بررسی اثر آن در بازدهی انرژی

حمید صفاری^۱، مسعود فصیح بیکی^۲
Masoudfbeiki@gmail.com

پذیرش مقاله: ۸۹/۰۳/۰۱

(دریافت مقاله: ۸۸/۰۹/۰۱)

چکیده

در این تحقیق قصد داریم با مدل‌سازی یک سیکل مایع سازی تولید LNG (یک پروسه C₃MR) توسط نرم افزار هایسیس، ضمن بررسی منحنی های حرارتی شکل گرفته در مبادله‌گرهای اصلی قسمت تبرید و مایع سازی پروسه مایع سازی گاز طبیعی، راهکارهایی جهت افزایش بازدهی انرژی و مصرف کمتر انرژی در این پروسه ارائه دهیم. سپس به بررسی نحوه انتخاب المان های مختلف این قسمت از یک مجتمع مایع سازی گاز طبیعی بپردازیم. در این تحقیق ابتدا قسمت تبرید و مایع سازی پروسه فوق الذکر مدل‌سازی شده و منحنی های حرارتی به وجود آمده در مبادله‌گرهای اصلی در حالت بهینه نشده ارائه می شود. بدین منظور برای پیش بینی خواص ترمودینامیکی گاز طبیعی و مبردها از معادله حالت مناسب استفاده می‌شود. در ادامه دو روش برای بهینه سازی مصرف انرژی در این پروسه بر مبنای منحنی های حرارتی در مبادله‌گرها ارائه می‌گردد. در روش اول بهینه سازی بر مبنای قانون دوم ترمودینامیک و کاهش تلفات اکسرژی با کم کردن فاصله منحنی های حرارتی و اختلاف دما بین دو جریان مبرد و گاز طبیعی با پیشنهاد ترکیب مبرد و مشاهده اثر آن بر این منحنی و میزان مصرف انرژی انجام می‌پذیرد. در روش دوم بهینه سازی توسط بهینه ساز هایسیس و بر مبنای امتحان ترکیب های اتفاقی مبرد در سیکل های مایع سازی و فوق سرماساز انجام می‌پذیرد. همگرایی ترکیب و دبی مبردهای پیشنهادی در روش اول و دوم صحت روش اول و درستی پیش بینی ها را مشخص می‌کند. نتایج نشان می‌دهد که با استفاده از مفهوم فوق می‌توان مصرف انرژی در این پروسه را در شرایط یکسان تولید نسبت به حالت قبل از بهینه سازی ۱۰/۴ MW (۵/۳۶٪) کاهش داد.

کلیدواژه:

گاز طبیعی مایع شده- پروسه مایع سازی C₃MR - بازده- منحنی حرارتی- اکسرژی- Hysys

۱- استادیار، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه علم و صنعت ایران، saffari@iust.ac.ir

۲- کارشناس ارشد، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه علم و صنعت ایران

۱- مقدمه

آمارها و پیش بینی ها از آینده نشان دهنده این نکته می باشد که گاز طبیعی در قرن ۲۱ یکی از منابع اصلی تامین کننده انرژی در جهان است. این سوخت در مقایسه با سوختهای دیگر فسیلی در جهان، تمیزتر بوده و گازهای گلخانه ای کمتری تولید می کند. ضمن اینکه ذخایر عظیم اثبات شده ای برای آن قابل تصور می باشد. پیش بینی می شود که تولید الکتریسیته از گاز طبیعی در سطح جهانی از حدود ۱۷٪ در سال ۲۰۰۰ به حدود ۳۰٪ در سال ۲۰۲۰ افزایش یابد [۱].

در این مقاله، یک سیکل مایع سازی با مبرد چندگانه با پیش سرمایه ۴ مرحله ای اروپا مدل سازی شده است و مراحل مایع سازی^۱ و فوق سرمایه^۲ توسط مبردهای جداگانه در دو مبادله گر حرارتی (به ترتیب در LNG 104 و LNG 105 در شکل ۱) صورت می گیرد. پروسه مایع سازی C₃MR پرکاربردترین پروسه مایع سازی گاز طبیعی از سال ۱۹۷۲ تاکنون در سطح بین الملل بوده و حدود ۸۰٪ پروسه های موجود از این نوع می باشند. این پروسه کارآمدی، اقتصادی بودن، انعطاف پذیری از لحاظ میزان تولید و اعتماد پذیری به خود را در طی سالها اثبات نموده است [۲]. مایع سازی گاز طبیعی به دلیل فاصله زیاد منابع آن از محل مصرف در کشورهای صنعتی، حمل آسان آن با کاهش حجم ۶۰۰ برابری در صورت مایع سازی، استفاده از آن (گاز طبیعی مایع شده) برای تولید کار در فرآیند بازگشت به حالت گاز، ایمنی بالای پروسه تولید و حمل و نقل آن و اقتصادی بودن این روش مورد توجه اغلب کشورها قرار گرفته است. با توجه به مصرف بالای انرژی برای تولید LNG در مقیاس صنعتی (برای مثال حدود ۲۰۰ MW در پروسه مدل سازی شده در این مقاله) و بازدهی پایین تبدیل دیگر انرژی ها به انرژی الکتریکی برای استفاده توسط کمپرسورها نیاز به کاهش مصرف انرژی در این صنعت احساس می شود.

طراحی و مدل سازی پروسه های مایع سازی با بهبود نرم افزارها و سخت افزارها و گسترش صنعت مایع سازی در دهه ۷۰ میلادی آغاز شد. شرکت شل^۳ پروسه های آبشاری، مبرد چندگانه و مبرد نیتروژن با اکسپندر را مدل سازی کرده است و مزایا و معایب آنها را تحلیل نموده است [۳]. در سال ۱۹۹۵ Melaaen و همکاران مدل دینامیکی برای پروسه مایع سازی گاز طبیعی بار پایه^۴ با استفاده از شبیه ساز DASSL ارائه نمودند [۳]. Kikkawa در سال ۱۹۹۷ با استفاده از نرم افزار CHEMCAD مدلی برای سیکل با مبرد

چندگانه و پیش سرمایه پروپان و استفاده از اکسپندر ارائه نمود [۴]. در سال ۱۹۹۸ Terry از نرم افزار هایسیس برای محاسبه و بهینه سازی یک سیکل مایع سازی پوشش بار حداکثر^۵ استفاده نمود [۵]. Gu و همکاران نیز به مدلسازی و شبیه سازی پروسه های مایع سازی گاز طبیعی پرداخته اند. آنها در سال ۲۰۰۶ به مدلسازی دو پروسه مبرد چند گانه (پروسه C₃MR بدون پیش سرمایه) و مبرد نیتروژن با اکسپندر پرداختند و پس از بررسی کار مصرفی و منحنی های حرارتی آنها در حالت ظرفیت کم^۶ آنها را مقایسه و تحلیل کرده اند [۶].

۲- مدلسازی

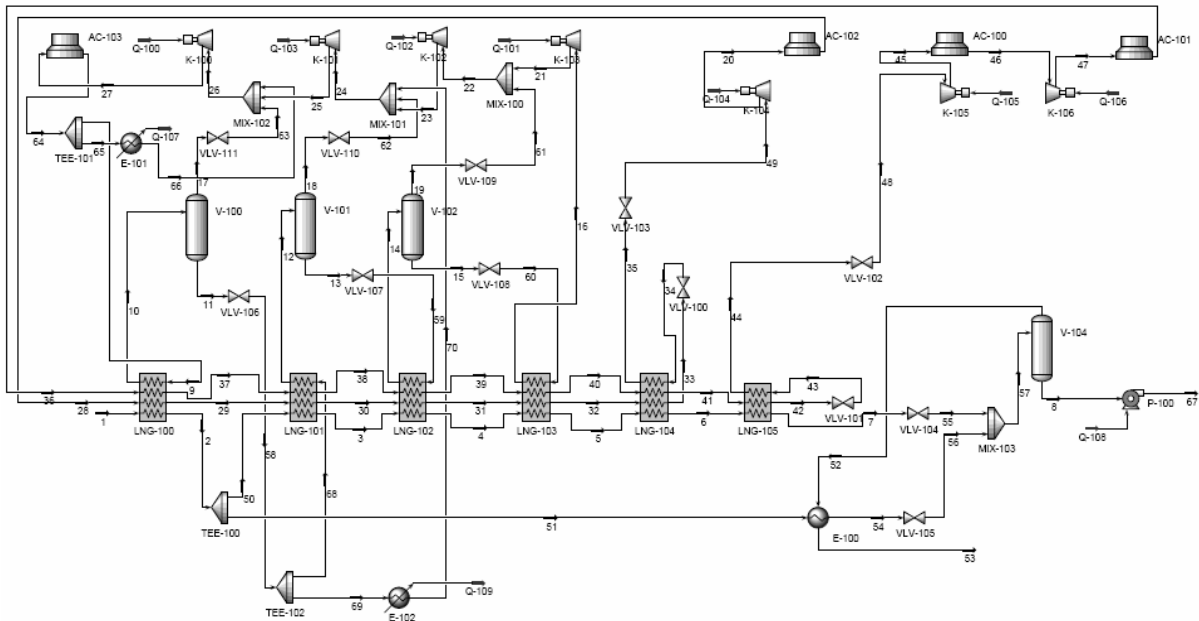
همانگونه که قبلا اشاره شد، پروسه مورد مطالعه در این مقاله یک پروسه C₃MR می باشد. در شکل (۱) دیگرام ساده شده پروسه فوق مشاهده می شود. از آنجا که در تمامی حالات مورد بررسی دبی ورودی گاز طبیعی ثابت فرض می شود، کار مصرفی ۷ کمپرسور و ۱ پمپ برای مقایسه در هر حالت به عنوان تابع هدف که می باید کمینه شود، مورد استفاده قرار می گیرد.

معادلات حالت بسیاری برای استفاده در پیش بینی خواص مخلوط هیدروکربن ها در دماهای پایین (محدوده کرایوژنیک) معرفی می شوند که پیش بینی خواص توسط آنها اختلاف کمی با حالت واقعی دارد. در این مقاله از معادله حالت PRSV برای این منظور استفاده می شود. بررسی این معادله حالت و معادله حالت های دیگر در محدوده بررسی این مقاله نمی باشد و علاقه مندان می توانند به کتابها و مقالات مرتبط رجوع کنند. [۷، ۸، ۹، ۱۰، ۱۱]

در این مدلسازی بازده آدیباتیک پمپها و کمپرسورها ۸۰٪ فرض شده است که وابسته به دبی گذرنده نیست. این مقدار، بازدهی در حالت بهینه نشده کمپرسورها بوده و با توجه به اینکه انتخاب کمپرسورها بر مبنای دبی گذرنده و اختلاف هد مورد نظر در حالت نزدیک به بازدهی حداکثر انتخاب می شود، فرض قابل قبولی می باشد. مدلسازی این پروسه توسط نسخه ۳،۲ نرم افزار هایسیس انجام گرفته است. نرم افزار هایسیس به دلیل داشتن معادله حالت های مناسب برای کاربرد های گوناگون، تعریف اغلب المان های مورد نیاز شبیه سازی، وجود واحدهای کنترلی برای کنترل قسمتهای مختلف، افزایش سرعت عملیات مدلسازی و بهینه سازی به دلیل انجام محاسبات مربوط به قانون اول ترمودینامیک و ... از نرم افزار های مطرح در شبیه سازی و بهینه سازی پروسه های صنعتی محسوب می گردد.

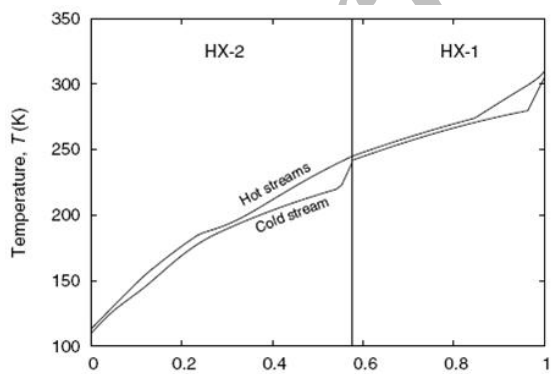
- 1 - Pre cooling
- 2 - Liquefaction
- 3 - Sub cooling
- 4 - Shell Corporation
- 5 - Base load

6 - Peak Shaving
7 - Small Scale



شکل (۱): دیاگرام ساده شده پروسه C_3MR مورد مطالعه

از ترمودینامیک به یاد داریم که یکی از عوامل تولید آنتروپی در سیستم انتقال حرارت بین دو منبع حرارت با اختلاف دمای محدود می‌باشد. اختلاف دمای نسبتاً زیاد بین جریان های گرم و سرد در مبادله گر با مبرد خالص در مقایسه با مبادله گر با مبرد چند گانه (ترکیبی) نشان دهنده تلفات بالای اکسرژی و تولید آنتروپی در این سیستم‌ها است (شکل ۳).



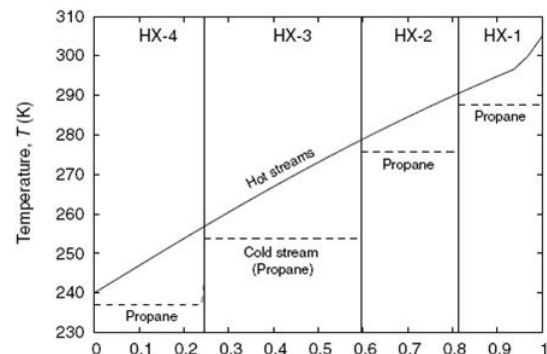
شکل (۳): منحنی حرارتی جریان های گرم و سرد در مبادله گر های با مبرد ترکیبی

سعی بر این است که انتخاب مبرد به نحوی صورت بگیرد که منحنی های حرارتی در حد امکان به هم نزدیک شوند تا از تلفات اکسرژی جلوگیری شود. البته در این میان محدودیتی وجود دارد که

۴- روش اول بهینه سازی، روش آزمون و خطا

۴-۱- مفهوم

توجه به اختلاف دمای نسبتاً زیاد بین جریان های گرم و سرد در مبادله گرهای کرایوژنیک ما را متوجه دلیل بازدهی نسبتاً پایین مایع‌سازها و خنک‌کننده‌های دما پایین با مبرد خالص در مقایسه با بازده ایده‌آل آن می‌سازد. شکل (۲) نحوه تغییر دمای جریان های گرم و سرد (به ترتیب گاز تغذیه شده و مبرد های مایع سازی و فوق سرمایش و همچنین پروپان) را در مبادله گرهای پیش سرمایش مشخص می‌کند.



شکل (۲): منحنی حرارتی جریان های گرم و سرد در مبادله گر های ۴ گانه پیش سرمایش با مبرد خالص در یک پروسه C_3MR

مورد بررسی قرار می گیرد. پس از دستیابی به ترکیب و دبی بهینه برای مبرد فوق سرمایش، این کار با ثابت فرض کردن مشخصات مبرد فوق سرمایش انجام می پذیرد. به دلیل اینکه دستیابی به منحنی حرارتی مناسب برای پیش سرمایش گاز طبیعی و مبردهای فوق سرمایش و مایع ساز در فشار کاری قابل قبول با ترکیب هیدروکربن های ساده امکان پذیر نیست، از مبرد چندگانه در این مبادله گرها استفاده نمی شود.

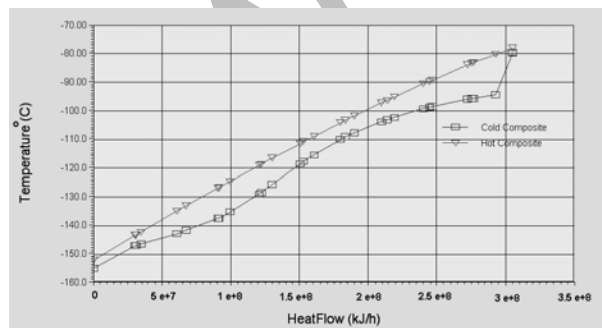
انتخاب مبرد در یک چرخه و فشار کاری آن با احتساب امکان تبخیر در کندانسور و امکان مایع شدن قبل از ورود به اواپراتورها (مبادله گر های اصلی پیش سرمایش، مایع سازی و فوق سرمایش) انجام می شود.

۴-۳- نتایج

در این قسمت ابتدا چند ترکیب امتحان شده و دبی متناظر با آن در جدول (۱) و منحنی حرارتی شکل گرفته در مبادله گر فوق سرمایش در شکل های (۴ و ۵) ارائه می گردد. در ادامه چند ترکیب امتحان شده و دبی متناظر با آن در جدول (۲) و منحنی حرارتی شکل گرفته در مبادله گر فوق سرمایش در شکل های (۶ و ۷) ارائه می شود.

جدول (۱): چند ترکیب امتحان شده و دبی متناظر با آن برای مبرد فوق سرمایش

مرحله	درصد درصد مولی	درصد درصد مولی	درصد درصد مولی	دبی مبرد فوق سرمایش	توان مصرفی
	متان	اتان	نیپروژن	متریکوژن	
۱	٪۶۰	٪۳۵	٪۵	۵۰۱۱۳۴	۱۹۳/۸ MW
۲	٪۶۵	٪۳۰	٪۵	۵۱۵۰۰۰	۲۰۲/۴ MW
۳	٪۵۵	٪۴۰	٪۵	۵۰۰۰۰۰	۱۸۸/۷ MW
۴	٪۵۴	٪۳۹	٪۷	۵۱۰۰۰۰	۱۹۱ MW



شکل (۴): منحنی حرارتی در مبادله گر فوق سرمایش مرحله ۱ (حالت قبل از بهینه سازی)

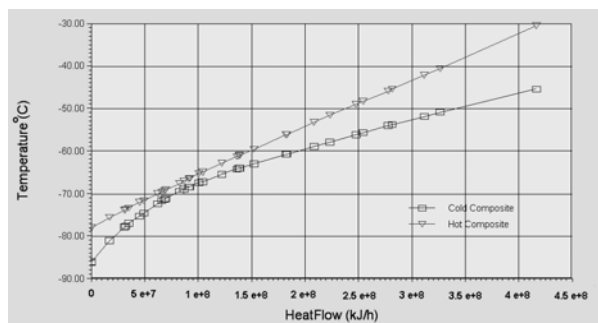
هر چه اختلاف دمای بین این دو جریان کمتر شود، احتیاج به سطح حرارتی بزرگتر و زمان بیشتر و استفاده از تکنیک هایی جهت افزایش انتقال حرارت می باشد که هزینه های اولیه را افزایش می دهد. به همین منظور برای هر مبادله گر حداقل اختلاف دمایی بین دو جریان گرم و سرد تعریف می شود که اختلاف دمای دو جریان نباید کمتر از آن شود. در بهینه سازی با روش دوم اختلاف دما ۳ درجه سانتیگراد در مبادله گرها فرض شده است.

با مشخص بودن دبی و ترکیب ورودی دو جریان در هنگام ورود به مبادله گر حرارتی، دمای مبرد در هر نقطه از مبادله گر اینگونه محاسبه می شود که به ازای واحد گرمای مبادله شده بین دو جریان چقدر می شود. این تبادل گرما تا رسیدن به دمای مشخص شده یک جریان در انتهای مبادله گر ادامه می باشد.

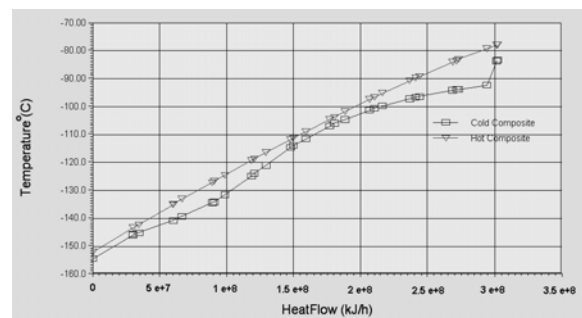
۴-۲- نحوه بهینه سازی

با توجه به شکل (۱) مشاهده می گردد که به دلیل اینکه تنها مبرد فوق سرمایش و دبی آن در بهینه سازی سیکل فوق سرمایش اثر گذار است، مناسب است که بهینه سازی دبی و ترکیب مبرد ها از این قسمت آغاز شود. اگر قرار بود که بهینه سازی از چرخه مایع سازی آغاز شود، در صورت مشخص بودن دبی و ترکیب جریان گاز مصرفی احتیاج به مشخص بودن دبی و ترکیب مبرد فوق سرمایش که از این مبادله گر می گذرد نیز بود که در بدو امر مشخص نیست. در این شبیه سازی قوانین اول و دوم ترمودینامیک مورد استفاده قرار می گیرد. بدین صورت هر جا که نیاز به استفاده از قانون اول ترمودینامیک باشد (رسم منحنی های حرارتی، تعیین دمای جریان پس از اختناق در شیرها، محاسبه کار مورد نیاز کمپرسورها و پمپ و ...) هایسیس خاصیت مجهول را به کمک این قانون مشخص می کند و در صورت مدلسازی نادرست که منجر به انتقال حرارت از جریان سرد به گرم شود، کاربر را از اشتباه خویش آگاه می کند. در نتیجه نیازی به انجام محاسبات ساده ترمودینامیک نیست و پروسه بهینه سازی بدون درگیری کاربر با جزئیات مدل (محاسبه دمای جریان پس از اختناق آدیاباتیک در شیر با فرض مشخص بودن شرایط جریان قبل از اختناق و فشار جریان بعد از انجام تحول و ...) انجام می پذیرد. در این مقاله نیز محاسبات مربوط به این مسائل ارائه نمی شود.

در هر مرحله ترکیبی برای مبرد فوق سرمایش پیشنهاد می شود. سپس دبی این مبرد و مبرد های مایع سازی و پیش سرمایش به گونه ای تنظیم می شود که اختلاف دمای مورد نظر در مبادله گرها به وجود آید. با مقایسه منحنی حرارتی تشکیل شده در حالت جدید و قدیمی و کار مصرفی در مجموع، درستی روند تغییر ترکیب مبرد



شکل (۷): منحنی حرارتی در مبادله گر مایع سازی مرحله ۹ (پس از بهینه سازی مبرد مایع سازی)



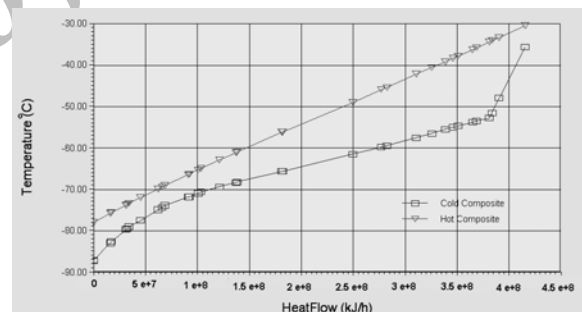
شکل (۵): منحنی حرارتی در مبادله گر فوق سرمایش مرحله ۳ (پس از بهینه سازی مبرد فوق سرمایش)

جدول (۲): چند ترکیب امتحان شده و دبی متناظر با آن برای مبرد مایع سازی

مرحله	درصد مایع سازی	درصد مولی پروپان	درصد مولی اتان	درصد مولی متان	دبی مبرد مایع سازی	توان مصرفی
۵	۱۰	۲۰	۷۰	۱۰	۷۹۰۰۰۰	۱۸۸/۷ MW
۶	۱۵	۱۵	۷۰	۱۵	۷۹۵۰۰۰	۱۹۶/۳ MW
۷	۱۰	۱۰	۸۰	۱۰	۷۹۵۰۰۰	۱۹۵/۹ MW
۸	۲۵	۲۵	۵۰	۲۵	۸۱۵۰۰۰	۱۹۸/۹ MW
۹	۱۰	۳۰	۶۰	۱۰	۸۲۰۰۰۰	۱۸۴ MW

۴- روش دوم بهینه سازی، با استفاده از بهینه ساز هایسیس

هایسیس دارای بهینه ساز چند متغیره در حالت عملکرد پایا می باشد. هنگامی که یکبار مدل سازی انجام شد و همگرایی حاصل شد، از این المان برای حداکثر کردن یا حداقل کردن پارامترها می توان استفاده کرد. این المان در هر مرحله ترکیب پیشنهادی را برای مبرد ارائه داده و دبی را بر مبنای حداقل اختلاف دمای تعیین شده مشخص می کند و کار مصرفی کل را محاسبه می کند. پارامتر بهینه سازی برای این مورد کار مصرفی کل انتخاب شد که می بایست کمینه شود. نتایج بهینه سازی و مقایسه نتایج در جدول (۳) و شکل های (۸) و (۹) مشاهده می گردد.



شکل (۶): منحنی حرارتی در مبادله گر مایع سازی مرحله ۵ (حالت قبل از بهینه سازی)

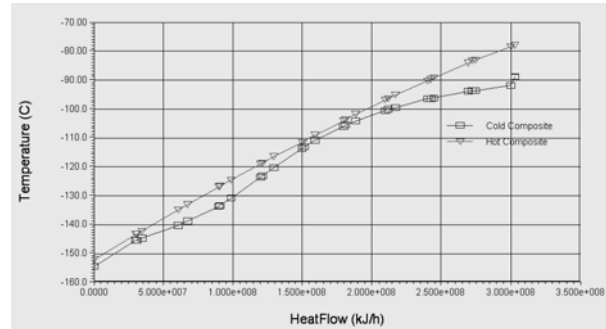
جدول (۳): مقایسه ترکیب مبرد قبل و بعد از بهینه سازی با بهینه ساز هایسیس

	درصد مولی متان	درصد مولی اتان	درصد مولی پروپان	درصد مولی نیتروژن	توان مصرفی
مبرد فوق سرمایش (قبل از بهینه سازی)	۶۰	۳۵	۰	۵	۱۹۳/۸ MW
مبرد فوق سرمایش (بعد از بهینه سازی)	۵۳/۷	۴۱/۳۷	۰	۴/۹۳	۱۸۳/۴ MW
مبرد مایع سازی (قبل از بهینه سازی)	۱۰	۷۰	۲۰	۰	۱۹۳/۸ MW
مبرد مایع سازی (بعد از بهینه سازی)	۱۱/۹۳	۵۵/۲۲	۳۲/۸۵	۰	۱۸۳/۴ MW

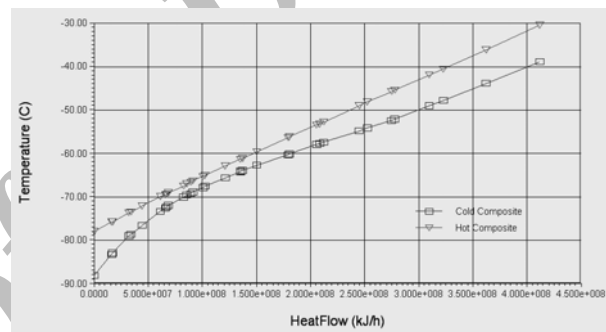
مشخص می شود. سپس ترکیب و دبی مبرد ها مطابق با روش فوق الذکر مشخص می شود و سپس انتخاب کمپرسورها و پمپ های مجموعه بر مبنای شرایط کاری مشخص انجام می شود.

۶- مراجع

- [1] Waller-Hunter, J., Estrada, R., "Proposal on Cleaner or Less Greenhouse Gas-emitting Energy. Subsidiary body for scientific and technological advice", United Nations Framework Convention on Climate Change, 16th session, Bonn. June 5-14, 2002.
- [2] Roberts, M. J, Liu, Y. N, Bronfenbrenner, J. C.. "Reducing LNG Capital Cost in Today's Competitive Environment", 14th International Conference & Exhibition on Liquefied Natural Gas (LNG14) 2004, PS2 -6.1-12, Doha – Qatar.
- [3] Gu, A., Lu, X., Wang, R., Shi, Y., Lin, W., "Liquefied Natural Gas Technology", China Machine Press, 2004.
- [4] Yoshitugi, K., Moritaka, N., "Development of liquefaction process for natural gas",. Journal of Chemical Engineering of Japan, Vol. 30, No. 4, 1997, pp. 626–630.
- [5] Terry, L., "Comparison of liquefaction process", LNG Journal Vol. 21, No. 3, 1998, pp. 28–33.
- [6] Cao, W., Lu, X., Lin, W., and Gu, A., "Parameter Comparison of Two Small-Scale Natural Gas Liquefaction Processes in Skid-Mounted Packages", Applied Thermal Engineering, Vol. 26, Issu 8-9 June. 2006, pp. 898-904.
- [7] Ashour, I., Sayed-Ahmed, T. S., "Modeling and Simulation of a Liquefied Natural Gas Plant", The Fourth Annual U.A.E. University Research Conference, 2002, pp. 48-51.
- [8] Newton, C., Gaumer, L., "Process for Liquefying Methane", US Patent No. 445916, May 1, 1984.
- [9] Wei, Y. S., Sadus, R. J. "Equations of State for the Calculation of Fluid Phase Equilibria", AIChE Journal, Vol. 46, No. 1, 2000, pp. 169- 196.
- [10] Firoozabadi, A., "Thermodynamics of Hydrocarbon Reservoir", McGraw-Hill, New York, 2000, pp. 1-331.
- [11] Malanowski, S., Anderko, A., "Modeling Phase Equilibria: Thermodynamic Background and Practice Tools", John Wiley & Sons, Inc. New York, May 1992, pp. 165-297.



شکل (۸): منحنی حرارتی در مبادله گر فوق سرمایش (پس از بهینه سازی مبرد فوق سرمایش)



شکل (۹): منحنی حرارتی در مبادله گر مایع سازی (پس از بهینه سازی مبرد مایع سازی)

با مقایسه درصد ترکیب مولی مبردها و میزان توان مصرفی در حالت بهینه شده از جداول (۱ و ۲) با جدول (۳) و مقایسه شکل های (۵ و ۷) با شکل های (۸ و ۹) می توان درستی روش اول را اثبات نمود.

۵- نتیجه گیری

همان گونه که قابل پیش بینی بود، با کاهش فاصله دمایی میان جریان های گرم و سرد در مبادله گرهای اصلی از طریق تغییر ترکیب مبرد، کار مصرفی مجموعه نسبت به حالت قبل از بهینه سازی ۱۰/۴ MW (۵/۳۶٪) کاهش یافت. نزدیکی ترکیب مبرد بهینه شده در روش ۱ و ۲ و کار مصرفی در این دو حالت درستی این پیش بینی را ثابت کرد. با توجه به یافته های این مقاله به نظر می رسد که در طراحی یک مجتمع مایع سازی، پس از انتخاب یک پروسه خاص با توجه به مسائل فنی و اقتصادی، ابتدا مبادله گرهای اصلی مایع سازی انتخاب و حداقل اختلاف دمای قابل قبول در آنها