

دانشگاه صنعتی شاهرود

دانشکده مهندسی مکانیک

پایان نامه کارشناسی ارشد

بررسی فنی اقتصادی واحد مایع سازی گاز طبیعی و راهکارهای کاهش هزینه

علی علی اکبری سامانی

اساتید راهنما:

دکتر محمود فرزانه گرد

بهمن ماه ۱۳۹۱





دانشگاه صنعتی شاهرود

دانشکده مهندسی مکانیک

پایان نامه کارشناسی ارشد گرایش تبدیل انرژی

بررسی فنی اقتصادی واحد مایع سازی گاز طبیعی

و راهکارهای کاهش هزینه

نگارش:

علی علی اکبری سامانی

استاد راهنما:

دکتر محمود فرزانه گرد

استاد مشاور:

دکتر علی جباری مقدم

تقدیم بہ پدر و مادر عزیزم

و خانواده بزرگوارم

کہ بی لطف حمایت و دلگرمی آن ہا

این مقال در اختیار تان نمی بود.

باشکر از جناب آقای دکتر محمود فرزانه کرد

به خاطر تمامی آموزه ها و راهنمایی هایی که در اختیارم قرار دادند

و تمامی استیدی که در طی این مسیر بهرامم بودند

و تمامی عزیزان در دانشگاه محترم صنعتی شاهرود که دوره کارشناسی

را نیز با افتخار در آن گذرانده ام.

فهرست مطالب

- ۱ - فصل اول: مقدمه ۱
- ۱-۱ کلیات ۲
- ۲ - فصل دوم: واحد مایع سازی گاز طبیعی به روش مخلوط مبرد دوتایی ۵
- ۱-۲ مقدمه ۶
- ۲-۲ ویژگی‌های واحد مایع سازی گاز طبیعی به روش مخلوط مبرد دوتایی ۶
- ۱-۲-۲ تعداد چرخه‌های سرماساز ۷
- ۲-۲-۲ مبدل حرارتی ۸
- ۳-۲-۲ مبرد به کار رفته در روش مخلوط مبرد دوتایی ۱۱
- ۴-۲-۲ کمپرسورهای واحد تراکم ۱۴
- ۵-۲-۲ گرداننده‌های کمپرسورهای واحد مایع سازی ۱۴
- ۳ - فصل سوم: مروری بر مطالعات انجام شده ۱۶
- ۱-۳ مقدمه ۱۷
- ۲-۳ مطالعات انجام شده ۱۷
- ۴ - فصل چهارم: تئوری مباحث مطرح ۲۱
- ۱-۴ شبیه سازی واحد مایع سازی ۲۲
- ۱-۱-۴ مقدمه ۲۲

۲۲	چرخه مایع سازی	۲-۱-۴
۲۵	چرخه پیش سرمایش	۱-۲-۱-۴
۲۷	چرخه مایع سازی	۲-۲-۱-۴
۲۸	مراحل شبیه سازی واحد مایع سازی	۳-۱-۴
۲۹	مبدل حرارتی (مرحله تبخیر کننده و بخشی از مرحله چگالش)	۱-۳-۱-۴
۳۰	شیر انبساط	۲-۳-۱-۴
۳۱	متراکم سازی	۳-۳-۱-۴
۳۲	چگالش	۴-۳-۱-۴
۳۳	سیکل چیلر جذبی و شبیه سازی آن	۲-۴
۳۳	مقدمه	۱-۲-۴
۳۴	سیکل جذبی	۲-۲-۴
۳۵	اجزای اصلی یک سیستم سردسازی جذبی	۳-۲-۴
۳۸	انواع سیکل های جذبی	۴-۲-۴
۳۸	سیکل جذبی آمونیاک-آب	۱-۴-۲-۴
۳۹	تاریخچه شبیه سازی چیلرهای جذبی	۵-۲-۴
۳۹	نرم افزار هایسیس	۱-۵-۲-۴
۴۰	شبیه سازی سیکل جذبی آمونیاک-آب	۶-۲-۴
۴۱	پمپ	۱-۶-۲-۴

۴۲	شیر انبساط	۲-۶-۲-۴
۴۲	مبدل حرارتی	۳-۶-۲-۴
۴۳	چگالنده	۴-۶-۲-۴
۴۴	واحد تبخیر	۵-۶-۲-۴
۴۴	واحد جاذب	۶-۶-۲-۴
۴۵	واحد ژنراتور	۷-۶-۲-۴
۴۶	تحلیل نابودی و بازده انرژی	۳-۴
۴۶	کلیات	۱-۳-۴
۴۷	معادلات مربوط به نابودی و بازده انرژی	۲-۳-۴
۵۰	فصل پنجم: نتایج	
۵۱	بررسی تأثیر تغییرات دمای گاز طبیعی ورودی	۱-۵
۵۵	بررسی تأثیر افزایش فشار گاز طبیعی ورودی	۲-۵
۵۸	بررسی تغییرات نابودی و بازده انرژی	۳-۵
۵۹	تغییرات دمایی	۱-۳-۵
۶۴	تغییرات فشار	۲-۳-۵
۶۹	خنک سازی جریان میردها پیش از ورود به مبدل حرارتی	۴-۵
۷۶	حذف مرحله اول پیش سرمایش گاز طبیعی و استفاده از چیلر جذبی	۵-۵
۸۳	بررسی اقتصادی	۶-۵

۸۳	تجهیزات مورد نیاز و هزینه‌های تحمیلی	۱-۶-۵
۸۴	چیلر جذبی	۱-۱-۶-۵
۸۴	بویلر	۲-۱-۶-۵
۸۵	سیستم خنک کاری مربوط به چیلر جذبی	۳-۱-۶-۵
۸۵	مبدل حرارتی	۴-۱-۶-۵
۸۶	برق مصرفی چیلر جذبی	۵-۱-۶-۵
۸۷	هزینه مربوط به تجهیزات تحمیلی	۶-۱-۶-۵
۸۸	هزینه گاز طبیعی به عنوان خوراک اضافی و سوخت چیلر جذبی	۲-۶-۵
۸۸	هزینه سوخت به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی	۱-۲-۶-۵
۹۰	هزینه گاز طبیعی خوراک اضافی	۲-۲-۶-۵
۹۲	قیمت فروش گاز طبیعی مایع شده در بازارهای جهانی	۳-۶-۵
۹۶	نتایج	۴-۶-۵
۹۶	نتایج بر پایه عدم استفاده از تلفات حرارتی	۱-۴-۶-۵
۱۰۰	نتایج بر پایه استفاده از تلفات حرارتی	۲-۴-۶-۵
۱۰۴	خلاصه نتایج	۷-۵

فهرست اشکال

- شکل ۱-۱ مقایسه هزینه مربوط به انتقال گاز طبیعی به روش خط لوله و مایع سازی گاز طبیعی ۳
- شکل ۱-۲ واحد مایع سازی گاز طبیعی ۸
- شکل ۲-۲ نمایی از یک مبدل حرارتی پلیت فین ۱۰
- شکل ۳-۲ انواع فین‌های موجود جهت استفاده مبدل حرارتی پلیت فین ۱۱
- شکل ۱-۴ واحد مایع سازی گاز طبیعی ۲۴
- شکل ۲-۴ چرخه پیش سرمایش واحد مایع سازی گاز طبیعی ۲۵
- شکل ۳-۴ چرخه مایع سازی واحد مایع سازی گاز طبیعی ۲۷
- شکل ۴-۴ نحوه شبیه سازی مبدل حرارتی واحد مایع سازی گاز طبیعی ۳۰
- شکل ۵-۴ واحد متراکم سازی مبرد اول ۳۱
- شکل ۶-۴ نمودار ترمودینامیکی چیلر جذبی ۳۶
- شکل ۷-۴ نحوه اتصال واحدهای مختلف چیلر جذبی ۴۱
- شکل ۱-۵ درصد افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی ۵۵
- شکل ۲-۵ درصد افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی ۵۷
- شکل ۳-۵ مقایسه میزان نابودی انرژی در چهار مبدل حرارتی ۶۲
- شکل ۴-۵ مقایسه درصد میزان نابودی انرژی در چهار مبدل حرارتی ۶۳
- شکل ۵-۵ مقایسه میزان نابودی انرژی در چهار مبدل حرارتی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی ۶۷
- شکل ۶-۵ مقایسه درصد میزان نابودی انرژی در چهار مبدل حرارتی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی ۶۸
- شکل ۷-۵ خنک سازی جریان مبرد اول پیش از ورود به مبدل حرارتی ۷۱
- شکل ۸-۵ خنک سازی مبرد دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی ۷۳

- شکل ۵-۹ خنک سازی مبرد اول و دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی..... ۷۵
- شکل ۵-۱۰ واحد مایع سازی گاز طبیعی در حالت پایه..... ۷۸
- شکل ۵-۱۱ واحد مایع سازی پس از اضافه شدن چیلر جذبی..... ۸۰
- شکل ۵-۱۲ قیمت فروش گاز طبیعی مایع شده در نقاط مختلف جهان..... ۹۲
- شکل ۵-۱۳ مقایسه نتایج برای سه طرح پیشنهادی در حالت عدم استفاده از تلفات حرارتی..... ۹۹
- شکل ۵-۱۴ مقایسه نتایج بازگشت سرمایه برای سه طرح پیشنهادی در حالت استفاده از تلفات حرارتی ۱۰۳

فهرست جداول

- جدول ۱-۵ نتایج حاصل برای پیش سرمایه‌گذاری با چیلر جذبی ۵۴
- جدول ۲-۵ نتایج حاصل برای افزایش فشار گاز طبیعی ورودی ۵۷
- جدول ۳-۵ میزان نابودی انرژی با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی اول ۵۹
- جدول ۴-۵ میزان نابودی انرژی با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی دوم ۶۰
- جدول ۵-۵ میزان نابودی انرژی با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی سوم ۶۰
- جدول ۶-۵ میزان نابودی انرژی با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی چهارم ۶۱
- جدول ۷-۵ میزان نابودی انرژی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی اول ۶۴
- جدول ۸-۵ میزان نابودی انرژی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی دوم ۶۵
- جدول ۹-۵ میزان نابودی انرژی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی سوم ۶۵
- جدول ۱۰-۵ میزان نابودی انرژی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی چهارم ۶۶
- جدول ۱۱-۵ نتایج حاصل از خنک‌سازی مبرد اول ۷۲
- جدول ۱۲-۵ نتایج حاصل از خنک‌سازی مبرد دوم ۷۴
- جدول ۱۳-۵ نتایج حاصل از خنک‌سازی همزمان مبرد اول و دوم ۷۶
- جدول ۱۴-۵ میزان توان مصرفی کمپرسورهای مبرد اول ۷۹
- جدول ۱۵-۵ میزان توان مصرفی کمپرسورهای مبرد دوم ۷۹
- جدول ۱۶-۵ میزان توان مصرفی کمپرسورهای مبرد اول در حالت حذف مرحله اول پیش‌سرمایش ۸۱
- جدول ۱۷-۵ میزان توان مصرفی کمپرسورهای مبرد دوم در حالت حذف مرحله اول پیش‌سرمایش ۸۱
- جدول ۱۸-۵ درصد کاهش توان مصرفی واحد مایع‌سازی ۸۲
- جدول ۱۹-۵ میزان برق مصرفی چیلر جذبی ۸۶

- جدول ۵-۲۰ هزینه‌های مربوط به تجهیزات مورد نیاز..... ۸۷
- جدول ۵-۲۱ هزینه گاز طبیعی..... ۹۱
- جدول ۵-۲۲ میزان افزایش گاز طبیعی مایع شده با استفاده از چیلر جذبی..... ۹۴
- جدول ۵-۲۳ سود ناشی از فروش گاز طبیعی مایع شده اضافی..... ۹۵
- جدول ۵-۲۴ نتایج بازگشت سرمایه تحمیلی..... ۹۷
- جدول ۵-۲۵ نتایج حاصل برای پیش سرمایش گاز طبیعی در حالت عدم استفاده از تلفات حرارتی..... ۱۰۱

چکیده

نیاز روز افزون جهان رو به پیشرفت امروزی به منابع انرژی، و همچنین آلودگی‌های زیست محیطی ناشی از این تحولات، باعث شده تا نگاه‌ها به سمت پاک‌ترین و مناسب‌ترین منبع انرژی باشد. گاز طبیعی^۱ به عنوان یکی از تمیزترین سوخت‌های فسیلی در جهان شناخته شده و منابع گوناگونی از آن در کره خاکی شناخته شده است. دوری تعداد زیادی از کشورهای صنعتی از این منابع گازی، منجر به پدید آمدن بحث صادرات گاز طبیعی به این مناطق می‌شود. به طور عمده دو روش برای صادرات گاز طبیعی وجود دارد که مایع سازی گاز طبیعی و کاهش حجم آن به یک ششصدم نسبت به صادرات بوسیله خط لوله در مسافت‌های طولانی ارجحیت دارد. پژوهش و مطالعه بر روی واحدهای مایع سازی گاز طبیعی جهت بهبود آن‌ها و کاهش مصرف انرژی در این واحدها اهمیت ویژه‌ای دارد.

اساس کار چیلرهای جذبی بر مبنای استفاده از حرارت برای تولید سرما می‌باشد که در مواردی این چیلرها توانایی استفاده از تلفات حرارتی جهت تأمین حرارت مورد نیاز خود دارند. بررسی استفاده از چیلر جذبی در نقاط مختلف واحد مایع سازی گاز طبیعی صورت خواهد گرفت و سعی بر کاهش توان مصرفی و یا افزایش میزان تولید گاز طبیعی مایع شده^۲ خواهد بود. جهت انجام این مهم، نیاز به شبیه سازی نرم‌افزاری یک واحد مایع سازی گاز طبیعی می‌باشد.

از چیلر جذبی برای خنک کاری، طی دو طرح استفاده خواهد شد. در طرح اول، اقدام به پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی نموده و پس از آن گاز طبیعی وارد واحد مایع سازی خواهد شد. این امر موجب سردتر شدن محصول نهایی یا همان گاز طبیعی مایع شده در شبیه سازی شده که می‌توان با افزایش دبی جریان گرم یا

^۱ Natural Gas

^۲ Liquefied Natural Gas

همان گاز طبیعی، شرایط را به وضع اولیه برگرداند که نتیجه آن، افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده خواهد بود.

در طرح دیگر، چیلر جذبی برای خنک کردن جریان مخلوط مبردها استفاده خواهد شد که منجر به افزایش توان تبرید واحد مایع سازی شده و می‌توان با افزایش دبی گاز طبیعی، از این میزان توان تبرید اضافی استفاده نمود که منجر به افزایش دبی گاز طبیعی مایع شده خواهد شد.

برای اعمال این تغییرات و استفاده از چیلر جذبی در واحد مایع سازی، نیاز به تعدادی از تجهیزات و در مواردی، انرژی مصرفی خواهد بود که هزینه‌هایی را به واحد تحمیل خواهند کرد. از نتایج حاصله می‌توان جهت تخمین مدت زمان بازگشت سرمایه‌های تحمیلی استفاده نمود.

فصل اول: مقدمه

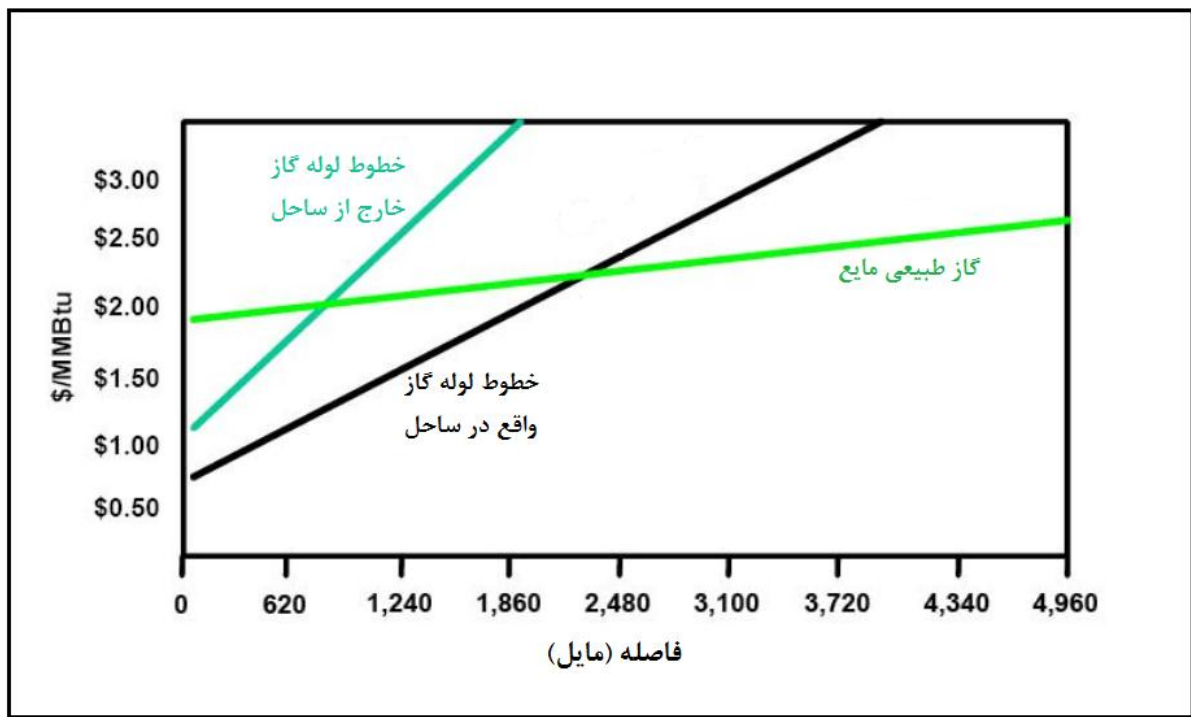
۱-۱ کلیات

گاز طبیعی به عنوان یکی از پاک‌ترین و مناسب‌ترین سوخت‌های فسیلی در جهان شناخته شده است. آلاینده‌گی کم‌تر ناشی از سوختن این منبع انرژی و تأثیرات مخرب کم‌تر آن بر روی محیط زیست باعث شده تا تمایل جهانی به استفاده از این سوخت طی سالیان اخیر افزایش چشمگیری داشته باشد. علاقه‌مندی به استفاده از این سوخت به گونه‌ای است که تقاضای آن در بازار جهانی سالانه ۷ تا ۱۰ درصد با افزایش روبرو است (۱). پراکندگی منابع این سوخت در سرتاسر جهان به صورتی است که کشور عزیزمان ایران، به عنوان دومین دارنده ذخایر ثابت شده گاز طبیعی در جهان می‌باشد. از همین رو مطالعات و پژوهش‌های علمی مختلف به منظور استفاده صحیح و بهینه از این منبع انرژی باید در دستور کار قرار گیرد.

به طور طبیعی بخشی از این منبع انرژی به مصارف داخلی از جمله مصارف خانگی، صنعتی و نیروگاهی می‌رسد، ولی با توجه به عظمت این منبع انرژی، نظریه صادرات آن به سایر کشورها که مورد تقاضای اکثر آن‌ها نیز می‌باشد، به میان می‌آید. صادرات این منبع انرژی به طور کلی به دو روش عمده صورت می‌گیرد که شامل صادرات بوسیله خط لوله و صادرات پس از مایع سازی گاز طبیعی می‌باشد. هزینه‌های مربوط به انجام هر کدام از روش‌های ذکر شده، باعث می‌شود که نقطه بهینه‌ای جهت هر کدام از نظریه‌ها مطرح باشد.

صادرات گاز طبیعی با استفاده از خط لوله نیازمند ساختارهای زیربنایی از جمله ایجاد خط لوله از نقطه استخراج تا کشور مقصد و ایجاد ایستگاه‌های تقلیل فشار می‌باشد که محدودیت‌هایی را جهت انجام این طرح ایجاد می‌کند. همچنین با انجام این طرح، تنها دسترسی به کشورهای همجوار میسر خواهد بود و بازارهای بزرگ درخواست کننده این انرژی در شرق آسیا از دست خواهد رفت. برخلاف انتقال گاز طبیعی بوسیله خط لوله، مایع سازی گاز طبیعی روشی است که با انجام آن حجم گاز طبیعی ششصد برابر کاهش خواهد یافت که موجب می‌شود که بتوان آن را بوسیله کشتی‌های مخصوص حمل گاز طبیعی مایع شده به سرتاسر نقاط

جهان ارسال نمود. در شکل ۱-۱ مسافتی را که در آن انتقال گاز طبیعی با استفاده از روش مایع سازی گاز طبیعی مقرون به صرفه تر از خط لوله می باشد را نشان می دهد [۱]. همان طور که مشاهده می شود، در شرایطی که مسیر انتقالی خط لوله در ساحل باشد، در مسافت های بیش از ۲۲۷۰ مایل که معادل حدود ۳۶۵۳ کیلومتر می باشد، استفاده از روش مایع سازی گاز طبیعی مقرون به صرفه تر خواهد بود.



شکل ۱-۱ مقایسه هزینه مربوط به انتقال گاز طبیعی به روش خط لوله و مایع سازی گاز طبیعی

با توجه به هزینه های بسیار بالا در مورد ایجاد خط لوله در مسیر دریا، این مقایسه در مسافت های کمتری به سود روش مایع سازی گاز طبیعی خواهد بود که این مسافت تقریباً معادل حدود ۱۳۱۹ کیلومتر می باشد. از اینرو انجام مطالعات و تحقیقات در زمینه مایع سازی گاز طبیعی، اهمیت خود را به روشنی نشان می دهد.

حدود ۵۳ سال از ارسال اولین محموله گاز طبیعی مایع شده در جهان می‌گذرد [۲] که نشان دهنده قدمت استفاده از این تکنولوژی برای صادرات گاز طبیعی می‌باشد. به طور کلی اولین واحدهای ساخته شده جهت مایع سازی گاز طبیعی بازدهی پایینی داشته و از تکنولوژی‌های ساده‌تری برای مایع سازی گاز طبیعی استفاده می‌شده است که این امر در مورد اکثر دیگر واحدهای صنعتی نیز صدق می‌کند. با گذشت زمان انجام مطالعات تکمیلی توسط محققان و پژوهشگران موجب تکامل تدریجی این واحدها و دسترسی به واحدهایی با بازده بالاتر شده است. از جمله این پیشرفت‌ها، توانایی افزایش ظرفیت واحدها در تولید گاز طبیعی مایع شده تا حدود بیش از پنج میلیون تن در سال می‌باشند. واحدهای امروزی دارای بازده بالا و همچنین ظرفیت‌های بالای تولید گاز طبیعی مایع شده می‌باشد که منجر به مقرون به صرفه شدن ایجاد چنین واحدهایی شده است.

به طور کلی روش‌های مختلفی برای مایع سازی گاز طبیعی مورد استفاده قرار می‌گیرد که هر یک برتری نسبت به دیگری دارد و انتخاب هر یک به عوامل مختلفی از جمله ظرفیت مورد نیاز و ... بستگی دارد. تفاوت اصلی میان این روش‌ها در نوع تجهیزات به کار رفته در آنها می‌باشد که از جمله مهم‌ترین و تأثیر گذارترین آنها، مبدل حرارتی و گرداننده‌های کمپرسورها می‌باشد. مبدل حرارتی، به عنوان تجهیزاتی که در آن فرآیند مایع سازی گاز طبیعی رخ می‌دهد، اهمیت ویژه و حساسی در واحد مایع سازی داراست. گرداننده‌های کمپرسورها به عنوان بیش‌ترین مصرف کننده انرژی در واحدهای مایع سازی گاز طبیعی شناخته می‌شوند. از اینرو، نوع گرداننده مورد استفاده اعم از توربین‌های گازی، توربین‌های بخار و یا در موارد جدیدتر، موتورهای الکتریکی، و اندازه هر کدام از آنها، تأثیر بسزایی در بازدهی واحد مایع سازی گاز طبیعی خواهد داشت.

فصل دوم: واحد مایع سازی

گاز طبیعی به روش مخلوط مبرد

دوتایی

۱-۲ مقدمه

همان طور که اشاره شد، مایع سازی گاز طبیعی به روش‌های گوناگونی صورت می‌گیرد که هدف نهایی هر یک از آن‌ها، کاهش دمای گاز طبیعی تا حدود ۱۶۰- درجه سانتی‌گراد می‌باشد، ولی فرآیند هر کدام از این روش‌ها با یکدیگر متفاوت است که به طور کلی تفاوت آن‌ها به تعداد چرخه‌های سرماساز، نوع مبدل حرارتی اصلی مورد استفاده، نوع مبرد اعم از خالص بودن و یا مخلوطی از هیدروکربن‌ها، کمپرسورهای واحد تراکم، نوع گرداننده‌ها و در نتیجه تمامی این موارد، ظرفیت تولید این واحدها می‌باشد.

واحد مایع سازی به روش مخلوط مبرد دوتایی، از جمله روش‌هایی برای مایع سازی گاز طبیعی می‌باشد که طی دهه گذشته و پس از بهبود روش‌های اولیه که برای مایع سازی گاز طبیعی مورد استفاده قرار می‌گرفته است و در قسمت‌هایی، اعمال تغییرات اساسی در آن‌ها، توسط محققان ارائه گردیده است و از جمله روش‌های با بازده ترمودینامیکی مناسب در ظرفیت‌های بالا می‌باشد. ظرفیت تولید در این روش بستگی به تعداد واحدهایی که به طور همزمان راه‌اندازی می‌شود دارد و اکثراً ظرفیتی بیش از ۵ میلیون تن در سال دارا می‌باشد و در مواردی که در حال طراحی می‌باشد به حدود ۹ میلیون تن در سال نیز می‌رسد.

در ادامه به بیان هر یک از ویژگی‌هایی که این روش را با دیگر روش‌های موجود متمایز می‌نماید، می‌پردازیم.

۲-۲ ویژگی‌های واحد مایع سازی گاز طبیعی به روش مخلوط مبرد دوتایی

واحد مایع سازی گاز طبیعی به روش مخلوط مبرد دوتایی، دارای ویژگی‌هایی است که به تفصیل به بیان خواهد شد.

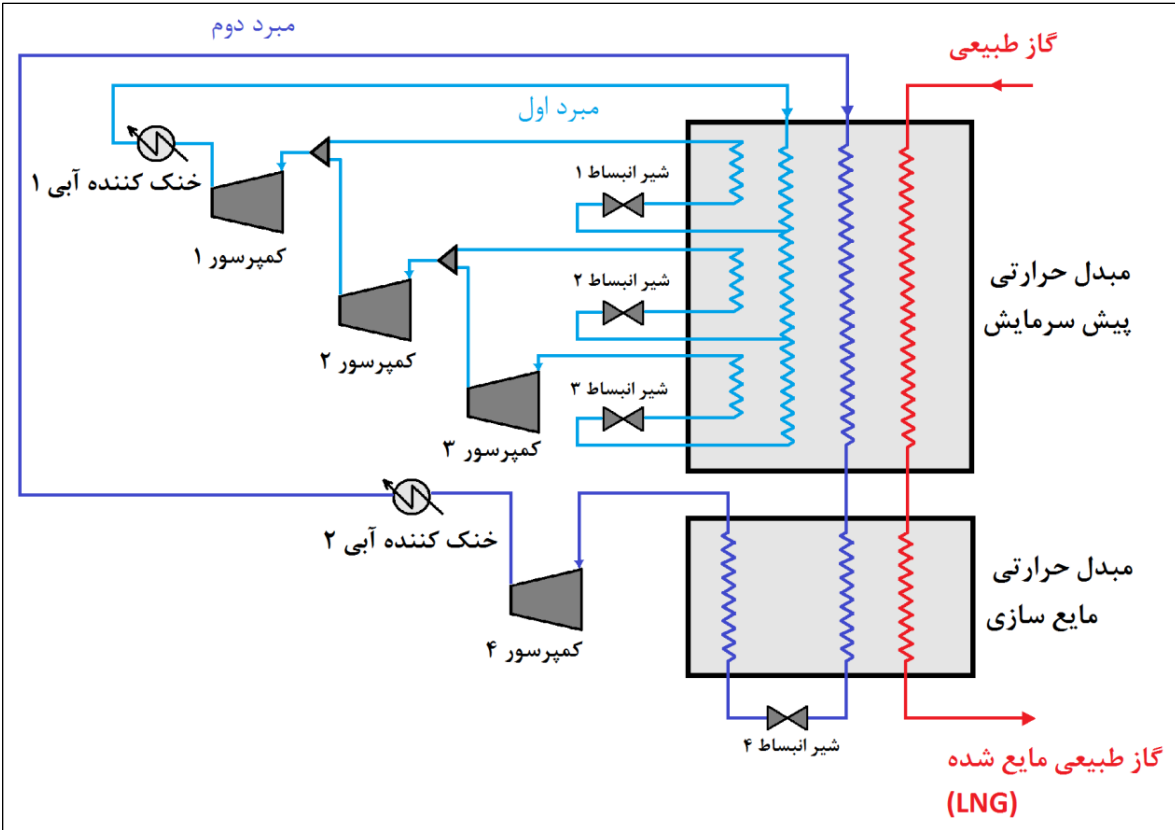
۱-۲-۲ تعداد چرخه‌های سرماساز

در روش مخلوط مبرد دوتایی، از دو چرخه سرماسازی که به طور کامل از یکدیگر مجزا می‌باشند، استفاده می‌شود. مبردهای به کار رفته در هر یک از این چرخه‌های سرماساز، از نوع مخلوط مبردها می‌باشد که متشکل از ترکیبی از هیدروکربن‌ها به علاوه نیتروژن می‌باشند. مبرد هر یک از این چرخه‌ها، به منظور دسترسی به شرایط بهینه مورد نظر و توانایی اعمال تغییرات در شرایط کاری مختلف، از ترکیبات متفاوتی از هیدروکربن‌ها تشکیل شده‌اند. هر کدام از این چرخه‌های سرماسازی، دارای یک مجموعه کامل از تجهیزات یک چرخه تبرید از جمله کمپرسور، مبدل حرارتی، شیر اختناق و خنک کننده‌ها می‌باشند که به طور همزمان به کار می‌افتند.

مایع سازی در این روش، همانند اکثر دیگر روش‌ها، طی دو مرحله که به مراحل پیش سرمایش^۱ و مایع سازی یا فوق سردسازی^۲ معروف هستند، تقسیم بندی می‌شود. چرخه سرماسازی اول، وظیفه پیش سرمایش گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد و همچنین خنک سازی مبرد چرخه سرماسازی دوم را بر عهده دارد. همان طور که در شکل ۱-۲ نشان داده شده است، پیش سرمایش گاز طبیعی توسط مبرد چرخه اول، در سه سطح فشار صورت می‌گیرد و مبرد چرخه اول که از این پس به آن مبرد اول می‌گوییم، در سه سطح فشار از مبدل حرارتی مربوط به مرحله پیش سرمایش جدا شده و به سمت مرحله تراکم می‌رود. چرخه سرماسازی دوم نیز دمای گاز طبیعی را که در مرحله پیش سرمایش تا حدودی سرد شده است در مرحله مایع سازی، به مایع تبدیل می‌نماید.

^۱ Pre-cooling

^۲ Sub-cooling



شکل ۱-۲ واحد مایع سازی گاز طبیعی

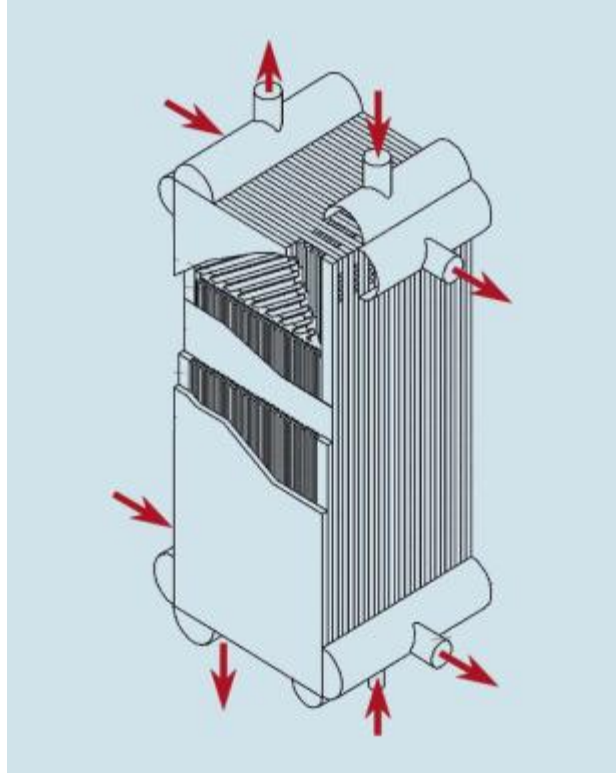
۲-۲-۲ مبدل حرارتی

همان طور که اشاره شد، مایع سازی در این روش، طی دو مرحله که به مراحل پیش سرمایش و مایع سازی یا فوق سردسازی معروف هستند، تقسیم بندی می شود. در مرحله پیش سرمایش، دمای گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی گاز طبیعی تا حدودی کاهش یافته که این امر منجر به مایع سازی مقادیر کمی از هیدروکربن های سنگین تر موجود در گاز طبیعی تغذیه شده و این هیدروکربن های سنگین مایع شده از جریان سرد شده گاز طبیعی توسط جدا کننده های دو فازی جدا می شود که به عنوان میعانات گازی از آنها استفاده های مختلفی می شود. در روش مخلوط مبرد دوتایی، در مرحله پیش سرمایش، گاز طبیعی تغذیه در یک مرحله میانی که دمای آن تا حدود -35 درجه سانتی گراد سرد شده، از مبدل حرارتی خارج شده و

میعانات آن جدا شده و بار دیگر وارد مبدل حرارتی پیش سرمایه‌ش می‌شود و این بار تا دمای حدود ۵۵- درجه سانتی‌گراد سرد می‌شود. در این دما نیز میزانی دیگر از هیدروکربن‌های سنگین‌تر به مایع تبدیل شده که توسط جدا کننده دو فازی، از جریان اصلی گاز طبیعی خارج می‌شود. پس از این مرحله، گاز طبیعی که تا دمایی حدود ۵۵- درجه سانتی‌گراد سرد شده است، وارد مبدل حرارتی مربوط به مرحله مایع سازی یا فوق سرد سازی می‌شود. مبدل حرارتی مرحله مایع سازی، وظیفه سرد سازی و مایع سازی گاز طبیعی تا دمای حدود ۱۶۰- درجه سانتی‌گراد را بر عهده دارد.

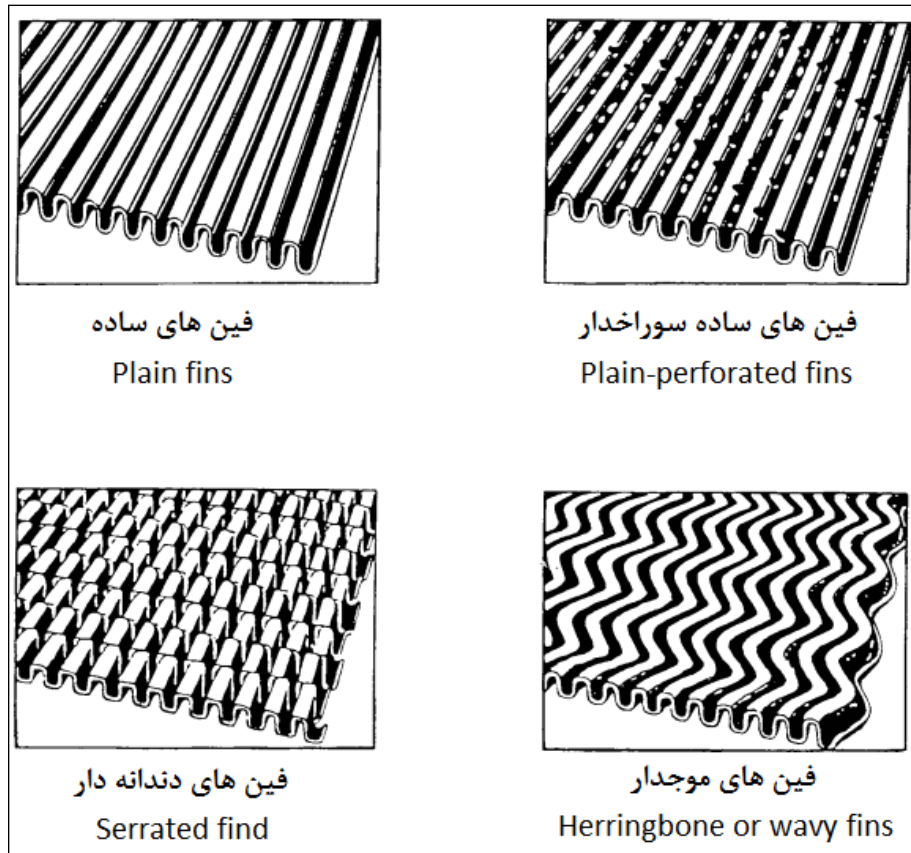
کلیه مبدل‌های حرارتی استفاده شده در مراحل پیش سرمایه‌ش و مایع سازی که به آن‌ها اشاره شد، از نوع مبدل‌های حرارتی فشرده و یا پلیت‌فین^۱ می‌باشند. یک مبدل حرارتی پلیت‌فین مجموعه‌ای از صفحات تخت و موجدار می‌باشد که بصورت متناوب در کنار یکدیگر قرار گرفته‌اند. یکی از مزیت‌های این نوع مبدل حرارتی این است که بیش از ۱۰ جریان می‌توانند تنها در یک واحد انتقال حرارت دهند. در شکل ۲-۲ نمایی از یک مبدل حرارتی پلیت‌فین به نمایش در آمده است. از دیگر برتری‌های این نوع مبدل حرارتی، غیر اختصاصی بودن تولید آن می‌باشد، به طوری که نوع دیگر مبدل حرارتی که استفاده از آن در واحدهای مایع سازی گاز طبیعی معمول است و به مبدل‌های حرارتی اسپیرال معروف هستند، به صورت انحصاری و تنها توسط تعداد محدودی از شرکت‌ها در جهان ساخته می‌شود، در حالی که مبدل‌های حرارتی پلیت‌فین دارای تکنولوژی ساخت آسان‌تری نسبت به نوع اسپیرال می‌باشد.

^۱ Plate-fin



شکل ۲-۲ نمایی از یک مبدل حرارتی پلیت‌فین

معمولا این نوع از مبدل های حرارتی از آلیاژهای آلومینیوم ۳۰۰۳ و ۵۰۸۳ ساخته می‌شود. به طور کلی با توجه به نیازهای عملکرد، شرکت‌های مختلف انتخاب گوناگون از انواع فین‌ها را در اختیار می‌گذارند. برتری کلی بین فین‌های سوراخ‌دار و دندانه‌دار می‌باشد. فین‌های دندانه‌دار بازدهی حرارتی بالاتری دارند ولی از نظر رسوب‌گیری مستعدتر می‌باشند که باعث افت فشار بالاتری می‌شوند. در شکل ۲-۳ نمایی از انواع مختلف فین‌ها به نمایش در آمده است.



شکل ۲-۳ انواع فین‌های موجود جهت استفاده مبدل حرارتی پلیت‌فین

۳-۲-۲ مبرد به کار رفته در روش مخلوط مبرد دوتایی

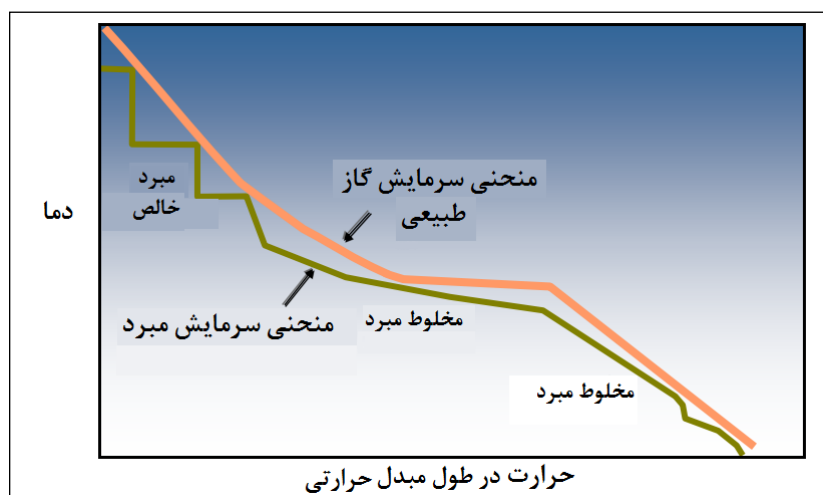
همان طور که اشاره شد، مبرد به کار رفته در هر دو چرخه سرماسازی از نوع مخلوطی از هیدرو کربن‌ها به علاوه مقادیری از نیتروژن می‌باشد.

با توجه به افزایش اهمیت عدم استفاده از مبردهایی که بر پایه‌ی کلروفلوروکربن‌ها^۱ هستند، و تأثیرات مخرب آن‌ها بر روی محیط زیست، محققان به استفاده از تکنولوژی مخلوطی از مبردها روی آورده‌اند.

^۱ CFC

استفاده از مخلوط مبردها^۱، انتخابی برای از بین بردن آسیب‌های کلروفلوروکربن‌ها می‌باشد. دسترسی به بازده انرژی بالا در این سیستم‌ها مورد بررسی قرار گرفته است.

در مقابل مبردهای خالص، مخلوط مبردها در محدوده‌ی دمایی‌ای که در آن فشار ثابت است، تبخیر و یا میعان می‌شوند. ترکیب مخلوط مبردها بر اساس محدوده‌ی دمایی که در آن تبخیر می‌شوند و باید بسیار نزدیک به محدوده‌ی جریان سرد باشد، انتخاب می‌شوند. در شکل زیر، مقایسه‌ای بین مخلوط مبردها در مقابل مبرد خالص در نمودار حرارت-دما به نمایش در آمده است.



شکل ۱-۲ مقایسه منحنی دما-حرارت مبرد خالص و مخلوطی از مبردها

همان طور که در شکل نیز نمایان است، در حالت استفاده از مخلوطی از مبردها، منحنی مربوط به سرمایش مبرد، به منحنی سرمایش گاز طبیعی بسیار نزدیک‌تر می‌باشد. در حالی که مبرد خالص، شرایطی بصورت

^۱ Mixed Refrigeration

خطوطی شکسته داشته که باعث می‌شود در نقاطی، اختلاف زیادی بین نمودار جریان سرد و گرم بوجود آید.

معمولا ترکیبی از هیدروکربن‌ها بین متان^۱ تا بوتان^۲ و نیتروژن به دلیل دمای بحرانی پایینی که دارد، برای مایع سازی گاز طبیعی انتخاب می‌شود. در صورتی که نیروی محرک دمایی کوچک باشد، عملکرد یک عملکرد برگشت پذیر خواهد بود، بازده ترمودینامیکی بالاتری خواهد داشت و به انرژی کمتری نیاز خواهد داشت. همچنین یک سیستم مخلوط مبردها بر خلاف سیکل‌های دارای مبرد خالص، ترکیب ماشین آلات ساده‌تر و مشکلات نگه‌داری کمتری دارند. کاربردهای بسیار زیاد دیگری نیز معرفی شده است. برخی از مراجع نشان داده‌اند که سیستم‌های مخلوط مبردها بازده بیشتری نسبت به سیستم‌های توربو اکسپندر^۳ در بازیافت گاز طبیعی مایع^۴ دارد. دوودی^۵ و همکاران [۳] از یک برنامه نویسی غیر خطی جهت دستیابی به ویژگی‌های مطلوب مخلوط مبردها استفاده کرده‌اند. در طراحی سیستم‌های مخلوط مبردها، نباید تنها به کاهش انرژی مصرفی و سرمایه‌ی اولیه توجه کنیم، بلکه پروفایل دمایی در اواپراتور و کندانسور نیز از اهمیت بالایی برخوردار است. معمولا بیش‌ترین اختلاف دمایی که در مبدل‌های حرارتی سیستم‌های مخلوط مبردها بین جریان گرم و سرد حاصل می‌شود، در حدود ۱ تا ۳ درجه سانتی‌گراد می‌باشد.

C₁^۱

C₄^۲

Turbo-Expander Systems^۳

NGL^۴

Duvedi^۵

۴-۲-۲ کمپرسورهای واحد تراکم

کمپرسورها، وظیفه تراکم و افزایش فشار مبردها را برعهده دارند. نوع کمپرسور به کار رفته، به روش مایع سازی گاز طبیعی بستگی دارد و به طور کلی از دو نوع کمپرسور گریز از مرکز یا سانتریفیوژ و کمپرسورهای نوع محوری در سیکل سرمایش فرآیندهای تهیه گاز طبیعی مایع استفاده می‌شود. به گردش در آوردن کمپرسورها، توسط گرداننده‌های آنها صورت می‌گیرد.

۵-۲-۲ گرداننده‌های کمپرسورهای واحد مایع سازی

به منظور به حرکت در آوردن کمپرسورهای موجود در مرحله تراکم، نیاز به گرداننده‌هایی می‌باشد که باید برحسب توان مورد نیاز کمپرسورهای به کار رفته در چرخه سرماسازی، اقدام به انتخاب نوع و اندازه آنها نمود. به طور کلی، با توجه به ظرفیت‌های بالای تولید گاز طبیعی مایع که به تازگی ساخته شده‌اند، نیاز به گرداننده‌هایی با اندازه یا توان‌های بالا می‌باشد که به همین میزان، مصرف انرژی بالاتری را نیز به منظور به گردش درآوردن کمپرسورهای مرحله تراکم مصرف می‌نمایند.

در واحدهای اولیه تولید گاز طبیعی مایع، توربین‌های بخار وظیفه به گردش درآوردن کمپرسورهای مرحله تراکم را بر عهده داشته‌اند. در واحدهای جدیدتر، از توربین‌های گازی به عنوان گرداننده‌های کمپرسورها استفاده می‌شده است. تلفات حرارتی بالا، از معایب اصلی این نوع گرداننده‌ها می‌باشد که منجر به بازدهی پایین واحد خواهد شد. طی سالیان اخیر، مهندسين به استفاده از گرداننده‌های الکتریکی روی آورده‌اند. مزایای اصلی این نوع موتورهای الکتریکی، بازدهی بالاتر نسبت به دیگر محرک‌ها و دسترسی سریع به

دوره‌های مورد نظر می‌باشد. واحد مایع سازی گاز طبیعی اسنوویت^۱ از این نوع گرداننده برای به چرخش درآوردن کمپرسورهای مرحله تراکم استفاده می‌نماید.

فصل سوم: مروری بر مطالعات

انجام شده

۳-۱ مقدمه

با توجه به هزینه‌های بالای انرژی و ایجاد مشکلات زیست محیطی بر اثر مصرف بی تدبیر انرژی، و همچنین مصرف بالای انرژی در واحدهای مایع سازی گاز طبیعی، اعمال طرح‌های بهینه سازی در راستای مصرف صحیح و کمینه انرژی جهت تولید گاز طبیعی مایع شده، از مهم‌ترین اهداف محققان و دانشمندان این دانش شده است. پس از گذشت سال‌های اولیه از اختراع و ساخت واحدهای مایع سازی گاز طبیعی، به تدریج دانشمندان اقدام به مطالعات تکمیلی در راستای بهینه سازی این واحدها نمودند. این تحقیقات در زمینه واحدهای مختلفی از واحد مایع سازی گاز طبیعی به روش‌های مختلفی صورت گرفته است که از جمله مهم‌ترین نتایج آن، ساخت واحدهایی با ظرفیت‌های بالای ۵ میلیون تن در سال با مصرف پایین انرژی طی سالیان اخیر می‌باشد.

۳-۲ مطالعات انجام شده

از جمله نیازهای انجام یک بهینه سازی موفق، شبیه سازی واحد مایع سازی گاز طبیعی به وسیله نرم‌افزارهای رایج می‌باشد که کمک شایانی به دسترسی به نتایج واقعی می‌نمایند. استفاده از نرم‌افزار هایسیس^۱ برای شبیه سازی سیکل‌های تبرید استفاده شده است. از آن جمله مانوهار داش^۲ [۴] بوده است که از این نرم‌افزار جهت شبیه سازی سیکل تبرید استفاده کرده است. فاروق حسن^۳ [۵] در رساله دکتری خود اقدام به شبیه سازی مبدل حرارتی با جریان‌های چندگانه همراه با تغییر فاز و سپس بهینه سازی نحوه

^۱ HYSYS

^۲ Sunil Manohar Dash

^۳ M. M. Faruque Hasan

استفاده از آن‌ها نموده است. واحدهای با ظرفیت پایین تولید گاز طبیعی نیز مورد توجه پژوهشگران بوده است، به طوری که روسلینا ساپوان^۱ [۶] شبیه سازی و مطابقت نتایج حاصل از آن را صورت داده است. مطابقت صورت گرفته تا حد زیادی قابل قبول است به طوری که خطایی کم‌تر ۵ درصد به دست آمده است. شبیه سازی و بهینه سازی واحد مایع سازی گاز طبیعی به روش پریکو^۲ توسط اسپلونند^۳ و همکارانش [۷] صورت گرفته است که از نرم‌افزار هایسیس برای شبیه سازی استفاده شده است. شبیه سازی و بهینه سازی واحد مایع سازی به روش ترکیبی از پیش سرمایه‌ش پروپان و مخلوطی از مبردها^۴ توسط داگ اریک^۵ [۸] صورت گرفته که با استفاده از قابلیت اتصال نرم‌افزار هایسیس به نرم‌افزار متلب^۶ جهت بهینه سازی واحد مایع سازی گاز طبیعی استفاده کرده است. امیر مرتضوی و همکارانش [۹] نیز پیشنهاد استفاده از روشی مشابه را برای بهینه سازی واحد مایع سازی گاز طبیعی به روش ای-پی-سی-آی^۷ ارائه کرده است.

مبدل حرارتی یکی مهم‌ترین تجهیزات به کار رفته در واحد مایع سازی گاز طبیعی می‌باشد که فرآیند مایع سازی در درون آن صورت می‌گیرد. از اینرو شبیه سازی و بهینه سازی آن تأثیر بسزایی در مصرف انرژی واحد خواهد داشت. شبیه سازی و بهینه سازی در این زمینه معطوف به دو مدل از مبدل‌های حرارتی رایج در این واحدها می‌باشد. شبیه سازی مبدل حرارتی اسپیرال^۸ که توسط فردهیم^۹ و همکارش [۱۰] صورت

Roslina BTE Sapuan^۱

Prico^۲

A. Aspelund^۳

C3MR^۴

Dag-Erik Helgestad^۵

MATLAB^۶

APCI^۷

Spiral^۸

A. Fredheim^۹

گرفته است، بر اساس نزدیک سازی دو نمودار جریان سرد و گرم به یکدیگر و در نتیجه بهبود مصرف انرژی در چنین واحدهایی بوده است. بهینه سازی گونه دوم از مبدل حرارتی رایج در چنین واحدهایی، بر اساس کمینه سازی میزان انتروپی تولید شده می‌باشد. کولهام^۱ [۱۱] این تحقیق را بر روی مبدل حرارتی پلیت‌فین صورت داده است.

تحلیل میزان نابودی انرژی^۲ یکی از پر کاربردترین تحلیل‌ها در فرآیندهای تبرید می‌باشد. تمامی تلاش‌ها بر مبنای کاهش میزان نابودی انرژی در تجهیزات به کار برده شده در واحدهای مایع سازی گاز طبیعی از جمله مبدل حرارتی، کمپرسورها و خنک کننده‌ها می‌باشد. دولت‌شاهی و همکارش [۱۲] این تحقیق را بر روی واحد مایع سازی گاز طبیعی به روش ساده مبتنی بر مخلوط مبرد تکی صورت داده است. وی با استفاده از مفهوم پینچ و نمودار ترکیبی جریان سرد و گرم^۳، کاهش اختلاف دما بین جریان سرد و گرم را بررسی نموده و با استفاده از تحلیل انرژی تجهیزات با بیشترین میزان نابودی انرژی را مشخص نموده است. تحقیقات مشابهی نیز توسط دیگران از جمله کیانگ^۴ و همکارانش [۱۳] در این زمینه صورت گرفته است.

کاربرد علوم جدید نیز در این زمینه پیشرفت‌های خوبی داشته است، که از جمله مهم‌ترین آن‌ها استفاده از روش ژنتیک الگوریتم^۵ جهت بهینه سازی واحد مایع سازی گاز طبیعی می‌باشد. طالش بهرامی و همکارانش [۱۴] تحقیقاتی را در این زمینه صورت داده است. آن‌ها مایع سازی گاز طبیعی به روش ترکیبی از پیش سرمایه‌گذاری پروپان و مخلوطی از مبردها را جهت بررسی و بهینه سازی به این روش انتخاب نموده‌اند. در ابتدا

J. Richard Culham^۱

Exergy Destruction Analysis^۲

Ground Composite Curve (GCC)^۳

Wang Qiang^۴

Genetic Algorithm^۵

سیستم به صورت ترمودینامیکی در نرم‌افزار متلب مدل شده است. مدل صورت گرفته با یک کد ژنتیک الگوریتم در نرم‌افزار متصل می‌شود. نمودار ترکیبی مبدل حرارتی جهت بهینه سازی انتخاب شده است. دسترسی به حداقل اختلاف درجه حرارت تا حدود ۳ درجه سانتی‌گراد صورت گرفته است. نتیجه حاصله ۲۳ درصد کاهش توان مصرفی نسبت به حالت پایه بوده است.

شرکت توتال [۱۵] نیز تحقیقاتی را جهت افزایش بازده واحدهای مایع سازی گاز طبیعی ارائه کرده است. تحقیقات صورت گرفته بر مبنای کاهش ایجاد آلودگی‌های زیست محیطی در واحد مایع سازی گاز طبیعی به روش ای-پی-سی-آی بوده است. استفاده از چیلر جذبی^۱ برای خنک سازی جریان ورودی به گرداننده‌های کمپرسورها یا همان توربین‌های گازی مورد ارزیابی قرار گرفته است.

^۱ Absorption Chiller

فصل چہارم: تئوری مباحث

مطرح

۴-۱ شبیه سازی واحد مایع سازی

۴-۱-۱ مقدمه

سیکل تبرید مربوط به واحد مایع سازی گاز طبیعی نیز همانند دیگر فرآیندهای تبرید، فرآیندی پیوسته می‌باشد. بدین معنا که مبرد یک چرخه کامل را که شامل مراحل تراکم، مبدل حرارتی، عبور از شیر اختناق و کندانسور می‌باشد، جهت خنک سازی گاز طبیعی طی می‌نماید. اعمال کوچک‌ترین تغییری در فرآیند مایع سازی گاز طبیعی، باعث تغییرات اساسی در تجهیزات مختلف واحد مایع سازی خواهد شد. از این رو و جهت بررسی این تغییرات که بر اثر اعمال ایده‌هایی جهت بهبود عملکرد واحد مایع سازی بوجود می‌آید، انجام شبیه سازی از واحد مایع سازی گاز طبیعی مورد نیاز است. در ابتدا لازم است که چرخه مایع سازی توضیح داده شود.

۴-۱-۲ چرخه مایع سازی

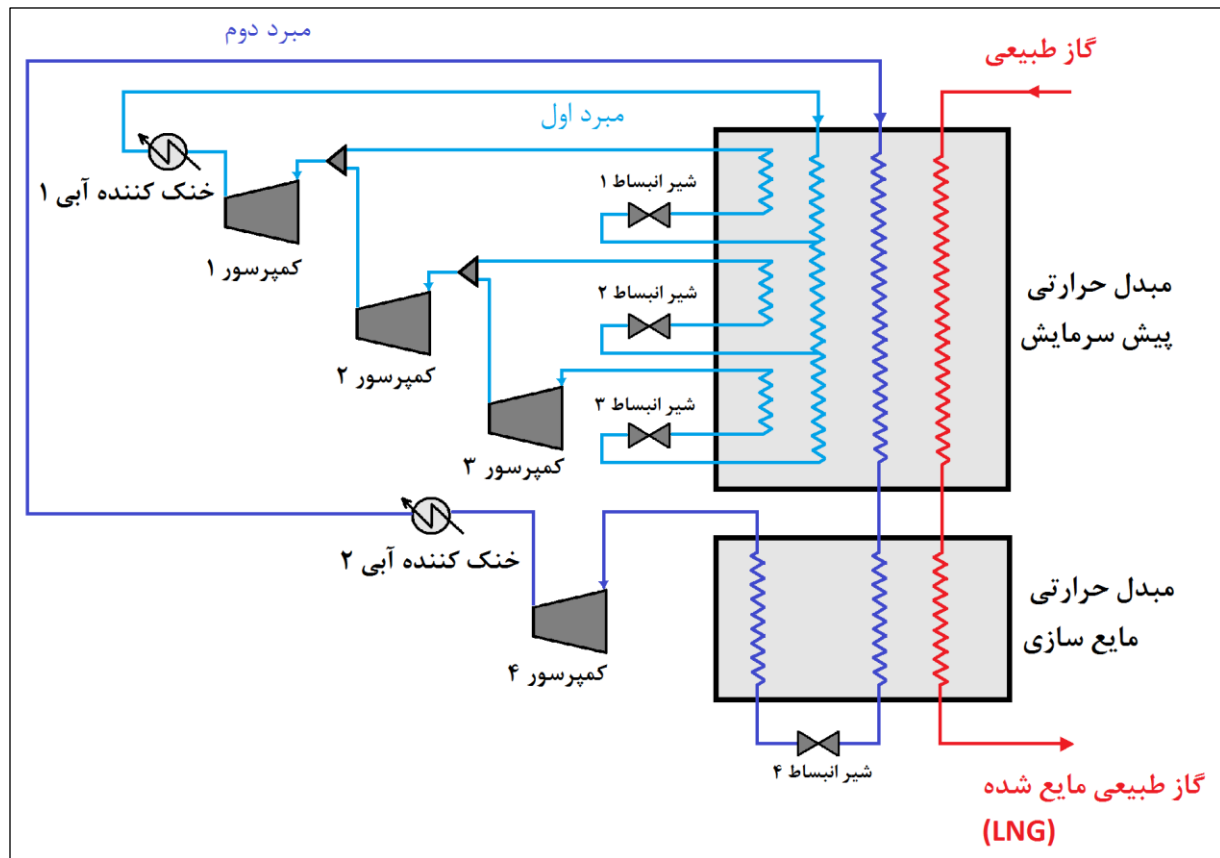
چرخه مایع سازی گاز طبیعی نیز همانند دیگر چرخه‌های تبرید از چهار مرحله اصلی تشکیل شده است که عبارتند از:

- تراکم
- چگالش
- شیر انبساط
- تبخیر کننده

کمپرسور وظیفه افزایش فشار مبرد را بر عهده دارد. مبرد پس از افزایش فشار وارد چگالنده شده و در آنجا معمولاً تا دمای حالت مایع اشباع خنک می‌شود. پس از آن و جهت رسیدن به محدوده دمایی‌ای که بتواند دمای جریان هدف را که در اینجا گاز طبیعی می‌باشد، کاهش دهد از شیر انبساط عبور می‌نماید و سپس با عبور از تبخیر کننده، حرارت مورد نیاز خود را برای رسیدن به حالت بخار اشباع از جریان هدف گرفته و باعث خنک سازی آن نیز می‌شود.

چرخه توضیح داده شده، ساده‌ترین نوع از یک چرخه تبرید می‌باشد و مطمئناً جهت خنک سازی گاز طبیعی تا حدود دمای ۱۶۰- درجه سانتی‌گراد، تغییرات و تفاوت‌هایی با این چرخه وجود خواهد داشت. ولی اساس کار و نحوه عملکرد مبرد به همین صورت خواهد بود و هر چهار مرحله اصلی توضیح داده شده شامل چرخه تبرید مربوط به مایع سازی گاز طبیعی نیز خواهد بود.

نمایی از چرخه تبرید مایع سازی گاز طبیعی به روش مخلوط مبرد دوتایی در شکل ۴-۱ آمده است.

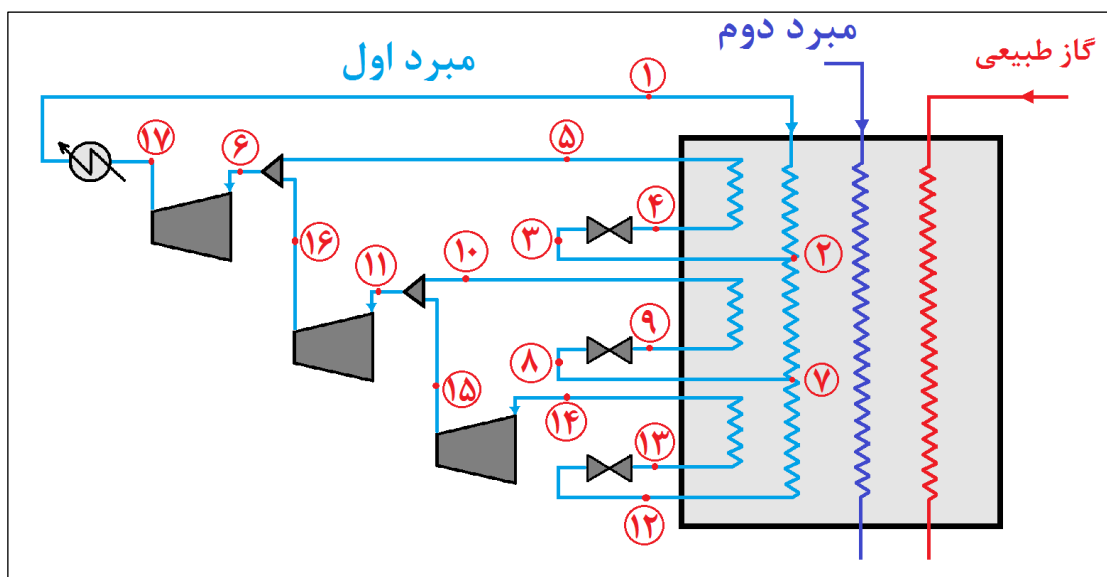


شکل ۴-۱ واحد مایع سازی گاز طبیعی

سرماسازی در روش مخلوط مبرد دوتایی بوسیله دو چرخه مبرد جداگانه صورت می‌پذیرد. چرخه اول وظیفه پیش سرمایش گاز طبیعی را تا محدوده دمایی مشخصی بر عهده دارد و به مرحله پیش سرمایش نامگذاری می‌شود. چرخه دوم نیز گاز طبیعی پیش سرمایش شده را تا دمای نهایی سرد و مایع سازی می‌نماید. در ادامه هر کدام از این چرخه‌ها را به طور جداگانه بررسی خواهیم نمود.

۱-۲-۱-۴ چرخه پیش سرمایش

این چرخه، وظیفه پیش سرمایش گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی و بخشی از مبرد دوم خروجی از خنک کننده آبی یا همان واحد چگالش مبرد دوم را بر عهده دارد. همان طور که از نام این روش نیز نمایان است، مبردها از مخلوطی از هیدروکربن‌ها به همراه مقادیری نیتروژن تشکیل شده‌اند. نمایی از چرخه مربوط به این مرحله در شکل ۲-۴ آمده است. در این چرخه تبرید، مبرد اول مسیری مطابق با شکل طی می‌نماید.



شکل ۲-۴ چرخه پیش سرمایش واحد مایع سازی گاز طبیعی

مبرد اول پس از افزایش فشار و خروج از کمپرسور، وارد بخش خنک سازی با آب می‌شود. در واقع این همان مرحله چگالش می‌باشد که بخشی از آن بوسیله خنک کننده آبی صورت گرفته و بخش دیگری از آن در درون مبدل حرارتی پلیت‌فین صورت می‌گیرد. مبرد در حین خنک شدن اولیه در درون مبدل حرارتی، در

سه سطح فشار از مبدل حرارتی خارج شده و وارد شیر انبساط می‌شود. همان طور که در شکل ۴-۲ آمده است، این مرحله در سه شیر انبساط جداگانه صورت می‌گیرد.

مبرد اول، در نقطه ۱ وارد مبدل حرارتی پیش سرمایش می‌شود. مبرد اول در بین نقطه ۱ تا ۲ تا حدودی توسط جریان خنک شده بخشی از مبرد اول که از شیر انبساط ۱ خارج شده و در نقطه ۴ وارد مبدل حرارتی شده است، خنک می‌شود. در نقطه ۲، مقداری از مبرد اول از جریان اصلی جدا شده و با خروج از مبدل حرارتی، در نقطه ۳ وارد شیر انبساط ۱ شده و پس از افت فشاری معین، تا دمای مورد نقطه ۴ خنک شده و وارد مبدل حرارتی می‌شود. این جریان پس از جذب حرارت از جریان‌های گاز طبیعی، مبرد دوم و جریان اصلی مبرد اول، در نقطه ۵ از مبدل حرارتی خارج و پس از مخلوط شدن با دیگر مقادیر مبرد اول در مخلوط کننده، در نقطه ۶ وارد کمپرسور ۱ می‌شود.

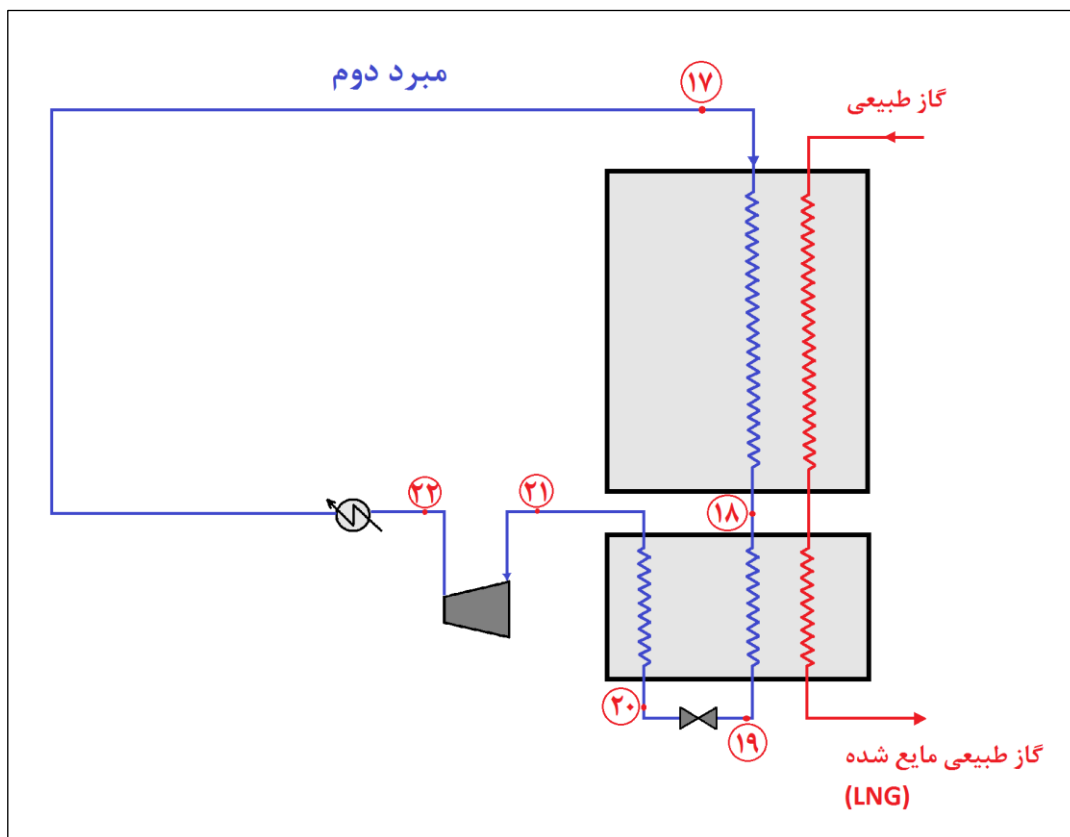
پس از جداسازی مقادیری از مبرد اول در نقطه ۲ از جریان اصلی، مابقی مبرد اول تا نقطه ۷ ادامه مسیر داده و سرد می‌شود و در این نقطه، مقادیر دیگری از مبرد اول از جریان اصلی جدا شده و پس از خارج شدن از مبدل حرارتی، در نقطه ۸ وارد شیر انبساط شده و پس از افت فشار و کاهش دما در شرایط نقطه ۹ مجدداً وارد مبدل حرارتی شده و از جریان‌های مبرد اول، مبرد دوم و گاز طبیعی حرارت دریافت می‌کند و در نقطه ۱۰ از مبدل حرارتی خارج می‌شود. این مقدار از مبرد اول، پس از مخلوط شدن با دیگر مقادیر باقی مانده از مبرد اول، در نقطه ۱۱ وارد کمپرسور ۲ شده و پس از افزایش فشار تا فشار ورودی کمپرسور ۱، با جریان مبرد اول با شرایط نقطه ۵ مخلوط می‌شود.

مقادیر باقی مانده از جریان اصلی مبرد اول، پس از سرد شدن در نقطه ۱۲ از مبدل حرارتی خارج شده و پس از عبور از شیر انبساط ۳ و کاهش دما، در نقطه ۱۳ وارد مبدل حرارتی می‌شود. این جریان پس از جذب حرارت از جریان گاز طبیعی، مبرد اول و مبرد دوم در شرایط نقطه ۱۴ از مبدل حرارتی خارج شده و وارد کمپرسور ۳ می‌شود. پس از افزایش تا فشار ورودی کمپرسور ۲، با جریان ۱۰ مخلوط می‌شود.

این چرخه به صورت پیوسته عمل کرده و مرحله پیش سرمایش گاز طبیعی را تشکیل می‌دهد.

۲-۲-۱-۴ چرخه مایع سازی

مبرد دوم وظیفه مایع سازی گاز طبیعی را برعهده دارد. نمایی از این چرخه در شکل ۳-۴ آمده است.



شکل ۳-۴ چرخه مایع سازی واحد مایع سازی گاز طبیعی

مبرد دوم در نقطه ۱۷ وارد مبدل حرارتی پلیت‌فین مربوط به چرخه پیش‌سرمایش شده و تا محدوده دمایی مشخصی خنک می‌شود. بخش دیگری از مرحله چگالش در درون مبدل حرارتی پلیت‌فین مربوط به چرخه مایع‌سازی صورت می‌گیرد. مبرد دوم با شرایط نقطه ۱۸ وارد مبدل حرارتی مایع‌سازی شده و تا شرایط نقطه ۱۹ خنک می‌شود. سپس جریان مبرد دوم وارد شیر انبساط شده و تا دمای مورد نیاز برای مایع‌سازی گاز طبیعی پیش‌سرمایش شده و خنک‌سازی جریان مبرد دوم پیش از ورود به شیر انبساط، سرد می‌شود. جریان مبرد دوم در نقطه ۲۰ مجدداً وارد مبدل حرارتی چرخه مایع‌سازی شده و پس از دریافت حرارت از جریان گاز طبیعی پیش‌سرمایش شده و جریان مبرد دوم که پیش از ورود به شیر انبساط وارد مبدل حرارتی شده، از مبدل حرارتی چرخه مایع‌سازی با شرایط نقطه ۲۱ خارج و وارد مرحله تراکم می‌شود. پس از افزایش فشار بوسیله کمپرسور تا شرایط نقطه ۲۲، جریان مبرد دوم وارد خنک‌کننده آبی شده و تا دمای نقطه ۱۷ خنک‌سازی می‌شود. همانند چرخه پیش‌سرمایش و مبرد اول، مبرد دوم نیز یک چرخه پیوسته را طی می‌نماید و این مراحل به طور پیوسته تکرار می‌شوند.

۳-۱-۴ مراحل شبیه‌سازی واحد مایع‌سازی

پس از آشنایی با مراحل چرخه تبرید مربوط به واحد مایع‌سازی گاز طبیعی به روش مخلوط مبرد دوتایی، به نحوه شبیه‌سازی این فرآیند می‌پردازیم.

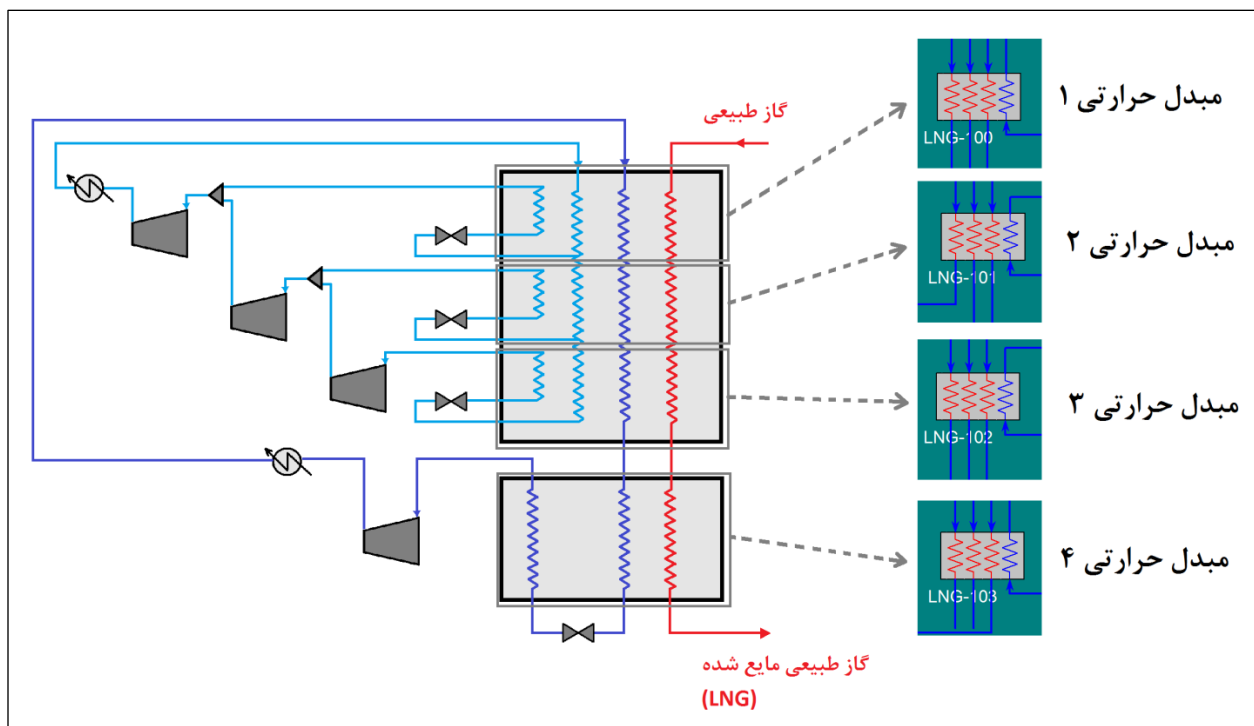
جهت شبیه سازی واحد مایع سازی گاز طبیعی از نرم افزار هایسیس^۱ استفاده شده است. این نرم افزار با توجه به دارا بودن تجهیزات اصلی مربوط به مایع سازی گاز طبیعی که از جمله مهم ترین آن ها، مبدل حرارتی می باشد، کمک شایانی در انجام یک شبیه سازی نزدیک به واقعیت به کاربر می نماید.

همان طور که اشاره شد، مبدل حرارتی از مهم ترین و تأثیر گذارترین تجهیزات بر عملکرد چرخه مایع سازی گاز طبیعی بوده و وجود مبدل حرارتی مختص واحدهای تولید گاز طبیعی مایع در این نرم افزار، شبیه سازی ای نزدیک به واقعیت را در اختیار خواهد گذاشت.

مراحل چهارگانه که در قسمت قبلی به آن ها اشاره شد را یک به یک در مورد شبیه سازی انجام شده، توضیح داده خواهد شد.

۱-۳-۱-۴ مبدل حرارتی (مرحله تبخیر کننده و بخشی از مرحله چگالش)

همان طور که اشاره شد، مرحله تبخیر طی دو مرحله پیش سرمایش و مایع سازی صورت می گیرد. طبق توضیحات داده شده، پیش سرمایش گاز طبیعی توسط مبرد اول طی سه سطح فشار صورت می گیرد و جهت شبیه سازی این مبدل حرارتی در نرم افزار مربوطه، جهت رسیدن به نتیجه مطلوب، باید مبدل حرارتی مربوط به مرحله پیش سرمایش را به سه مبدل حرارتی تبدیل نموده و در نرم افزار مرحله پیش سرمایش را در سه مبدل حرارتی صورت دهیم. نمایی از نحوه تقسیم بندی این مبدل حرارتی در شکل ۴-۴ آمده است.



شکل ۴-۴ نحوه شبیه سازی مبدل حرارتی واحد مایع سازی گاز طبیعی

با توجه به شکل بالا، مبدل حرارتی مربوط به چرخه مایع سازی به صورت همان یک مبدل حرارتی در شبیه سازی آورده خواهد شد.

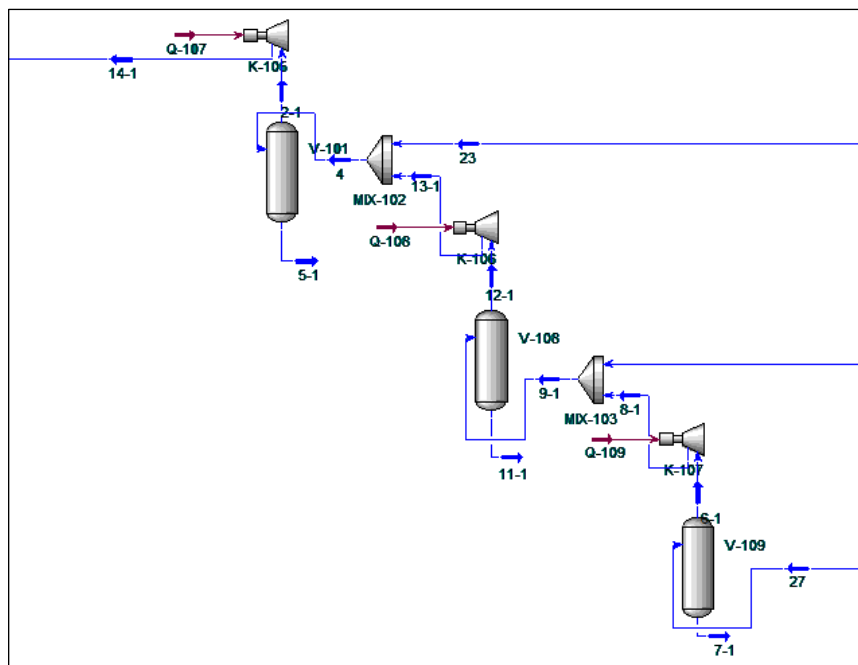
۴-۱-۳-۲ شیر انبساط

طبق توضیحات داده شده، چرخه پیش سرمایش شامل سه شیر انبساط و چرخه مایع سازی با یک شیر انبساط اقدام به خنک سازی جریان‌های مبرد اول و دوم می‌نمایند. استفاده از شیر انبساط در نرم‌افزار مربوطه بسیار ساده بوده و با وارد نمودن افت فشاری که شیر انبساط اعمال خواهد نمود، وارد شبیه سازی خواهد شد. شرایط جریان ورودی به شیر انبساط کاملاً مشخص است، در حالی که دما و فشار جریان

خروجی تعیین نمی‌شود. البته فشار جریان خروجی با توجه به افت فشاری که برای شیر انبساط وارد شده است، مشخص است و دمای جریان خروجی بوسیله نرم‌افزار محاسبه می‌شود.

۳-۳-۱-۴ متراکم سازی

با توضیحات داده شده، مرحله تراکم در دو قسمت مربوط به چرخه‌های پیش سرمایش و مایع سازی صورت می‌گیرد. متراکم ساختن مبرد اول در چرخه پیش سرمایش توسط سه کمپرسور که در سه سطح فشار جریان‌های مبرد اول وارد آن‌ها می‌شوند، صورت می‌پذیرد. در شکل ۴-۵ نمایی از این شبیه سازی به نمایش درآمده است. شرایط جریان ورودی به کمپرسورها مشخص است. در مقابل تنها فشار جریان خروجی مشخص است و دمای جریان خروجی بوسیله نرم‌افزار محاسبه می‌شود.



شکل ۴-۵ واحد متراکم سازی مبرد اول

با توجه به شکل ۴-۵، در ابتدا کم فشارترین جریان مبرد اول خروجی از مبدل حرارتی چرخه پیش سرمایش وارد کمپرسور اول شده و تا فشار جریان فشار متوسط مبرد اول خروجی از مبدل حرارتی، فشارش افزایش می‌یابد. سپس این دو جریان هم فشار با یکدیگر مخلوط شده و وارد کمپرسور دوم شده و تا فشار پر فشارترین جریان مبرد اول خروجی از مبدل حرارتی، افزایش فشار پیدا می‌کنند. با مخلوط شدن این دو جریان، جریان مبرد اول با دبی کامل وارد کمپرسور سوم شده و تا فشار نهایی فشرده می‌شوند.

یادآور می‌شود، به منظور جلوگیری از ورود احتمالی مایع به داخل کمپرسور و همچنین عدم ایجاد خطا در عملکرد نرم‌افزار، قرار دادن جدا کننده دوفازی پیش از ورود جریان به داخل کمپرسور الزامی می‌باشد که در شکل بالا ملاحظه می‌کنید که برای ورودی هر سه کمپرسور، یک جدا کننده دوفازی در نظر گرفته شده است.

متراکم سازی در چرخه مایع سازی توسط یک کمپرسور صورت می‌گیرد. مشابه کمپرسورهای مربوط به چرخه مبرد اول، شرایط جریان ورودی به کمپرسور کاملا مشخص است و تنها دمای جریان خروجی مشخص نیست که توسط نرم‌افزار محاسبه می‌شود.

همانند مرحله تراکم چرخه پیش سرمایش، در این مرحله نیز از جدا کننده‌های دوفازی پیش از ورود جریان مبرد دوم به کمپرسورها جهت جلوگیری از ورود مایع به کمپرسور استفاده شده است.

۴-۳-۱-۴ چگالش

مرحله چگالش در هر دو چرخه پیش سرمایش و مایع سازی با استفاده از خنک کننده‌های آبی صورت می‌گیرد. در چرخه پیش سرمایش، خنک سازی بوسیله چگالنده آبی صورت گرفته و چرخه مایع سازی نیز شامل یک مرحله خنک سازی بوسیله خنک کننده آبی می‌باشد. همان طور که اشاره شد، برای هر دو مبرد

اول و دوم مرحله چگالنده، در دو قسمت صورت انجام می‌شود، ابتدا در درون خنک کننده‌های آبی جریان میرد تا حدودی خنک می‌شود و مرحله بعدی خنک سازی میرد، در درون مبدل‌های حرارتی پیش سرمایش برای مبرد اول و مبدل‌های حرارتی پیش سرمایش و مایع سازی برای مبرد دوم می‌باشد.

همان طور که در شکل نمایش داده شده است، شبیه سازی این مرحله با استفاده از یک هیتر و یک کولر در نرم‌افزار صورت می‌گیرد، به گونه‌ای که جریان مبرد از درون کولر عبور می‌کند. کلیه شرایط جریان‌های ورودی و خروجی نیز مشخص می‌باشد. از درون هیتر نیز جریان آب عبور خواهد کرد که با شرایط دمایی و فشاری معلوم وارد و خارج می‌شود، ولی دبی آن توسط نرم‌افزار محاسبه می‌شود. یک جریان انرژی میان دو واحد کولر و هیتر قرار دارد که میزان انرژی خارج شده از جریان مبرد را مشخص می‌نماید.

۲-۴ سیکل چیلر جذبی و شبیه سازی آن

۱-۲-۴ مقدمه

تلفات حرارتی، بصورت حرارتی در یک فرآیند تعریف می‌شود که در آن این حرارت به طور مستقیم به محیط آزاد می‌شود. قابلیت استفاده از تلفات حرارتی را پارامترهایی از قبیل دما، مقدار و در دسترس بودن منبع این تلفات حرارتی مشخص می‌کند. استفاده از تلفات حرارتی مزایای زیادی دارد که اولین آن‌ها کاهش مصرف انرژی در واحد می‌باشد. افزایش بازده انرژی خود باعث مزایای دیگری از قبیل کاهش آلودگی دی‌اکسید کربن و دیگر آلودگی‌های زیست محیطی و همچنین کاهش هزینه‌های عملیاتی می‌شود. در نتیجه استفاده از تلفات حرارتی در صورت امکان، روش بسیار سودمندی می‌باشد.

تحقیقات زیادی در زمینه استفاده از تلفات حرارتی در زمینه‌های مختلفی از جمله آب شیرین‌کن‌ها، توربین‌های گازی و دیگر موارد صورت پذیرفته است. در زمینه صنعت مایع سازی گاز طبیعی نیز مواردی در واحد مایع سازی گاز طبیعی به روش ای-پی-سی-آی^۱ گزارش شده است.

جهت استفاده از چیلر جذبی در واحد مایع سازی گاز طبیعی، نیاز به آشنایی با نحوه عملکرد و واحدهای یک چیلر جذبی می‌باشد که در ادامه به بررسی آن می‌پردازیم.

۲-۲-۴ سیکل جذبی

یک سیکل جذبی، سیکلی بسته است که از حرارت برای سرماسازی استفاده می‌کند. مقدار این حرارت مورد نیاز به میزانی است که می‌توان از تلفات حرارتی برای این منظور استفاده نمود. سیکل‌های جذبی در مقایسه با سیکل‌های تراکمی دارای بازدهی پایین‌تری هستند. به طور مثال، یک سیکل جذبی معمولاً ضریب عملکردی بین ۰.۵ تا ۱.۵ دارد که بستگی به حرارت ورودی به آن دارد در حالی که سیکل‌های تراکمی نوین، ضریب عملکردی حدود ۳.۰ دارند که به توان الکتریکی ورودی بستگی دارد. با این وجود، به دلیل توانایی سیکل‌های جذبی در ایجاد سرمایش با دریافت دماهای پایین حرارتی، در کاربردهای زیادی مورد استفاده قرار می‌گیرند.

بنابراین، در فرآیندهایی که تلفات حرارتی با دماهای پایین در دسترس است و در آن‌ها به سرمایش نیز نیاز داریم، استفاده از سیکل‌های جذبی موجب افزایش بازده انرژی خواهد شد. سیکل‌های جذبی از یک مبرد و یک جاذب به صورت سیال فعال استفاده می‌کنند.

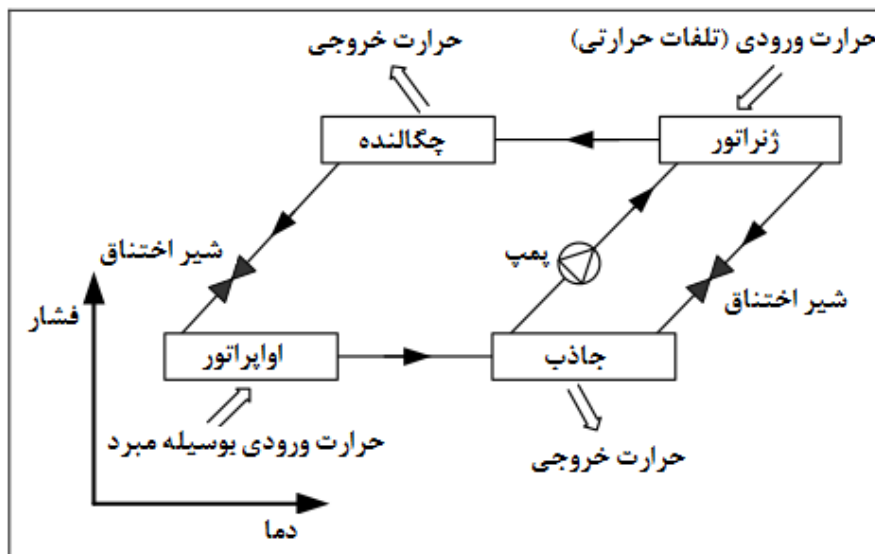
^۱ APCI

سیکل‌ها به صورت نیمه، تکی، دوتایی و در پاره‌ای از موارد به صورت سه‌تایی مورد استفاده قرار می‌گیرند. سیکل‌های چندتایی دارای پیچیدگی‌های بیش‌تری هستند و نیاز به تلفات حرارتی با دمای بالاتری دارند، ولی در عوض دارای ضریب عملکرد بیش‌تری هستند.

هر ماده سرمزای مایع در فشار نسبتاً بالا مقداری بخار کم فشار تولید می‌کند و سپس مایع در فشار و دمای پایین‌تری می‌جوشد، که باعث می‌شود سرما تولید شود. برای آن‌که با مقدار معینی مبرد، سردسازی پیوسته صورت گیرد باید ترتیبی داد که مبرد در یک چرخه از بخش فشار و دمای بالا به بخش فشار و دمای پایین برود و دوباره به بخش فشار و دمای بالا باز گردد. روش تأمین اختلاف فشار-دما بین بخش کم فشار و بخش پر فشار سیستم سردسازی، گرمادهی مستقیم، به جای دادن انرژی به صورت کار مکانیکی است. مزیت مهم این سیستم استفاده از کم‌ترین اجزای چرخنده و یا قطعات متحرک است. نتیجه مستقیم این مزیت انجام عملیات سیستم بدون ارتعاش و بدون سر و صدای مزاحم است، که خود یکی از ملاحظات مهم در انتخاب سیستم‌ها و تأسیسات تهویه مطبوع به شمار می‌رود. اما سیستم سردسازی جذبی معایبی نیز دارد که مهم‌ترین آن‌ها ضریب عملکرد بسیار پایین‌تر در مقایسه با سیستم سردسازی تراکمی است.

۳-۲-۴ اجزای اصلی یک سیستم سردسازی جذبی

آشنایی با نحوه عملکرد یک سیکل جذبی، جهت شبیه سازی این سیکل، امری ضروری می‌باشد. نمایی کلی از شرایط ترمودینامیکی واحدهای مختلف در شکل ۴-۶ آمده است [۱۶]. در ادامه به نحوه عملکرد این واحد می‌پردازیم.



شکل ۴-۶ نمودار ترمودینامیکی چیلر جذبی

واحد تبخیر همان کاری را انجام می‌دهد که در هر سیستم سردسازی دیگر انجام می‌دهد. مبرد که در حالت مایع می‌باشد، به هنگام عبور از شیر انبساط، برای ورود به واحد تبخیر به مخلوط مایع-بخار کم فشار تبدیل می‌شود و از بخش فشار قوی وارد بخش فشار ضعیف می‌شود. دمای آن به سرعت و به صورت بی‌دررو پایین می‌آید و جوشش آن در دمای پایین در واحد تبخیر ادامه پیدا می‌کند و گرمای لازم برای جوشش و تبخیر خود را از سیالی که باید خنک شود، می‌گیرد و سرانجام به صورت بخار سیرشده از واحد تبخیر بیرون می‌رود.

واحد جاذب حاوی ماده‌ای جاذب است که گرایش چشمگیری به مبرد مصرفی نشان می‌دهد. در نتیجه مقادیر زیادی از مبرد پس از تماس با جاذب، در آن حل می‌شود و محلول رقیق مبرد و جاذب را تشکیل می‌دهد. سهولت و سرعت جذب بخار مبرد به وسیله ماده جاذب، فشار کمی در سیستم واحد تبخیر و واحد

جاذب (بخش فشار ضعیف چرخه) ایجاد و آن را حفظ می‌کند. بدین ترتیب، واحد جذب همان کاری را می‌کند که بخش مکش کمپرسور در چرخه سردسازی تراکمی انجام می‌دهد.

به علاوه، واحد جاذب مقدار بسیار زیادی بخار مبرد هم دریافت می‌کند، و با حل کردن آن در ماده جاذب، آن را به حجم بسیار کوچکی از مایع حل شده تبدیل می‌کند. این فرآیند تا حدودی در ماده جاذب، آن را به حجم بسیار کوچکی از مایع حل شده تبدیل می‌کند. این فرآیند تا حدودی با تراکم بخار مبرد قابل مقایسه است و بنابراین واحد جاذب دو ویژگی کمپرسور را دارد. اما باید توجه داشت که واحد جاذب به هیچ وجه انرژی بخار مبرد را افزایش نمی‌دهد، ولی کمپرسور این کار را می‌کند. این عمل بعداً انجام می‌شود.

مخلوط مبرد و ماده جاذب پس از واحد جاذب، وارد واحد ژنراتور می‌شود که در آن، واحد ژنراتور با دادن حرارت به مخلوط مبرد و ماده جاذب، باعث می‌شود مقادیر زیادی از مبرد تبخیر و از مخلوط مبرد و ماده جاذب جدا شود. این حرارت می‌تواند بوسیله سوزاندن سوختی در یک بویلر و یا استفاده از تلفات حرارتی تأمین شود.

سپس بخار مبرد جدا شده از مخلوط مبرد و ماده جاذب وارد واحد چگالنده می‌شود و با استفاده از جریان آب خنک خواهد شد. پس از خنک سازی، مبرد به حالت مایع در خواهد آمد و پس از عبور از شیر انبساط دمای آن کاهش پیدا کرده و بار دیگر وارد واحد چگالنده خواهد شد.

ماده جاذب باید تمایل زیادی به حل کردن مبرد در خود داشته باشد و در عین حال، کاملاً غیر فرار نیز باشد. پس از تبخیر مقادیر زیادی از مبرد از مخلوط مبرد و ماده جاذب، محلول رقیق مبرد و ماده جاذب از واحد ژنراتور به سمت واحد جاذب بازمی‌گردد تا بار دیگر مقادیر زیادی از مبرد که از واحد تبخیر وارد واحد جاذب می‌شود را در خود حل نماید. این فرآیند به طور پیوسته در حال انجام است و با استفاده از وسایل کنترل و اندازه‌گیری دائماً در حال تنظیم می‌باشد.

۴-۲-۴ انواع سیکل‌های جذبی

انواع مختلفی از سیکل‌های جذبی برای کاربردهای مختلف به کار می‌روند به طور کلی، سیکل‌های جذبی به سه نوع تقسیم می‌شوند:

- سیکل جذبی جامد
- سیکل جذبی آمونیاک-آب
- سیکل جذبی آب-لیتیوم بروماید

با توجه به میزان سرمای مورد نیاز برای خنک سازی گاز طبیعی تا دماهای مورد نظر، چیلر جذبی آمونیاک-آب را جهت شبیه سازی انتخاب می‌نماییم.

۱-۴-۲-۴ سیکل جذبی آمونیاک-آب

در سیکل چیلر جذبی آمونیاک-آب، از آمونیاک به عنوان مبرد و آب به عنوان ماده جاذب استفاده می‌شود. آب تمایل بسیار زیادی به حل کردن آمونیاک در خود را داراست. به همین دلیل مقادیر زیادی از آمونیاک در واحد جاذب در آب حل شده و آماده ورود به واحد ژنراتور می‌شود.

پس از ورود مخلوط آمونیاک-آب به واحد ژنراتور، حرارت ورودی به این واحد باعث می‌شود تا مقادیر زیادی از آمونیاک تبخیر و از مخلوط آمونیاک و آب جدا شود. سپس این میزان از آمونیاک تبخیر شده وارد واحد چگالنده شده و با جریان آب خنک و به حالت مایع درمی‌آید و پس از عبور از شیر انبساط وارد واحد تبخیر خواهد شد. محلول رقیق شده مبرد و ماده جاذب نیز دوباره به واحد جاذب بازمی‌گردد.

۴-۲-۵ تاریخچه شبیه سازی چیلرهای جذبی

شبیه سازی‌های مختلفی در طول زمان توسط افراد مختلفی از جمله لازارین و همکارانش^۱ [۱۷] از چیلرهای جذبی صورت گرفته است. شبیه سازی‌های جدیدتر معمولاً به وسیله دو نرم‌افزار صورت گرفته است، نرم‌افزار ای‌بی‌اس‌آی‌ام^۲ که توسط مرکز ملی ریچ^۳ توسعه داده شده است و دیگر نرم‌افزار ای‌ای‌اس^۴ که توسط دانشگاه ویسکونسین^۵ توسعه داده شده است. نرم‌افزار ای‌ای‌اس نتایج قابل قبولی را در مورد خواص ترمودینامیکی سیالات در مقایسه با نتایج تجربی ارائه می‌نماید.

۴-۲-۵-۱ نرم افزار هایسیس^۶

شبیه سازی چیلر جذبی در نرم‌افزار هایسیس نسبت به دیگر نرم‌افزارهای موجود، دارای ویژگی‌هایی می‌باشد. اول اینکه بوسیله این نرم افزار می‌توان چیلر جذبی را با واحدی که دارای تلفات حرارتی می‌باشد، به طور همزمان شبیه سازی کرد. دوم اینکه بوسیله توانایی انجام بهینه سازی بوسیله این نرم افزار، می‌توان بیشترین ذخیره سازی را در مورد انرژی صورت داد.

^۱ Lazzarin et al.

^۲ Absorption Simulation (ABSIM)

^۳ Oak Ridge National Laboratory

^۴ Engineering Equation Solver (EES)

^۵ University of Wisconsin

^۶ HYSYS

۶-۲-۴ شبیه سازی سیکل جذبی آمونیاک-آب

شبیه سازی سیکل جذبی آمونیاک-آب بوسیله نرم افزار هایسیس صورت می گیرد. سیالات به کار رفته در شبیه سازی، آمونیاک و آب هستند که معادله حالت مناسب برای آنها، همان طور که توسط رینهارد^۱ [۱۸] و دیگران [۱۹] و [۲۰] پیشنهاد شده است، معادله حالت پنگ-رابینسون^۲ می باشد.

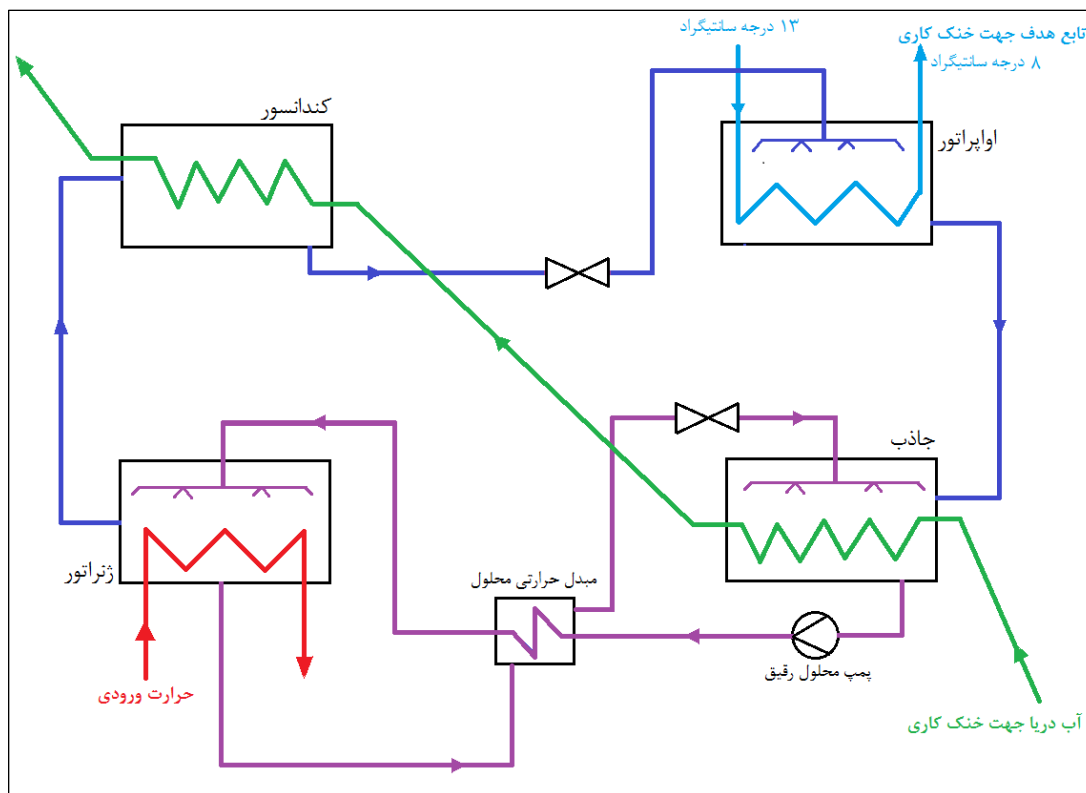
همان طور که اشاره شد، سیکل جذبی از چهار واحد اصلی به همراه تجهیزات پمپ، شیر اختناق و مبدل حرارتی تشکیل شده است که عبارتند از:

- واحد چگالنده (کندانسور)
- واحد تبخیر (اوپراتور)
- واحد جاذب
- واحد ژنراتور

در شکل ۷-۴ نحوه اتصال این واحدها نشان داده شده است. در ادامه نحوه شبیه سازی هر یک از این واحدها به اختصار توضیح داده خواهد شد.

^۱ Reinhard Radermacher

^۲ Peng-Robinson



شکل ۴-۷ نحوه اتصال واحدهای مختلف چیلر جذبی

۱-۶-۲-۴ پمپ

یک پمپ بین جه افزایش فشار جریان محلول رقیق و انتقال آن به سمت مبدل حرارتی به کار می‌رود. افزایش فشار مورد نیاز بین دو جریان، ورودی پمپ به کار رفته می‌باشد. بازده پمپ ۱۰۰٪ در نظر گرفته می‌شود، زیرا تأثیر چندانی بر انرژی مورد نیاز کلی سیکل ندارد و تنها درصد کمی از بار حرارتی مورد نیاز سیکل را شامل می‌شود. این بدان معناست که تمامی کار پمپ صرف افزایش آنتالپی جریان ورودی به پمپ می‌شود:

$$H_{out} = H_{in} + W_{pump}$$

معادله ۴-۱

۲-۶-۲-۴ شیر انبساط

دو شیر انبساط جهت کاهش فشار دو جریان به کار می‌رود. یک شیر انبساط جهت کاهش فشار جریان محلول غلیظ که درصد بیش‌تر آن را آمونیاک تشکیل می‌دهد، به کار می‌رود. دیگر شیر انبساط بر روی جریان بین واحد کندانسور و واحد تبخیر قرار دارد. شیر انبساط به صورت آدیاباتیک عمل کرده و آنتالپی جریان ورودی و خروجی برابر خواهد بود:

$$H_{in} = H_{out}$$

معادله ۲-۴

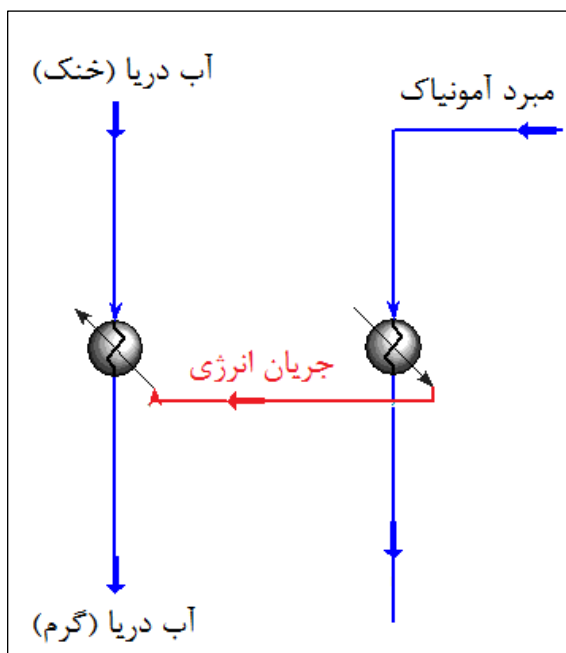
۳-۶-۲-۴ مبدل حرارتی

یک مبدل حرارتی^۱ بین جریان‌های محلول غلیظ و رقیق شده در بین واحدهای جاذب و ژنراتور مورد استفاده قرار می‌گیرد. به منظور شبیه‌سازی مبدل حرارتی، از دو واحد حرارتی که متشکل از یک هیتر و یک کولر می‌باشد، استفاده می‌نماییم. جریان حامل محلول رقیق آمونیاک و آب پس از عبور از پمپ، مقداری حرارت از جریان محلول غلیظ که شامل مقادیر بیش‌تری آب به عنوان ماده جاذب می‌باشد، دریافت می‌نماید و سپس به وارد واحد ژنراتور می‌شود. جریان محلول غلیظ نیز پس از تبادل حرارت، وارد واحد جاذب شده و این عمل به طور پیوسته تکرار می‌شود.

^۱ Solution Heat Exchanger

۴-۶-۲-۴ چگالنده

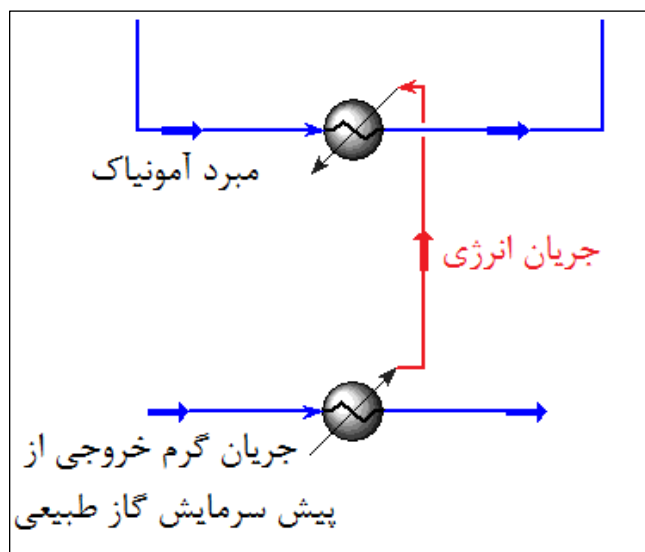
واحد چگالنده به وسیله یک هیتر و یک کولر در نرم‌افزار شبیه سازی می‌شود. یک جریان انرژی بین این دو واحد، میزان حرارت مورد نیاز جهت خنک سازی مبرد، از جریان مبرد به جریان آب دریا که در هیتر جریان دارد، منتقل می‌نماید. به منظور سردسازی از آب دریا استفاده می‌کنیم که با توجه به مسائل زیست محیطی، تا ۵ درجه سانتی‌گراد دمای آن افزایش پیدا خواهد کرد و دبی مورد نیاز آن نیز توسط نرم‌افزار محاسبه خواهد شد. فرض می‌شود که مبرد که درصد بیشتری از آن را آمونیاک تشکیل می‌دهد، در حالت مایع اشباع از چگالنده خارج می‌شود.



شکل ۴-۱ واحد چگالنده چیلر جذبی در شبیه سازی

۴-۲-۶-۵ واحد تبخیر

شبیه سازی واحد تبخیر بسیار شبیه به واحد کندانسور می باشد. از یک هیتر و یک کولر با افت فشار صفر برای شبیه سازی واحد تبخیر استفاده می شود. مبرد از درون هیتر جریان می یابد و حرارتی که برای تبخیر از آن استفاده می کند، از جریانی که جهت خنک سازی تابع هدف استفاده می شود، و از کولر عبور می نماید، تأمین می شود. تابع هدف نیز همان جریانی است که وظیفه خنک سازی و پیش سرمایش گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی را بر عهده دارد.



شکل ۴-۲-۴ واحد تبخیر چیلر جذبی در شبیه سازی

۴-۲-۶-۶ واحد جاذب

این واحد با مبدل حرارتی شبیه سازی می شود که در آن دو جریان وارد خواهد شد. جریان اول، جریان مبرد خروجی از واحد تبخیر بوده و دیگر جریان، جریان محلول غلیظ خروجی از شیر اختناق محلول می باشد.

جریان محلول خروجی در حالت مایع اشباع خواهد بود. حرارت در این واحد به جریان آب دریا منتقل خواهد شد که با توجه به قوانین زیست محیطی، آب دریا تا ۵ درجه سانتی‌گراد می‌تواند افزایش دما داشته باشد. معمولا از همین جریان آب و پس از افزایش ۵ درجه‌ای دما، برای خنک سازی در واحد چگالنده استفاده می‌شود.

۴-۲-۶ واحد ژنراتور

ورودی اصلی انرژی به یک سیکل جذبی در این واحد صورت می‌گیرد. در این بخش محلول غلیظ آمونیاک و آب با دریافت حرارت که معمولا بصورت اتلافات حرارتی از دیگر تجهیزات تأمین می‌گردد، تا حدودی تبخیر می‌شود. با توجه به این که آب به عنوان جاذب به کار می‌رود و خواص آمونیاک به عنوان مبرد، درصد زیادی از آمونیاک موجود در محلول تبخیر می‌شود. با استفاده از جدا کننده‌های دوفازی می‌توان در واحد ژنراتور جاذب و مبرد را تقریبا از یکدیگر جدا ساخت. محلول رقیق شده که درصد بیشتری از آن را آب تشکیل می‌دهد، به سمت مبدل حرارتی بازمی‌گردد و مبرد که تقریبا از آمونیاک تشکیل شده و شامل مقادیر کمی آب است، به سمت واحد چگالنده می‌رود.

پس از تکمیل کلیه واحدهای سیکل جذبی و تجهیزات به کار رفته در آن و همچنین جریان‌های ارتباطی بین این واحدها، شبیه سازی سیکل جذبی آمونیاک-آب به پایان رسیده و می‌توان در شرایط کاری مختلف و حجم تبرید مورد نیاز، میزان حرارت مورد نیاز ورودی و همچنین کار مصرفی توسط پمپ به کار رفته در سیکل را محاسبه نمود. همچنین محاسبه مربوط به دبی جریان آب دریا که جهت خنک کاری در واحدهای چگالنده و جاذب به کار می‌رود، میسر خواهد شد.

۳-۴ تحلیل نابودی و بازده انرژی

۱-۳-۴ کلیات

اعمال تغییرات در شرایط پایه‌ای یک فرآیند و در جریان‌های مختلف، موجب به وجود آمدن تغییراتی در عملکرد و بازده در تجهیزات مختلف در فرآیند می‌شود. همان‌طور که اشاره شد، به دلیل جلوگیری از به وجود آمدن پیچیدگی‌های ناشی از انجام تغییرات در سیکل سرمایش و جریان‌های حامل مبردهای اول و دوم، پس از اعمال تغییرات در فشار و دمای گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع‌سازی، اقدام به افزایش دبی جریان گاز طبیعی به منظور جبران توان تبرید تولید شده نمودیم. پس از اعمال این تغییرات، تنها شرایط جریان‌های ورودی و خروجی از مبدل‌های حرارتی تغییر می‌کند و در دیگر تجهیزات تغییری ایجاد نمی‌شود. از اینرو، تنها به بررسی تغییرات عملکرد مبدل‌های حرارتی می‌پردازیم.

از آنجا که مبدل‌های حرارتی در یک واحد مایع‌سازی گاز طبیعی از مهم‌ترین تجهیزات انتقال حرارت بین جریان‌های سرد و گرم می‌باشد، همواره سعی بر این بوده است که تا حد امکان از توان تبرید تولید شده توسط سیکل تبرید، با کاهش تلفات حرارتی و نزدیک کردن نمودارهای سرمایش و گرمایش مبدل‌های حرارتی، استفاده نمود که از نتایج مهم آن نیز افزایش راندمان واحد مایع‌سازی گاز طبیعی خواهد بود.

آنالیز انرژی تلفیقی از قانون اول و دوم ترمودینامیک بوده و ابزار قدرتمندی برای تحلیل مقدار و کیفیت انرژی مصرفی می‌باشد. انرژی به صورت بیشینه کار قابل حصول تا زمانی که سیستم به صورت بازگشت پذیر با محیط اطراف خود در ارتباط است، تعریف می‌شود. تعریفی از پایدارترین حالت محیط اطراف، که حالت سکون نامیده می‌شود، در محاسبه‌ی انرژی بسیار مهم می‌باشد. به منظور بررسی انرژی واحد، معادلات انرژی برای هر کدام از مبدل‌های حرارتی توسعه داده می‌شود. از بررسی انرژی برای محاسبه‌ی بازده انرژی و نابودی انرژی برای هر کدام از مبدل‌های حرارتی استفاده می‌شود.

۲-۳-۴ معادلات مربوط به نابودی و بازده انرژی

انرژی به عنوان بیشترین کار قابل حصول از سیستمی است که به طور بازگشت پذیر با محیط در ارتباط است:

$$e = h - h_0 - T_0(s - s_0) \quad \text{معادله ۳-۴}$$

که h آنالپی، s آنروپی و T_0 دمای مطلق چشمه‌ای است که حرارت به آن منتقل می‌شود که در واحد تولید گاز طبیعی مایع، دمای محیط می‌باشد.

کار برگشت پذیر یک سیال که از نقطه‌ای وارد و از نقطه‌ای دیگر خارج می‌شود با اختلاف بین انرژی دو نقطه بیان می‌شود:

$$e_2 - e_1 = h_2 - h_1 - T_0(s_2 - s_1) \quad \text{معادله ۴-۴}$$

که زیر نویس‌های ۱ و ۲ نمایانگر جریان ورودی و خروجی می‌باشند. در طول یک فرآیند بازگشت پذیر، آنروپی تولید نمی‌شود. در یک فرآیند واقعی، آنروپی تولید خواهد شد و مقداری انرژی از دست خواهد رفت. نابودی انرژی در طول یک فرآیند را می‌توان به صورت جمله‌ی تولید آنروپی در نظر گرفت.

حال باید موازنه‌ی انرژی اگزرژی بین جریان‌های ورودی و خروجی انجام دهیم. حال روابط نابودی اگزرژی و بازده اگزرژی را برای تمامی مبدل‌های حرارتی سیستم بدست می‌آوریم.

نرخ اگزرژی از حاصل ضرب نرخ جریان جرم در جریان اگزرژی به دست می‌آید:

$$\dot{E} = \dot{m} e \quad \text{معادله ۵-۴}$$

نابودی اگزرژی برای یک مبدل حرارتی به صورت اختلاف اگزرژی جریان‌های ورودی و خروجی تعریف می‌شود و داریم:

$$\dot{I}_E = \dot{E}_{in} - \dot{E}_{out} = \sum (\dot{m} e)_{in} - \sum (\dot{m} e)_{out} \quad \text{معادله ۶-۴}$$

بازده اگزرژی مبدل حرارتی را می‌توان به صورت نسبت مجموع اگزرژی جریان‌های خروجی از مبدل حرارتی به مجموع اگزرژی جریان‌های ورودی به مبدل حرارتی تعریف کرد. خواهیم داشت:

$$\varepsilon_E = \frac{\sum (\dot{m} e)_{out}}{\sum (\dot{m} e)_{in}} \quad \text{معادله ۷-۴}$$

پس از تعریف و بیان رابطه‌های مربوط به میزان نابودی اگزرژی و بازده اگزرژی یک مبدل حرارتی، در فصل پنجم از آن‌ها برای بررسی نتایج حاصله، استفاده خواهد شد.

فصل پنجم: نتایج

پس از بیان تئوری مباحث مطرح، حال به بررسی نتایج حاصل از اعمال تغییرات در واحد مایع سازی گاز طبیعی می‌پردازیم.

۵-۱ بررسی تأثیر تغییرات دمای گاز طبیعی ورودی

استفاده از یک سیکل جذبی در مرحله‌ی پیش‌سرمایش گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی گاز طبیعی مورد بررسی قرار خواهد گرفت. چیلر جذبی توانایی در اختیار گذاشتن سیال واسط با دمای حدود ۸ درجه سانتی‌گراد به منظور سرد سازی را دارد که میزان دبی آن نیز به طراحی و ابعاد چیلر جذبی مورد استفاده بستگی دارد. این سیال واسط که به عنوان ماده سردکن گاز طبیعی تغذیه به کار می‌رود، تا محدوده دمایی ۱۳ درجه سانتی‌گراد توانایی گرم شدن و یا به عبارتی سرماسازی و بازگشت به سیکل جذبی را دارد که در مجموع آب، با دمای ۸ درجه سانتی‌گراد وارد بخش پیش‌سرمایش گاز طبیعی تغذیه شده و با دمای ۱۳ درجه سانتی‌گراد از آن خارج می‌شود و دوباره به سمت سیکل جذبی باز می‌گردد. از این رو، با توجه به اختلاف دمای سیال واسط و همچنین دبی آن، می‌توان میزان توانایی تبرید چیلر جذبی را به منظور پیش‌سرمایش گاز طبیعی تغذیه محاسبه نمود و در نتیجه‌ی آن، میزان کاهش دمای گاز طبیعی تغذیه در مرحله‌ی پیش‌سرمایش چیلر جذبی که به واحد مایع سازی گاز طبیعی افزوده شده است، قابل محاسبه می‌باشد.

همان‌طور که اشاره شد، میزان دبی سیال واسط که به منظور پیش‌سرمایش گاز طبیعی تغذیه به کار می‌رود، به اندازه و طراحی سیکل جذبی بستگی دارد. دمای گاز طبیعی تغذیه را که به صورت معمول با دمای ۲۴ درجه سانتی‌گراد وارد واحد مایع سازی می‌شود را در بخش پیش‌سرمایش سیکل جذبی که به واحد مایع سازی افزوده‌ایم، تا دماهای مختلفی در محدوده دمایی ۲۴ تا ۱۹ درجه سانتی‌گراد سرد می‌کنیم

و نتایج آن را بر روی واحد مایع سازی بررسی می‌نماییم. پس از آن و با توجه به دمای بهینه بدست آمده، اندازه و طراحی سیکل جذبی مورد نیاز را تعیین می‌نماییم.

با کاهش دمای گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی گاز طبیعی و با توجه به آن که تغییری در شرایط مبرد و سیکل تبرید مایع سازی گاز طبیعی ایجاد نشده است، دمای گاز طبیعی مایع شده در مرحله‌ی نهایی که دمای هدف نیز می‌باشد، به طور معمول کاهش می‌یابد. علت آن نیز کاهش بار تبرید در مبدل‌های حرارتی به دلیل کاهش دمای گاز طبیعی و عدم تغییرات در سیکل تبرید و مبردها می‌باشد و توان تبرید اضافی تولید شده توسط سیکل تبرید، صرف کاهش دمای بیش‌تر جریان گرم یا همان گاز طبیعی می‌شود.

گاز طبیعی مایع تولید شده در واحدهای مایع سازی، به منظور داشتن شرایط بهینه و مطابقت با استانداردها، باید تا حداقل دمایی که برای هر واحد مایع سازی مشخص می‌شود، سرد شود و لزومی برای سرماسازی تا دماهای پایین‌تر از آن وجود ندارد. پس در این حالت و پس از کاهش دمای گاز طبیعی تغذیه در مرحله‌ی پیش سرمایش توسط سیکل جذبی، سیکل تبرید در حال ایجاد توان تبرید اضافی و در نتیجه مصرف اضافی انرژی می‌باشد که باعث کاهش راندمان واحد مایع سازی و متعاقباً افزایش هزینه‌ها خواهد شد. بدین منظور و جهت کاهش این تلفات در بحث انرژی و هزینه، دو راهکار پیش رو می‌باشد، راهکار اول، ایجاد تغییرات در شرایط سیکل تبرید، از جمله تغییرات در شرایط دمایی و فشاری مبرد در نقاط مختلف و در نتیجه کاهش اندازه کمپرسورها می‌باشد. انجام چنین تغییراتی و دستیابی به شرایط بهینه کاری، با توجه به این که این امر به شرایط مختلفی وابسته است، کاری دشوار می‌باشد. از این رو، به راهکار دوم می‌پردازیم. در این روش اقدام به افزایش دبی گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی نموده که نتیجه آن، افزایش بار حرارتی جریان گرم بوده و جریان گرم نیازمند همان میزان توان تبرید سردسازی برای مایع سازی گاز

طبیعی با دبی اولیه خواهد بود که نتیجه آن نیز افزایش میزان گاز طبیعی مایع تولید شده در واحد مایع سازی و افزایش بهره‌وری و در آمدزایی بیش‌تر خواهد بود.

از جمله دیگر مزایای این تغییرات، افزایش تولید میعانات گاز طبیعی می‌باشد. در واقع با افزایش دبی گاز طبیعی تغذیه، دبی ترکیبات سنگین‌تر آن که طی دو مرحله از جریان گاز طبیعی جدا می‌شود نیز افزایش می‌یابد که در بخش در آمدزایی بر واحد مایع سازی تأثیر بسزایی خواهد داشت.

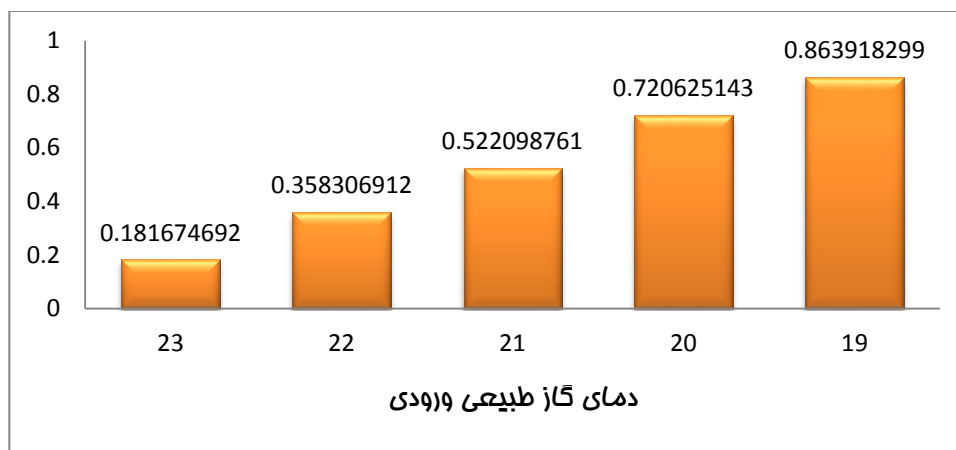
دمای گاز طبیعی تغذیه را طی پنج مرحله از دمای ۲۴ تا ۱۹ درجه سانتی‌گراد کاهش می‌دهیم و در هر مرحله، به افزایش دبی گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی تا میزانی که دمای هدف، که همان دمای گاز طبیعی مایع شده می‌باشد، از حداقل میزان خود کاهش نیابد، اقدام می‌نماییم. محدودیت کاهش دمای گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی، ناشی از عملکرد مبدل‌های حرارتی واحد مایع سازی می‌باشد، به صورتی که با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی، عملکرد مبدل‌های حرارتی در شرایط جدید، تغییر خواهد کرد و تغییراتی در نمودار جریان سرد و گرم درون مبدل‌های حرارتی ایجاد می‌شود. با کاهش بیش‌تر از ۵ درجه سانتی‌گرادی گاز طبیعی ورودی، در یکی از مبدل‌های حرارتی حالت تداخل نمودار جریان سرد و گرم^۱ بوجود می‌آید که در این حالت بازده عملکرد مبدل حرارتی پایین می‌آید و باید از بوجود آمدن چنین حالتی در مبدل‌های حرارتی جلوگیری به عمل آورد. درصد افزایش گاز طبیعی مایع شده را نسبت به حالت پایه، که حالت ورود گاز طبیعی تغذیه با دمای ۲۴ درجه سانتی‌گراد به واحد می‌باشد، در هر یک از این مراحل محاسبه نموده که نتایج حاصله در جدول ۵-۱ آمده است.

^۱ Temperature Cross

جدول ۱-۵ نتایج حاصل برای پیش سرمایش گاز طبیعی با چیلر جذبی

دمای گاز طبیعی ورودی (درجه سانتیگراد)	دبی گاز طبیعی تغذیه [kg/h]	دبی گاز طبیعی مایع شده [kg/h]	میزان افزایش دبی گاز طبیعی مایع شده نسبت به حالت پایه (۲۴ درجه)	درصد افزایش گاز طبیعی مایع شده
۲۴	۷۸۳۰۰۰	۶۰۳۱۸۷.۵۱۹۳		
۲۳	۷۸۷۳۵۰	۶۰۴۲۸۳.۳۵۸۴	۱۰۹۵.۸۴	۰.۱۸۱۶۷۴۶۹۲
۲۲	۷۹۱۱۰۰	۶۰۵۱۶۷.۸۲۵۶	۱۹۸۰.۳۱	۰.۳۵۸۳۰۶۹۱۲
۲۱	۷۹۵۰۵۰	۶۰۶۳۳۶.۷۵۳۹	۳۱۴۹.۲۳	۰.۵۲۲۰۹۸۷۶۱
۲۰	۷۹۹۳۰۰	۶۰۷۵۵۲.۳۳۵۸	۴۳۶۴.۸۲	۰.۷۲۰۶۲۵۱۴۳
۱۹	۸۰۳۰۰۰	۶۰۸۳۹۸.۵۶۶۶	۵۲۱۱.۰۵	۰.۸۶۳۹۱۸۲۹۹

همان طور که از نتایج بدست آمده مشاهده می‌شود، با کاهش دمای گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی با استفاده از چیلر جذبی تا ۱۹ درجه سانتی‌گراد، به میزان ۰.۸۶ درصد به گاز طبیعی مایع تولید شده نسبت به حالت پایه که در آن گاز طبیعی تغذیه با دمای ۲۴ درجه سانتی‌گراد وارد واحد مایع سازی می‌شود، افزوده خواهد شد. مقایسه نتایج حاصله در دماهای مختلف در محدوده ۲۴ تا ۱۹ درجه سانتی‌گراد در شکل ۱-۵ آمده است.



شکل ۱-۵ درصد افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی

۲-۵ بررسی تأثیر افزایش فشار گاز طبیعی ورودی

فشار گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی گاز طبیعی، یکی از مؤثر ترین عوامل بر روی عملکرد واحد مایع سازی گاز طبیعی می باشد. از اینرو، تغییرات فشار گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی و تأثیرات آن بر عملکرد واحد مایع سازی و میزان گاز طبیعی مایع شده تولیدی مورد بررسی قرار می دهیم.

به طور معمول در واحدهای تولید گاز طبیعی مایع که از روش مخلوط میرد دوتایی استفاده می کنند، گاز طبیعی تغذیه در دمای ۲۴ درجه سانتی گراد و فشار ۶۰۰۰ کیلوپاسکال وارد واحد مایع سازی شده و پس از طی مراحل پیش سرمایش و مایع سازی، به گاز طبیعی مایع تبدیل می شود.

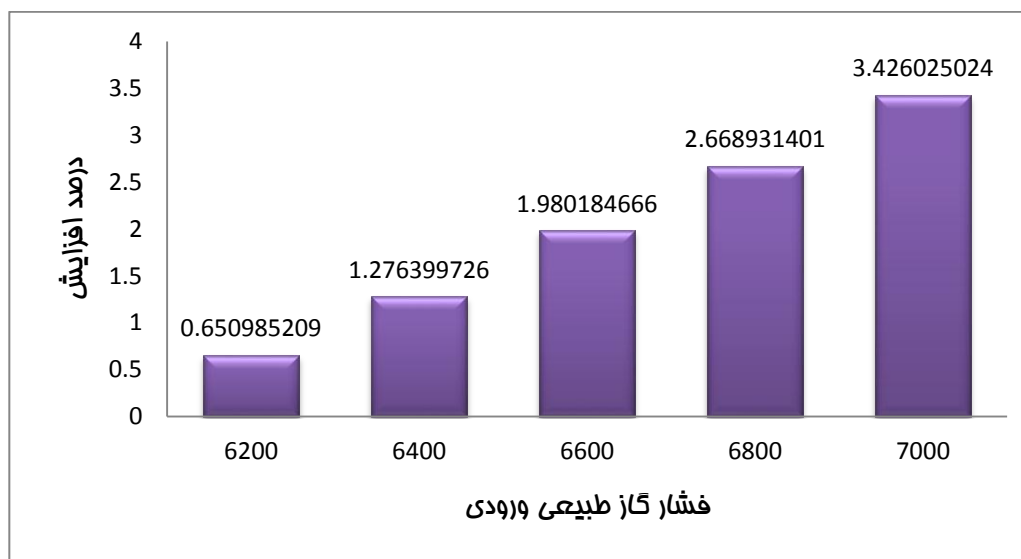
با اعمال افزایش فشار گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی گاز طبیعی در شبیه سازی که از واحد مایع سازی گاز طبیعی صورت گرفته است، مشاهده می شود که دمای هدف، یعنی دمای گاز طبیعی مایع شده به میزان قابل توجهی در حال کاهش می باشد، به عبارت دیگر دمای هدف از حداقل میزان خود، افزایش پیدا کرده است که بیان گر وجود میزان حجم تبرید اضافی در واحد مایع سازی می باشد. همان طور

که در بخش بررسی کاهش دمای گاز طبیعی تغذیه به وسیله استفاده از سیکل جذبی بیان شد، دو راهکار جهت بهبود عملکرد واحد در این شرایط پیش رو می‌باشد. راهکار اول اعمال تغییراتی در سیکل تبرید و در نتیجه آن کاهش اندازه کمپرسورهای تبرید و در نهایت کاهش انرژی مصرفی می‌باشد که همان گونه که بیان شد، ایجاد چنین تغییراتی و دستیابی مجدد به شرایط بهینه سیکل تبرید، کاری دشوار می‌باشد. به همین سبب از راهکار دوم، که افزایش دبی گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی گاز طبیعی و در نتیجه افزایش حجم تبرید مورد نیاز جهت مایع سازی گاز طبیعی، استفاده می‌نماییم. فشار گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی را در هر مرحله به میزان ۲۰۰ کیلوپاسکال افزایش می‌دهیم که در نتیجه آن، در هر مرحله دمای هدف سردتر از حداقل میزان در نظر گرفته به دست خواهد آمد که امکان افزایش دبی گاز طبیعی تغذیه را فراهم می‌نماید. افزایش دبی به میزانی خواهد بود که دمای هدف به حداقل میزان خود برسد. از جمله مواردی که در هر مرحله مهم بوده و در نهایت نیز موجب محدودیت افزایش فشار می‌شود، بوجود آمدن حالت تداخل نمودارهای جریان سرد و گرم در مبدل‌های حرارتی می‌باشد که به منظور دستیابی به حالت بهینه عملکرد مبدل‌های حرارتی، باید از بوجود آمدن چنین حالتی جلوگیری نمود. نتایج حاصل از افزایش فشار گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی گاز طبیعی از ۶۰۰۰ تا ۷۰۰۰ کیلوپاسکال پس از اعمال تغییرات در شبیه سازی انجام شده، در جدول ۵-۲ آمده است.

جدول ۲-۵ نتایج حاصل برای افزایش فشار گاز طبیعی ورودی

فشار گاز طبیعی ورودی [kPa]	دبی گاز طبیعی تغذیه [kg/h]	دبی گاز طبیعی مایع شده [kg/h]	میزان افزایش دبی گاز طبیعی مایع شده نسبت به حالت پایه [6000 kPa]	درصد افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده
۶۰۰۰	۷۸۳۰۰۰	۶۰۳۱۸۷.۵۳۳۵		
۶۲۰۰	۷۸۸۱۰۰	۶۰۷۱۱۴.۱۹۵۱	۳۹۲۶.۶۶	۰.۶۵۰۹۸۵۲۰۹
۶۴۰۰	۷۹۲۳۰۰	۶۱۰۸۸۶.۶۱۷۵	۷۶۹۹.۰۸	۱.۲۷۶۳۹۹۷۲۶
۶۶۰۰	۷۹۶۶۰۰	۶۱۵۱۳۱.۷۶۰۵	۱۱۹۴۴.۲۳	۱.۹۸۰۱۸۴۶۶۶
۶۸۰۰	۸۰۰۶۰۰	۶۱۹۲۸۶.۱۹۵	۱۶۰۹۸.۶۶	۲.۶۶۸۹۳۱۴۰۱
۷۰۰۰	۸۰۴۶۰۰	۶۲۳۸۵۲.۸۸۹۳	۲۰۶۶۵.۳۶	۳.۴۲۶۰۲۵۰۲۴

نتایج حاصل از افزایش فشار در قالب درصد افزایش گاز طبیعی مایع تولید شده نسبت به حالت پایه که در آن گاز طبیعی تغذیه با فشار ۶۰۰۰ کیلوپاسکال وارد واحد مایع سازی می شود، در شکل ۲-۵ آمده است.



شکل ۲-۵ درصد افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی

نتایج حاصل نشان دهنده افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده می‌باشد، ولی افزایش فشار جریان گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی دارای شرایط خاصی بوده و محدودیت‌هایی برای این افزایش فشار وجود دارد که از جمله آن‌ها ایجاد مشکلاتی در مقاطعی از واحد است که در آن‌ها هیدروکربن‌های سنگین‌تر مایع شده از جریان گاز طبیعی جدا می‌شود. همچنین هزینه‌های تحمیلی ناشی از افزودن تجهیزاتی جهت انجام این افزایش فشار که می‌تواند شامل یک کمپرسور باشد، بسیار سنگین بوده و بازگشت سرمایه ناشی از آن ممکن است بسیار طولانی شود.

۵-۳ بررسی تغییرات نابودی و بازده اگزرژی

روابط مربوط به میزان نابودی اگزرژی و بازده اگزرژی در یک مبدل حرارتی در فصل چهارم بیان شد. حال به محاسبه این مقادیر برای مبدل‌های حرارتی به کار رفته در واحد شبیه سازی صورت گرفته از واحد مایع سازی گاز طبیعی قبل و بعد از استفاده از چیلر جذبی بعنوان پیش سرمایش گاز طبیعی و همچنین به هنگام افزایش فشار گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی می‌پردازیم. به منظور محاسبه مقادیر مربوط به آنتالپی و انتروپی جریان‌های ورودی و خروجی از مبدل‌های حرارتی، از نرم‌افزار هایسیس استفاده شده است. همچنین شرایط محیط را نیز در حالت استاندارد و در دمای ۲۵ درجه سانتی‌گراد در نظر گرفته شده است.

همان طور که در بخش مربوط به شبیه سازی واحد مایع سازی اشاره شد، این واحد شامل چهار مبدل حرارتی می‌باشد که در اینجا سه مبدل حرارتی اول را که مربوط به بخش پیش سرمایش می‌باشد با نام مبدل حرارتی ۱، مبدل حرارتی ۲ و مبدل حرارتی ۳ مشخص می‌نماییم و مبدل حرارتی چهارم را که مربوط به بخش مایع سازی می‌باشد با نام مبدل حرارتی ۴ به آن اشاره می‌نماییم.

با توجه به آن که تغییرات در شرایط گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی در دو مرحله تغییرات دما و فشار بررسی شده است، نتایج حاصله مربوط به بازده و نابودی انرژی را نیز در دو بخش بیان می‌نماییم.

۱-۳-۵ تغییرات دمایی

همان طور که اشاره شد، تغییرات دمایی در شرایط گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی گاز طبیعی با توجه به محدودیت ایجاد حالت تداخل نمودار گرمایش و سرمایش در مبدل حرارتی از دمای ۲۴ درجه سانتی‌گراد تا دمای ۱۹ درجه سانتی‌گراد سرد شده است. نتایج به صورت مجزا برای هر مبدل حرارتی و در زمینه میزان نادبوی انرژی و بازده انرژی برای هر درجه حرارت کاهش دما و نسبت به حالت پایه که همان حالت ورود گاز طبیعی تغذیه با دمای ۲۴ درجه سانتی‌گراد می‌باشد، بیان شده است.

جدول ۳-۵ میزان نابودی انرژی با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی اول

دمای گاز طبیعی ورودی	نابودی انرژی [kW]	میزان کاهش نابودی انرژی نسبت به حالت ۲۴ درجه سانتی‌گراد [kW]	درصد کاهش میزان نابودی انرژی	بازده انرژی [%]
۲۴	۲۱۸۶.۷			
۲۳	۲۱۴۶.۲	۴۰.۵	۱.۸۵	۹۹.۴۶۷۷
۲۲	۲۱۰۵.۱	۸۱.۶	۳.۷۳	۹۹.۴۷۸۶
۲۱	۲۰۶۴.۲	۱۲۲.۵	۵.۶۰	۹۹.۴۸۹۴
۲۰	۲۰۲۳.۲	۱۶۳.۵	۷.۴۸	۹۹.۵۰۰۳
۱۹	۱۹۸۱.۶	۲۰۵.۱	۹.۳۸	۹۹.۵۱۱۳

جدول ۴-۵ میزان نابودی انرژی با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی دوم

دمای گاز طبیعی ورودی	نابودی انرژی [kW]	میزان کاهش نابودی انرژی نسبت به حالت ۲۴ درجه سانتیگراد [kW]	درصد کاهش میزان نابودی انرژی	بازده انرژی [%]
۲۴	۵۴۱۹.۷			
۲۳	۵۳۳۸.۱	۸۱.۶	۱.۵۱	۹۸.۵۳۷۱
۲۲	۵۲۵۶.۳	۱۶۳.۴	۳.۰۱	۹۸.۵۶۱۸
۲۱	۵۱۷۴.۶	۲۴۵.۱	۴.۵۲	۹۸.۵۸۶۵
۲۰	۵۰۹۵.۷	۳۲۴	۵.۹۸	۹۸.۶۱۰۵
۱۹	۵۰۱۲.۹	۴۰۶.۸	۷.۵۱	۹۸.۶۳۵۲

جدول ۵-۵ میزان نابودی انرژی با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی سوم

دمای گاز طبیعی ورودی	نابودی انرژی [kW]	میزان کاهش نابودی انرژی نسبت به حالت ۲۴ درجه سانتیگراد [kW]	درصد کاهش میزان نابودی انرژی	بازده انرژی [%]
۲۴	۶۲۹۸.۷			
۲۳	۶۲۷۹.۱	۱۹.۶	۰.۳۱	۹۷.۷۴۷۲
۲۲	۶۲۶۰.۵	۳۸.۲	۰.۶۱	۹۷.۷۵۶۵
۲۱	۶۲۴۱.۳	۵۷.۴	۰.۹۱	۹۷.۷۶۶۲
۲۰	۶۲۲۵	۷۳.۷	۱.۱۷	۹۷.۷۷۵۱
۱۹	۶۲۰۳	۹۵.۷	۱.۵۲	۹۷.۷۸۵۴

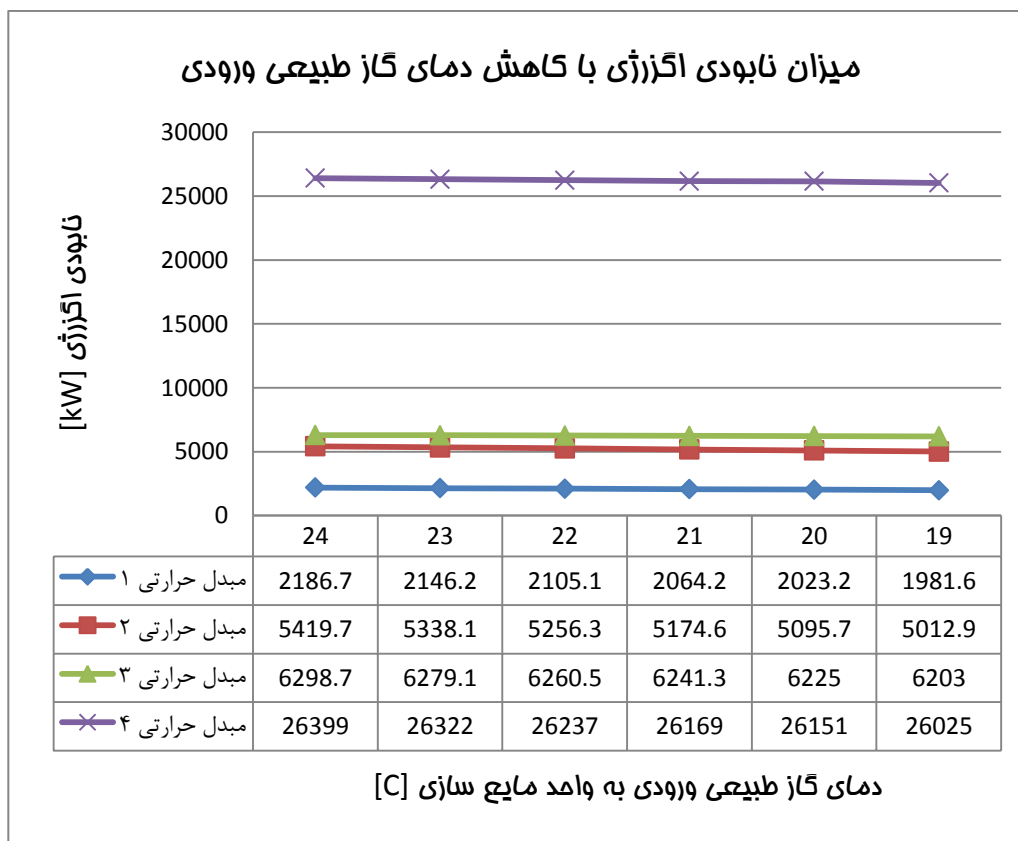
جدول ۵-۶ میزان نابودی انرژی با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی چهارم

دمای گاز طبیعی ورودی	نابودی انرژی [kW]	میزان کاهش نابودی انرژی نسبت به حالت ۲۴ درجه سانتیگراد [kW]	درصد کاهش میزان نابودی انرژی	بازده انرژی [%]
۲۴	۲۶۳۹۹			
۲۳	۲۶۳۲۲	۷۷	۰.۲۹	۹۳.۵۲۴۸
۲۲	۲۶۲۳۷	۱۶۲	۰.۶۱	۹۳.۵۵
۲۱	۲۶۱۶۹	۲۳۰	۰.۸۷	۹۳.۵۷۱
۲۰	۲۶۱۵۱	۲۴۸	۰.۹۴	۹۳.۵۸۰۵
۱۹	۲۶۰۲۵	۳۷۴	۱.۴۲	۹۳.۶۱۵۱

با توجه به نتایج به دست آمده، مشاهده می‌شود که با کاهش دمای گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی گاز طبیعی و در نتیجه آن افزایش دبی آن، میزان نابودی انرژی در هر چهار مبدل حرارتی کاهش یافته و به ترتیب به میزان ۲۰۵.۱، ۴۰۶.۸، ۹۵.۷ و ۳۷۴ کیلووات در حالت کاهش دمای گاز طبیعی تغذیه ورودی به واحد مایع سازی تا دمای ۱۹ درجه سانتیگراد از میزان نابودی انرژی نسبت به حالت پایه که در آن گاز طبیعی با دمای ۲۴ درجه سانتیگراد وارد واحد مایع سازی می‌شود، کاهش یافته است. به عبارت دیگر در حالت ورود گاز طبیعی با دمای ۱۹ درجه سانتیگراد و افزایش دبی آن، در مجموع به میزان ۱۰۸۱۶ مگاوات از میزان نابودی انرژی در واحد مایع سازی گاز طبیعی کاسته شده است.

با توجه به کاهش میزان نابودی انرژی در هر چهار مبدل حرارتی، بازده انرژی نیز در هر چهار مبدل حرارتی افزایش می‌یابد.

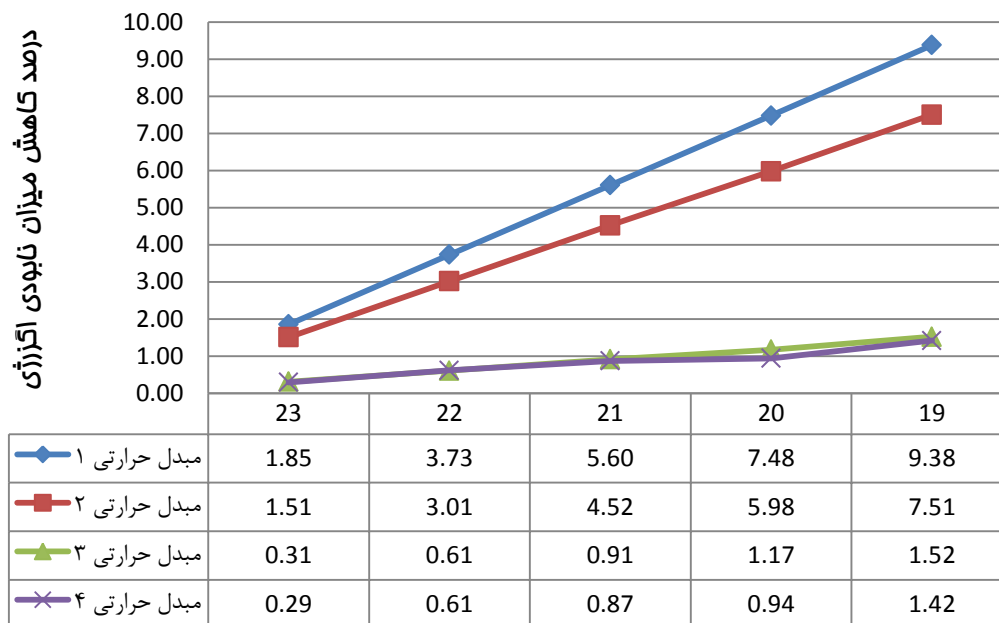
نتایج جهت مقایسه بهتر در دماهای مختلف و برای میزان نابودی انرژی و درصد کاهش آن در شکل ۳-۵ و شکل ۴-۵ آمده است.



شکل ۳-۵ مقایسه میزان نابودی انرژی در چهار مبدل حرارتی

درصد کاهش میزان نابودی انرژی نسبت به حالت ۲۴ درجه

سانتیگراد با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی



دمای گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی [C]

شکل ۴-۵ مقایسه درصد میزان نابودی انرژی در چهار مبدل حرارتی

با توجه به نمودارها، مبدل حرارتی ۱ بیشترین میزان درصد کاهش نابودی انرژی را دارا می‌باشد. همچنین مبدل حرارتی ۴ که وظیفه مایع سازی نهایی گاز طبیعی را برعهده دارد، کمترین میزان درصد کاهش نابودی انرژی را به خود اختصاص داده است و همچنین بیشترین میزان نابودی انرژی نیز مربوط به همین مبدل حرارتی می‌باشد که دلیل آن می‌تواند حجم بالای تبرید آن باشد.

۵-۳-۲ تغییرات فشار

همان طور که اشاره شد، در حالت پایه گاز طبیعی با فشار حدود ۶۰۰۰ کیلوپاسکال وارد واحد مایع سازی و مبدل حرارتی مربوط به قسمت پیش سرمایش می‌شود. تغییرات این فشار، تأثیرات زیادی بر عملکرد واحد خواهد داشت و با توجه به شبیه سازی انجام شده از واحد مایع سازی، با افزایش این میزان فشار، می‌توان دبی گاز طبیعی ورودی به واحد و در نتیجه گاز طبیعی مایع تولید شده را افزایش داد. همانند قسمت مربوط به کاهش دمای گاز طبیعی ورودی به واحد، در این حالت نیز بوجود آمدن حالت تداخل نمودار سرمایش و گرمایش در درون مبدل حرارتی در میزان افزایش فشار محدودیت ایجاد خواهد کرد. بیش‌ترین میزان افزایش فشار بر اساس شبیه سازی انجام شده، ۷۰۰۰ کیلوپاسکال بوده و برای بررسی اگزرژی مبدل‌های حرارتی در این حالت، از فشار ۶۰۰۰ کیلوپاسکال با افزایش بازه‌های ۲۰۰ کیلوپاسکالی، میزان نابودی اگزرژی و بازده اگزرژی و همچنین درصد کاهش این میزان نسبت به حالت پایه برای هر چهار مبدل حرارتی و با توجه به روابط آورده شده، محاسبه شده و در جدول ۵-۷ تا جدول ۵-۱۰ آورده شده است.

جدول ۵-۷ میزان نابودی اگزرژی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی اول

فشار گاز طبیعی ورودی	نابودی اگزرژی [kW]	میزان کاهش نابودی اگزرژی نسبت به حالت ۶۰۰۰ کیلوپاسکال [kW]	درصد کاهش میزان نابودی اگزرژی	بازده اگزرژی [%]
۶۰۰۰	۲۱۸۶.۷۰			۹۹.۴۵۷
۶۲۰۰	۲۱۸۷.۹۰	-۱.۲۰	-۰.۰۵	۹۹.۴۵۸۶
۶۴۰۰	۲۱۸۹.۸۰	-۳.۱۰	-۰.۱۴	۹۹.۴۵۹۹
۶۶۰۰	۲۱۹۱.۲۰	-۴.۵۰	-۰.۲۱	۹۹.۴۶۱۳
۶۸۰۰	۲۱۹۳.۷۰	-۷.۰۰	-۰.۳۲	۹۹.۴۶۲۴
۷۰۰۰	۲۱۹۴.۶۰	-۷.۹۰	-۰.۳۶	۹۹.۴۶۳۸

جدول ۸-۵ میزان نابودی انرژی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی دوم

فشار گاز طبیعی ورودی	نابودی انرژی [kW]	میزان کاهش نابودی انرژی نسبت به حالت ۶۰۰۰ کیلوپاسکال [kW]	درصد کاهش میزان نابودی انرژی	بازده انرژی [%]
۶۰۰۰	۵۴۱۹.۷۰			۹۸.۵۱۲۴
۶۲۰۰	۵۵۱۰.۴۰	-۹۰.۷۰	-۱.۶۷	۹۸.۴۹۳۳
۶۴۰۰	۵۵۹۶.۹۰	-۱۷۷.۲۰	-۳.۲۷	۹۸.۴۷۵۳
۶۶۰۰	۵۶۸۳.۶۰	-۲۶۳.۹۰	-۴.۸۷	۹۸.۴۵۷۳
۶۸۰۰	۵۷۶۵.۹۰	-۳۴۶.۲۰	-۶.۳۹	۹۸.۴۴۰۳
۷۰۰۰	۵۸۴۷.۵۰	-۴۲۷.۸۰	-۷.۸۹	۹۸.۴۲۳۶

جدول ۹-۵ میزان نابودی انرژی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی سوم

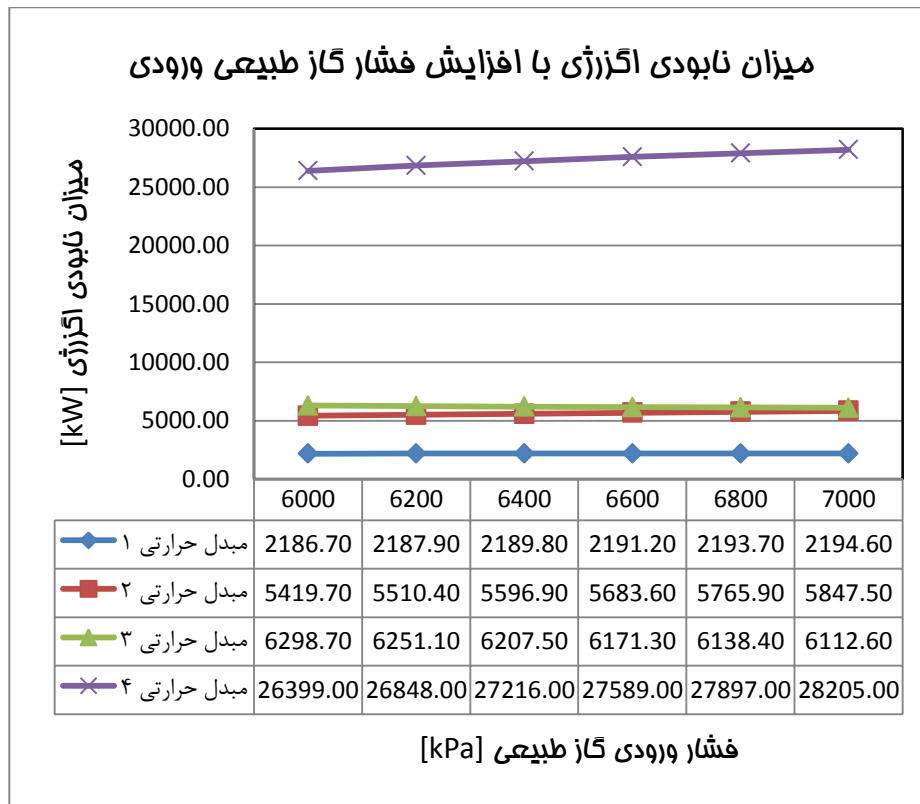
فشار گاز طبیعی ورودی	نابودی انرژی [kW]	میزان کاهش نابودی انرژی نسبت به حالت ۶۰۰۰ کیلوپاسکال [kW]	درصد کاهش میزان نابودی انرژی	بازده انرژی [%]
۶۰۰۰	۶۲۹۸.۷۰			۹۷.۷۳۷۴
۶۲۰۰	۶۲۵۱.۱۰	۴۷.۶۰	۰.۷۶	۹۷.۷۶۶۶
۶۴۰۰	۶۲۰۷.۵۰	۹۱.۲۰	۱.۴۵	۹۷.۷۹۴۱
۶۶۰۰	۶۱۷۱.۳۰	۱۲۷.۴۰	۲.۰۲	۹۷.۸۱۹۱
۶۸۰۰	۶۱۳۸.۴۰	۱۶۰.۳۰	۲.۵۴	۹۷.۸۴۲۹
۷۰۰۰	۶۱۱۲.۶۰	۱۸۶.۱۰	۲.۹۵	۹۷.۸۶۴۶

جدول ۵-۱۰ میزان نابودی انرژی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی در مبدل حرارتی چهارم

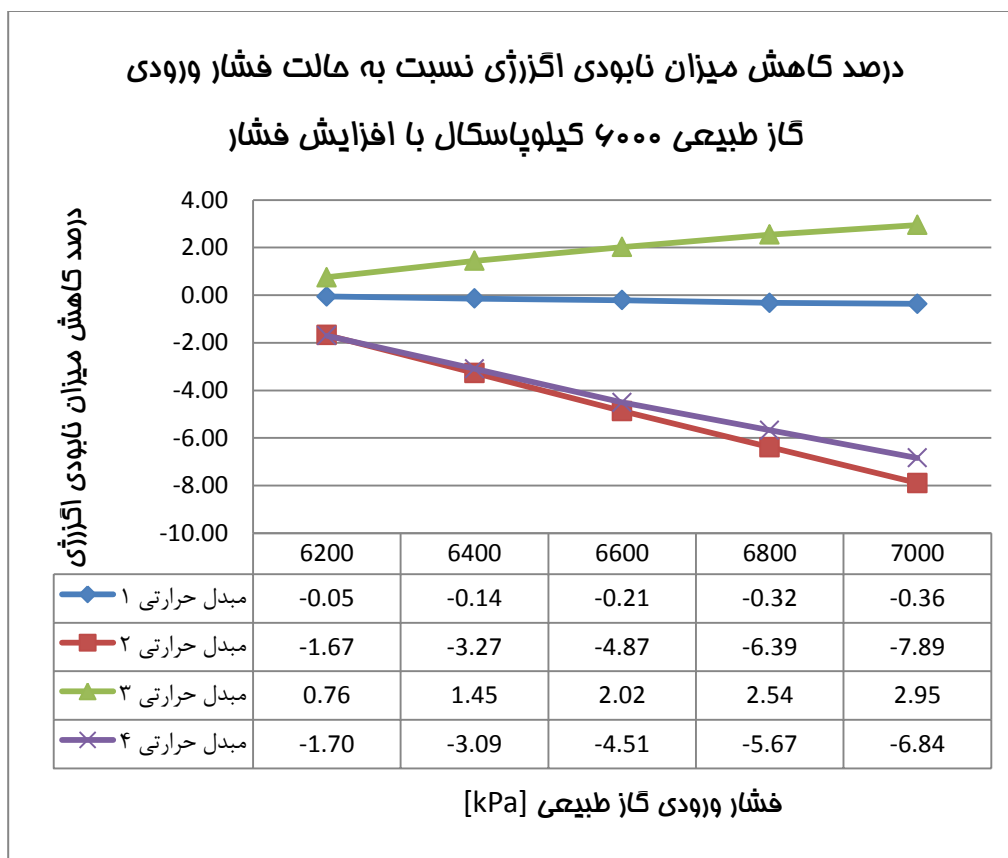
فشار گاز طبیعی ورودی	نابودی انرژی [kW]	میزان کاهش نابودی انرژی نسبت به حالت ۶۰۰۰ کیلوپاسکال [kW]	درصد کاهش میزان نابودی انرژی	بازده انرژی [%]
۶۰۰۰	۲۶۳۹۹.۰۰			۹۳.۵۰۱۷
۶۲۰۰	۲۶۸۴۸.۰۰	-۴۴۹.۰۰	-۱.۷۰	۹۳.۴۰۹۶
۶۴۰۰	۲۷۲۱۶.۰۰	-۸۱۷.۰۰	-۳.۰۹	۹۳.۳۳۶۷
۶۵۰۰	۲۷۵۸۹.۰۰	-۱۱۹۰.۰۰	-۴.۵۱	۹۳.۲۶۳۵
۶۷۰۰	۲۷۸۹۷.۰۰	-۱۴۹۸.۰۰	-۵.۶۷	۹۳.۲۰۵۷
۷۰۰۰	۲۸۲۰۵.۰۰	-۱۸۰۶.۰۰	-۶.۸۴	۹۳.۱۴۸۸

با توجه به نتایج به دست آمده، در حالت افزایش فشار گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی گاز طبیعی، تنها در مبدل حرارتی ۳ از میزان نابودی انرژی کاسته می‌شود و در دیگر مبدل‌های حرارتی، به میزان نابودی انرژی افزوده می‌شود. البته این میزان افزایش نابودی انرژی بسیار ناچیز بوده، به طوری که در مبدل حرارتی ۱ و در حالت فشار گاز طبیعی ۷۰۰۰ کیلوپاسکال، تنها ۰.۳۶ درصد به میزان نابودی انرژی نسبت به حالت فشار گاز طبیعی ۶۰۰۰ کیلوپاسکال افزوده می‌شود و بیشترین میزان افزایش نیز در فشار ۷۰۰۰ کیلوپاسکال مربوط به مبدل حرارتی ۴ و به میزان ۶.۸۴ درصد نسبت به حالت پایه می‌باشد. در مجموع چهار مبدل حرارتی و در حالت افزایش فشار گاز طبیعی تا ۷۰۰۰ کیلوپاسکال، ۲۰۵۵۶ مگاوات به میزان نابودی انرژی در مبدل‌های حرارتی افزوده می‌شود.

به منظور مقایسه بهتر این مقادیر، نتایج میزان نابودی انرژی و درصد افزایش و یا کاهش آن، در شکل ۵-۵ و شکل ۶-۵ آمده است.



شکل ۵-۵ مقایسه میزان نابودی انرژی در چهار مبدل حرارتی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی



شکل ۵-۶ مقایسه درصد میزان نابودی اگزرژی در چهار مبدل حرارتی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی

مقادیر منفی در میزان درصد کاهش نابودی اگزرژی نسبت به حالت پایه، بیانگر افزایش میزان نابودی اگزرژی در مبدل حرارتی مربوطه می‌باشد. با توجه به نتایج به دست آمده در شکل بالا، مبدل حرارتی ۲ بیشترین میزان درصد افزایش نابودی اگزرژی نسبت به حالت ورود گاز طبیعی با فشار ۶۰۰۰ کیلوپاسکال را دارد و در عین حال، مبدل حرارتی ۳، تنها مبدل حرارتی است که میزان نابودی اگزرژی در آن کاهش یافته است.

۴-۵ خنک سازی جریان مبردها پیش از ورود به مبدل حرارتی

استفاده از چیلر جذبی با توجه به این موضوع که اساس کار چنین سیکل‌هایی، استفاده از تلفات حرارتی می‌باشد، ایده‌ای بسیار مناسب جهت بهبود عملکرد واحدهای مختلف از نظر بازده و مصرف انرژی می‌باشد. به همین منظور، شبیه سازی ایده‌های مختلف جهت استفاده از سیکل چیلر جذبی در نقاطی از واحد مایع سازی گاز طبیعی که از نظر ترمودینامیکی مورد تأیید می‌باشد، کمک شایانی به بهبود عملکرد و استفاده بهینه از انرژی در واحد مایع سازی گاز طبیعی می‌نماید.

به طور کلی، در یک سیکل تبرید، چنانچه مبرد در واحد چگالنده، توانایی سرد شدن تا دماهای پایین‌تر را داشته باشد، باعث می‌شود تا بتوان حجم بیشتری از گاز طبیعی را خنک سازی نماییم. به همین منظور ایده استفاده از سیکل چیلر جذبی را جهت خنک سازی بیش‌تر مبرد نسبت به حالت پایه به کار می‌بریم.

پایین آمدن بیش‌تر دمای مبرد ورودی به مبدل حرارتی، نشان از توانایی مبرد برای خنک سازی بیش‌تر جریان گرم که در اینجا گاز طبیعی می‌باشد، دارد. پس در نتیجه مبرد توانایی سرد کردن حجم بیش‌تری از گاز طبیعی تا دمای مورد نظر را خواهد داشت. همانند بخش مربوط به کاهش دمای گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی و همچنین افزایش فشار آن، در این قسمت نیز، به منظور جلوگیری از ایجاد پیچیدگی‌های مختلف در طراحی ترمودینامیکی سیکل سرماسازی واحد مایع سازی، اقدام به افزایش دبی گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی جهت استفاده از توان تبرید تولیدی اضافی که پس از استفاده از سیکل چیلر جذبی ایجاد شده است، می‌نماییم.

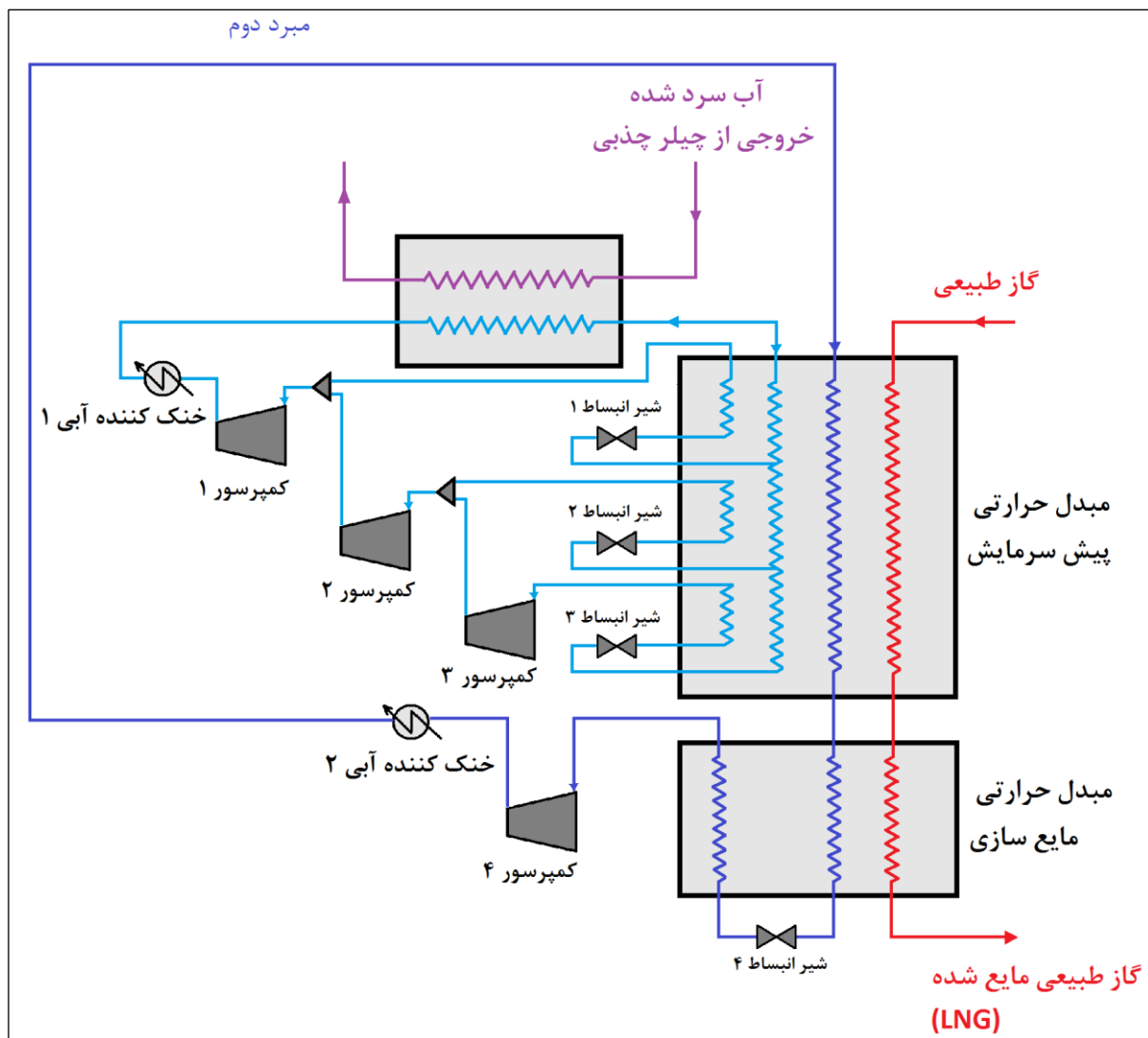
هر دو مبرد اول و دوم در دمایی حدود ۳۴ درجه سانتی‌گراد از خنک‌کن‌های آبی که همان واحد چگالش در سیکل تبرید گاز طبیعی می‌باشد، خارج شده و آماده ورود به مبدل حرارتی می‌باشند. همان‌طور که اشاره شد، این سیکل توانایی در اختیار گذاشتن سیال مبرد واسط با حدود دمای ۸ درجه سانتی‌گراد جهت خنک

کاری می‌باشد که تا حدود دمای ۱۳ درجه سانتی‌گراد محدوده‌ای است که می‌تواند حرارت را از سیال مورد نظر گرفته و دوباره به واحد تبخیر سیکل چیلر جذبی باز گردد. با توجه به این محدوده دمایی، ایده استفاده از سیکل چیلر جذبی را برای هر دو مبرد اول و دوم می‌توانیم به کار بریم.

معمولاً از واحد تن برای بیان ظرفیت چیلرهای جذبی استفاده می‌شود، که جهت معادل سازی آن با دستگاه بین‌المللی آحاد، از رابطه زیر استفاده می‌شود:

$$1 \text{ Ton} = 3516.8528 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \quad \text{معادله ۱-۵}$$

از چیلر جذبی در ظرفیت‌های ۴۵۰، ۶۰۰ و ۷۵۰ تن جهت خنک سازی جریان مبردها استفاده شده است. در ابتدا این تغییرات بر روی مبرد اول صورت گرفته است. تغییرات صورت گرفته در شکل ۷-۵ نشان داده شده است.



شکل ۵-۷ خنک سازی جریان مبرد اول پیش از ورود به مبدل حرارتی

با کاهش دمای مبرد اول ورودی به مبدل حرارتی، و همچنین عدم ایجاد تغییرات در دیگر نقاط آن در سیکل تبرید، دمای گاز طبیعی مایع شده پایین تر آمده و خنک تر خواهد شد. این امر بیانگر توانایی افزایش دبی گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی به منظور استفاده از توان تبرید اضافی تولید شده در سیکل تبرید می باشد. بنابراین اقدام به افزایش دبی گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی می نمایم. محدودیت

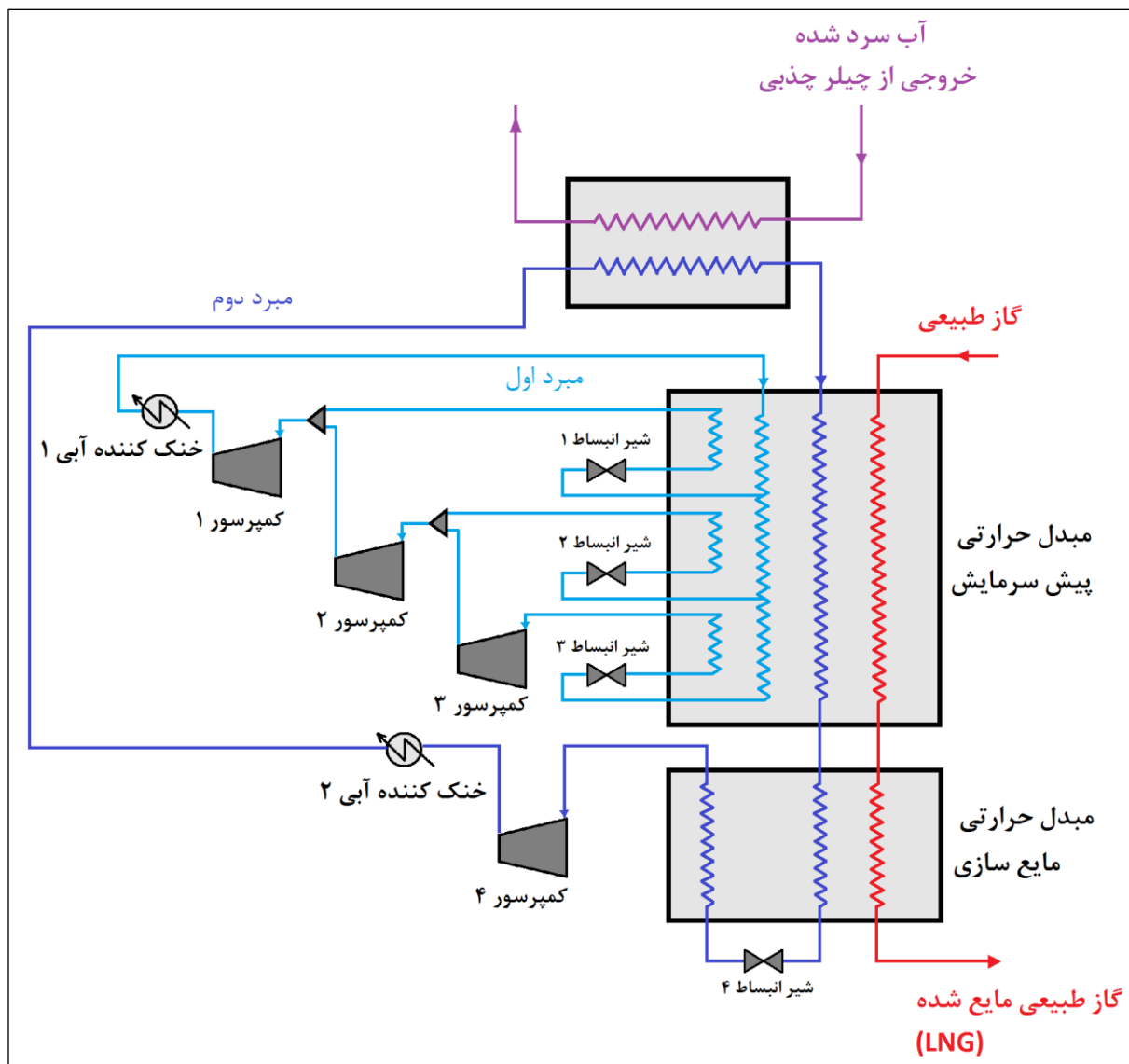
این افزایش دبی گاز طبیعی ورودی، رسیدن به همان دمای اولیه گاز طبیعی مایع شده در حالت پایه و پیش از استفاده از سیکل چیلر جذبی می‌باشد. نتایج مربوط به مبرد اول در جدول ۵-۱۱ آمده است.

جدول ۵-۱۱ نتایج حاصل از خنک سازی مبرد اول

ظرفیت چیلر مورد استفاده [Ton]	دمای ورودی جدید مبرد [C]	دبی گاز طبیعی ورودی [kg/h]	دبی گاز طبیعی مایع شده تولیدی	افزایش میزان تولید گاز طبیعی مایع شده نسبت به حالت پایه	درصد افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده
عدم استفاده از چیلر جذبی	۳۴	۷۸۳۰۰۰	۶۰۳۱۸۷.۵۲	-	-
۴۵۰	۳۳.۸۱	۷۹۶۵۰۰	۶۰۶۷۵۳.۴۷	۳۵۶۵.۹۵	۰.۵۹۱۱۸۳۷۱۹
۶۰۰	۳۳.۶	۸۰۰۳۰۰	۶۰۷۶۳۲.۷۰	۴۴۴۵.۱۸	۰.۷۳۶۹۴۸۳۶۲
۷۵۰	۳۳.۳۸	۸۰۴۳۰۰	۶۰۸۷۱۷.۵۱	۵۵۲۹.۹۹	۰.۹۱۶۷۹۳۹۳

درصد افزایش گاز طبیعی مایع شده تولید شده در حالت از سیکل چیلر جذبی نسبت به حالت پایه که در آن از سیکل چیلر جذبی استفاده نشده است، محاسبه شده است. نتایج بیانگر توانایی افزایش ۰.۹۱ درصدی تولید گاز طبیعی مایع شده نسبت به حالت پایه می‌باشند.

اعمال تغییرات در شبیه سازی به منظور استفاده از سیکل چیلر جذبی برای مبرد دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی نیز شبیه به مبرد اول می‌باشد. تغییرات صورت گرفته در شکل ۵-۸ نشان داده شده است.



شکل ۵-۸ خنک سازی مبرد دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی

کلیه مراحل توضیح داده شده برای مبرد اول، در مورد مبرد دوم نیز صورت گرفته و نتایج به دست آمده در

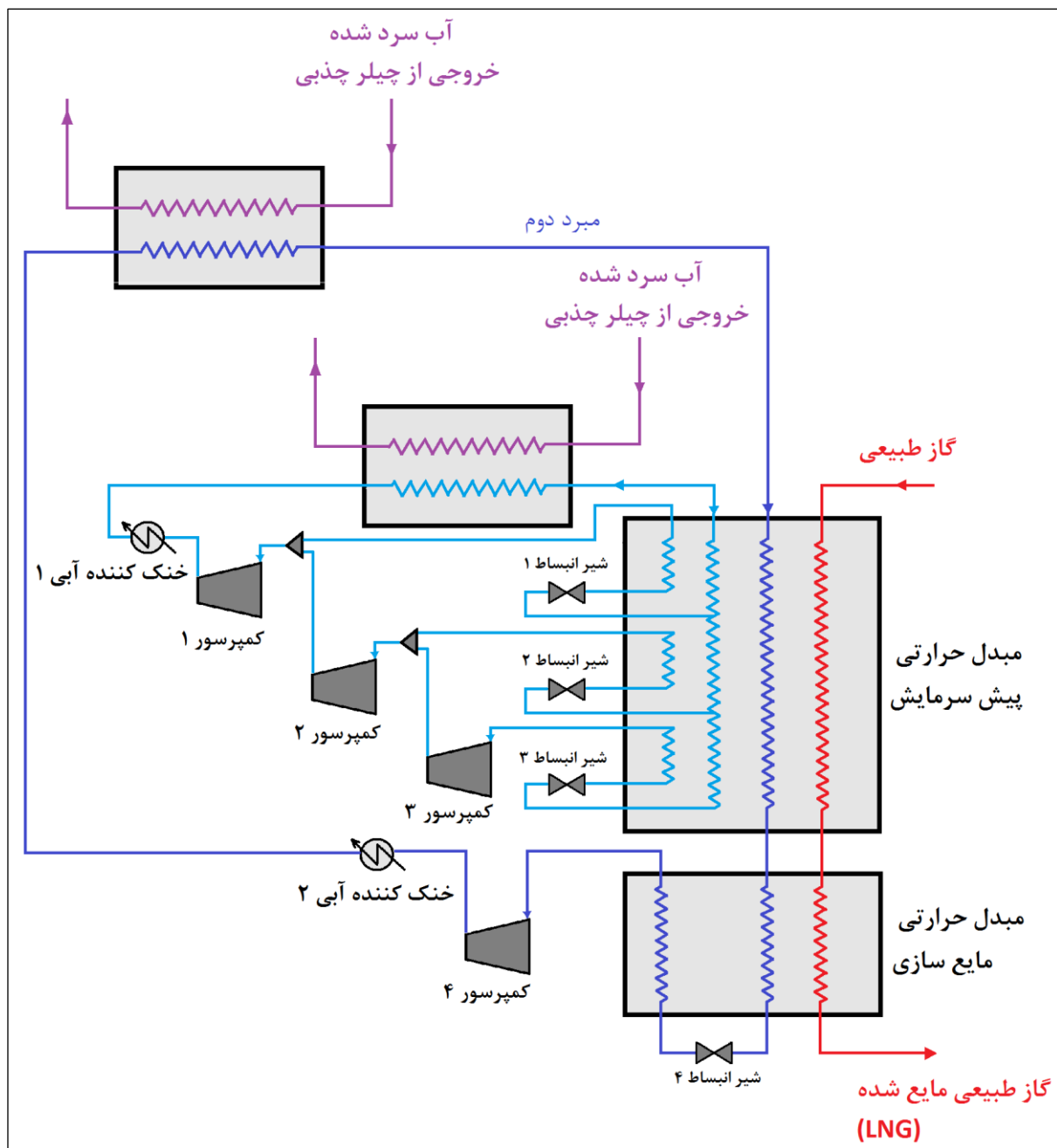
جدول ۵-۱۲ نشان داده شده است.

جدول ۵-۱۲ نتایج حاصل از خنک سازی مبرد دوم

ظرفیت چیلر مورد استفاده [Ton]	دمای ورودی جدید مبرد [C]	دبی گاز طبیعی ورودی [kg/h]	دبی گاز طبیعی مایع شده تولیدی	افزایش میزان تولید گاز طبیعی مایع شده نسبت به حالت پایه	درصد افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده
عدم استفاده از چیلر جذبی	۳۴	۷۸۳۰۰۰	۶۰۳۱۸۷.۵۲	-	-
۴۵۰	۳۱.۰۳	۷۹۹۰۰۰	۶۰۷۹۲۰.۹۱	۴۷۳۳.۳۹	۰.۷۸۴۷۲۸۹۱۵
۶۰۰	۳۰.۱۶	۸۰۲۸۵۰	۶۰۸۳۲۷.۹۳	۵۱۴۰.۴۲	۰.۸۵۲۲۰۸۴۶۳
۷۵۰	۲۹.۲۹	۸۰۶۹۰۰	۶۰۹۴۸۹.۷۶	۶۳۰۲.۲۴	۱.۰۴۴۸۲۳۱۷۱

در این حالت نیز درصد افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده در هر حالت استفاده از سیکل چیلر جذبی نسبت به حالت پایه سیکل تبرید گاز طبیعی محاسبه شده است. افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده در این حالت بیش تر از مبرد اول بوده، به طوری که در این حالت، و در صورت استفاده از سیکل چیلر جذبی در حالت پنجم، تا بیش تر از یک درصد و یا چیزی حدود ۱.۰۴ درصد افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده خواهیم داشت.

ایده بعدی، استفاده از سیکل چیلر جذبی به طور همزمان برای هر دو مبرد و پیش از ورود آن‌ها به مبدل حرارتی می‌باشد. در چنین حالتی، امکان افزایش دبی گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی تا مقادیر بیش تری امکان پذیر می‌باشد. اعمال تغییرات در شبیه سازی انجام گرفته که در شکل ۵-۹ نشان داده شده است. نتایج بدست آمده در جدول ۵-۱۳ نمایش داده شده است.



شکل ۹-۵ خنک سازی مبرد اول و دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی

جدول ۵-۱۳ نتایج حاصل از خنک سازی همزمان مبرد اول و دوم

ظرفیت چیلر مورد استفاده [Ton]	دمای ورودی جدید مبرد [C]	دبی گاز طبیعی ورودی [kg/h]	دبی گاز طبیعی مایع شده تولیدی	افزایش میزان تولید گاز طبیعی مایع شده نسبت به حالت پایه	درصد افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده
عدم استفاده از چیلر جذبی	۳۴	۷۸۳۰۰۰	۶۰۳۱۸۷.۵۱۹۳	-	-
۴۵۰	۳۱.۰۳	۸۱۲۰۰۰	۶۱۰۷۸۴.۰۸۲۶	۷۵۹۶.۵۶۳۳۲۲	۱.۲۵۹۴۰.۳۲۶۷
۶۰۰	۳۰.۱۶	۸۱۹۷۰۰	۶۱۲۶۰۴.۸۶۵۵	۹۴۱۷.۳۴۶۱۹	۱.۵۶۱۲۶۳۴۳۶
۷۵۰	۲۹.۲۹	۸۲۷۸۰۰	۶۱۴۶۶۱.۴۱۳	۱۱۴۷۳.۸۹۳۷۴	۱.۹۰۲۲۱۰.۰۷۱

همان طور که پیش بینی می‌شد، درصد افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده تا حد بسیار زیادی افزایش می‌یابد. درصد افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده در هر حالت از عملکرد سیکل چیلر جذبی در هر دو مبرد نسبت به حالت پایه که در آن از سیکل چیلر جذبی استفاده نشده است، بدست آمده‌اند. این میزان برای حالت پنجم عملکرد سیکل جذبی که برای هر دو مبرد پیش از ورود به مبدل حرارتی به کار رفته است، تا حدود ۱.۹ درصد نسبت به حالت پایه افزایش یافته است.

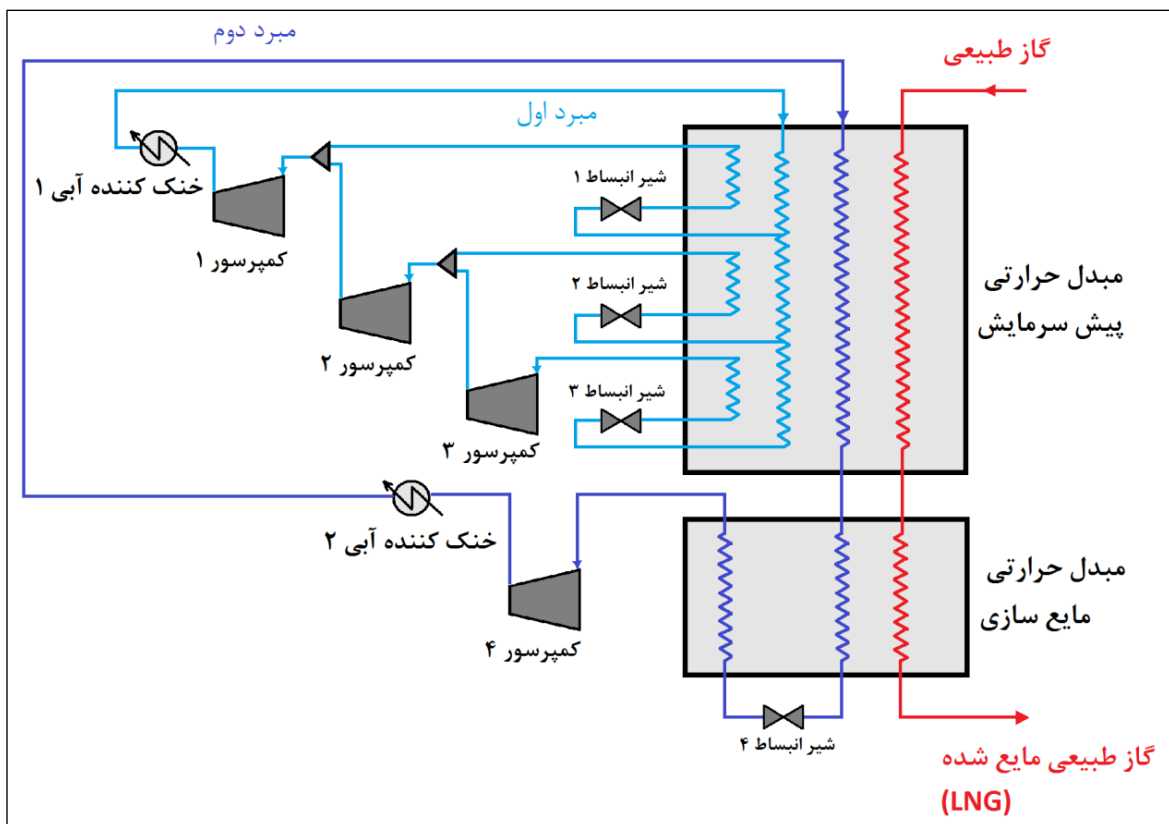
۵-۵ حذف مرحله اول پیش سرمایش گاز طبیعی و استفاده از چیلر جذبی

در صورت استفاده از سیکل چیلر جذبی در اندازه‌های بزرگ‌تر، می‌توانیم دمای گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی را تا دماهای پایین‌تر خنک سازی کنیم. این ایده می‌تواند منجر به حذف مرحله یکی از مراحل پیش سرمایش از سه مرحله پیش سرمایش گاز طبیعی شود.

در این حالت، توان مورد نیاز از سیکل تبرید کاهش خواهد یافت، به عبارت دیگر در این حالت دو مبرد باید حجم تبرید کمتری را ایجاد نمایند که این امکان را بوجود خواهد آورد که توان مصرفی در واحد تراکم یا همان کمپرسورها کاهش یابد.

بر خلاف مورد گذشته که در آن از چیلر جذبی برای پیش سرمایش گاز طبیعی استفاده شد و در آن با کاهش دمای گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی اقدام به افزایش دبی گاز طبیعی جهت استفاده از حجم تبرید اضافی تولید شده در سیکل تراکم نمودیم، در حالی که در این حالت یکی از مراحل سه گانه تراکم مربوط به پیش سرمایش گاز طبیعی نموده و تغییری در دبی گاز طبیعی ورودی نمی‌دهیم. انجام این کار مستلزم اعمال تغییراتی در سیکل تبرید و شرایط دمایی و فشاری مبردها در نقاط مختلف می‌باشد که پیچیدگی‌های خاص خود را دارد و با تغییرات مداوم در شرایط دمایی و فشاری مبردهای اول و دوم، به حالتی دست پیدا می‌کنیم که در آن دمای گاز طبیعی مایع شده خروجی از مبدل حرارتی چهارم، به همان دمای اولیه پیش از اعمال تغییرات بازگردد. درصد ترکیب و دبی مبردهای اول دوم در این حالت تغییری نمی‌کنند. با کاهش یکی از مراحل سه گانه پیش سرمایش گاز طبیعی، یکی از کمپرسورهای این مرحله نیز کاهش خواهد یافت.

در شکل ۵-۱۰، تصویری از واحد مایع سازی گاز طبیعی در حالت پایه که در آن تغییری اعمال نشده، به نمایش در آمده است.



شکل ۵-۱۰ واحد مایع سازی گاز طبیعی در حالت پایه

با شبیه سازی این واحد می توان توان مصرفی کمپرسورها را محاسبه نمود تا بتوان با شرایط جدید اعمالی، کاهش توان مصرفی را مقایسه نمود. توان های مصرفی برای سه کمپرسور مرحله پیش سرمایش و کمپرسور مرحله مایع سازی در جدول ۵-۱۴ و جدول ۵-۱۵ آمده است.

جدول ۵-۱۴ میزان توان مصرفی کمپرسورهای مبرد اول

توان مصرفی کمپرسورهای مبرد اول			
شماره کمپرسور	۱	۲	۳
توان مصرفی [MW]	۱۲.۹۶	۴۰.۳۴	۴۸.۸۴
مجموع توان مصرفی [MW]	۱۰۲.۱۴		

جدول ۵-۱۵ میزان توان مصرفی کمپرسورهای مبرد دوم

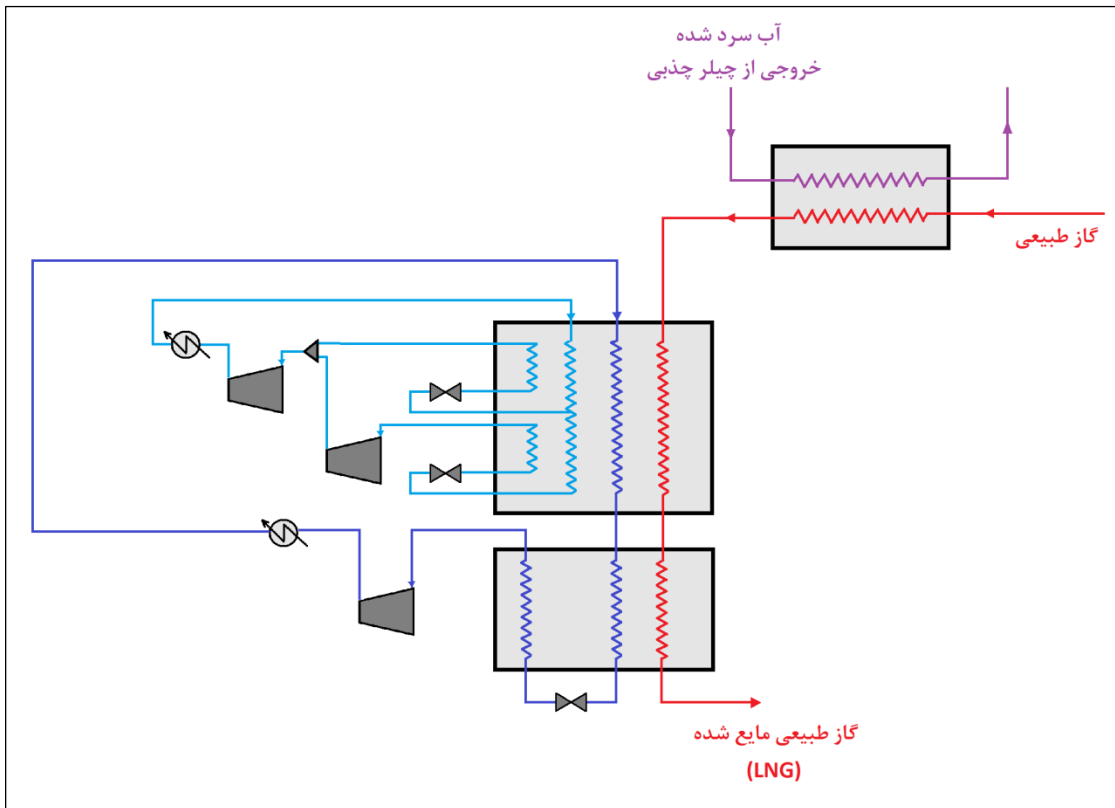
توان مصرفی کمپرسورهای مبرد دوم	
شماره کمپرسور	۴
توان مصرفی [MW]	۱۰۴.۶۶
مجموع توان مصرفی [MW]	۱۰۴.۶۶

مجموع توان مصرفی کمپرسورهای مبرد اول، حدود ۱۰۲.۱۴ مگاوات در حالت پایه می‌باشد. مجموع توان مصرفی مربوط به کمپرسورهای مبرد دوم نیز در حدود می‌باشد. توان مصرفی به کمپرسورهای کل واحد در حالت پایه نیز که حاصل مجموع توان مصرفی مبرد اول و دوم می‌باشد، در حدود ۲۰۶.۸ مگاوات می‌باشد.

پس از اعمال تغییرات که همان پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی تا دمایی که بتوان مرحله اول پیش سرمایه‌گذاری را حذف نمود، و اعمال آن در شبیه سازی انجام شده، میزان توان مصرفی کمپرسورها قابل محاسبه خواهد بود.

برای سرد سازی گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی محدودیتی وجود دارد و آن رعایت اختلاف دمایی بین جریان گرم یا گاز طبیعی و جریان سرد یا همان آب سرد شده در چیلر جذبی می‌باشد. همان طور که

اشاره شد، آب سرد شده بوسیله چیلر جذبی تا دمای ۸ درجه سانتی‌گراد خنک شده و تا دمای حدود ۱۳ درجه سانتی‌گراد توان گرم شدن را دارد. با در نظر گرفتن این اختلاف دما در حدود ۲ درجه سانتی‌گراد، می‌توان گاز طبیعی را تا حدود ۱۰ درجه سانتی‌گراد خنک سازی نمود. با مشخص شدن میزان خنک سازی گاز طبیعی ورودی، می‌توان تعداد و یا اندازه سیکل چیلر جذبی مورد نیاز را محاسبه نمود. در شکل ۵-۱۱ نمایی از واحد مایع سازی پس از اضافه شدن چیلر جذبی نشان داده شده است. پس از شبیه سازی، توان مصرفی در کمپرسورهای واحد مایع سازی قابل محاسبه خواهد بود.



شکل ۵-۱۱ واحد مایع سازی پس از اضافه شدن چیلر جذبی

در جدول ۱۶-۵ و جدول ۱۷-۵ توان مصرفی کمپرسورهای مربوط به مبرد اول و دوم پس از اضافه شدن چیلر جذبی آمده است.

جدول ۱۶-۵ توان مصرفی کمپرسورهای مبرد اول در حالت حذف مرحله اول پیش سرمایه‌گذاری

توان مصرفی کمپرسورهای مبرد اول		
شماره کمپرسور	۱	۲
توان مصرفی [MW]	۲۰	۵۲
مجموع توان مصرفی [MW]	۷۲	

جدول ۱۷-۵ توان مصرفی کمپرسورهای مبرد دوم در حالت حذف مرحله اول پیش سرمایه‌گذاری

توان مصرفی کمپرسورهای مبرد دوم	
شماره کمپرسور	۳
توان مصرفی [MW]	۱۰۰.۹۶
مجموع توان مصرفی [MW]	۱۰۰.۹۶

مجموع توان مصرفی در حالت استفاده از چیلر جذبی و حذف یکی از مراحل پیش سرمایه‌گذاری، حدود ۱۷۲.۹۶ مگاوات می‌باشد کاهش قابل ملاحظه‌ای نسبت به حالت پایه پیدا کرده است. به منظور مقایسه بهتر این کاهش توان مصرفی، درصد کاهش توان مصرفی را در جدول ۱۸-۵ محاسبه شده است.

جدول ۵-۱۸ درصد کاهش توان مصرفی واحد مایع سازی

	سیکل مبرد اول	سیکل مبرد دوم	کل واحد
درصد کاهش توان مصرفی [%]	۲۹.۵۰۸۵	۳.۵۳۵۲۶	۱۶.۳۶۳۶

همان طور که مشاهده می‌شود، بیش‌ترین میزان کاهش توان مصرفی مربوط به واحد تراکم مبرد اول بوده که تا حدود ۲۹ درصد توان مصرفی کاهش پیدا کرده است. دلیل این امر حذف یکی از مراحل سه گانه پیش‌سرمایش گاز طبیعی می‌باشد و وظیفه پیش‌سرمایش گاز طبیعی نیز بر عهده مبرد اول می‌باشد، به همین خاطر بیش‌ترین درصد کاهش توان مصرفی مربوط به مبرد اول می‌باشد و تغییرات در مبرد دوم تنها به دلیل دستیابی به دمای مورد نظر گاز طبیعی مایع شده می‌باشد.

همان طور که از شبیه‌سازی انجام شده به دست آمده است، نتایج نشان دهنده کاهش توان مصرفی کمپرسورها تا حدود ۱۶ درصد که معادل ۳۳.۸۴ مگاوات می‌باشد که با توجه به این که در حالت پایه به گرداننده‌های بزرگ برای به گردش درآوردن کمپرسورهای سیکل تبرید نیاز است، این امکان را بوجود می‌آورد که از گرداننده‌های کوچک‌تر و یا حتی گرداننده‌های الکتریکی که معمولا در اندازه‌های کوچک‌تری ساخته می‌شوند، استفاده نمود. از طرف دیگر، کاهش توان مصرفی باعث کاهش انرژی مصرفی و در نتیجه کاهش هزینه‌های تولید گاز طبیعی مایع خواهد شد.

۵-۶ بررسی اقتصادی

پس از بررسی فنی واحد مایع سازی گاز طبیعی که شامل بررسی نحوه فرآیند مایع سازی و شبیه سازی آن بود، و همچنین بررسی ایده استفاده از سیکل چیلر جذبی جهت بهبود عملکرد واحد مایع سازی گاز طبیعی، لازم است که به بررسی اقتصادی طرح‌های پیشنهادی بپردازیم. به همین منظور، ابتدا تجهیزات اضافی مورد نیاز جهت اجرای طرح را مورد بررسی قرار داده و سپس هزینه‌های تحمیل شده به واحد مایع سازی را که بر اثر اعمال تغییرات در واحد مایع سازی، به واحد اضافه شده است را به صورت تخمینی محاسبه کرده و مدت زمان بازگشت سرمایه اولیه تحمیلی را محاسبه می‌نماییم. از اینرو ابتدا به بررسی تجهیزات مورد نیاز می‌پردازیم.

متذکر می‌شود، جهت یکسان سازی واحد محاسباتی مربوط به هزینه‌ها، و با توجه به این که بازارهای جهانی گاز طبیعی مایع در نظر گرفته شده است، از واحد پولی دلار جهت بررسی‌های اقتصادی در بخش‌های بعدی استفاده خواهد شد.

۵-۶-۱ تجهیزات مورد نیاز و هزینه‌های تحمیلی

ایجاد هرگونه تغییر در واحد مایع سازی گاز طبیعی نیازمند تعدادی از تجهیزات اضافی می‌باشد. بررسی تجهیزات مورد نیاز به منظور تخمین هزینه‌های تحمیلی به واحد مایع سازی گاز طبیعی بر اثر اجرای طرح‌های پیشنهادی می‌باشد. تجهیزات مورد نیاز در اندازه‌های مورد نیاز برای تخمین هزینه‌ها در تمامی حالات بررسی شده پیشنهادی خواهد بود. در ادامه به توضیح هر یک از تجهیزات مورد نیاز می‌پردازیم.

۵-۶-۱-۱ چیلر جذبی

همان طور که اشاره شد، استفاده از چیلر جذبی از اصلی‌ترین تجهیزات مورد نیاز برای اجرای طرح‌های پیشنهادی می‌باشد. در فصل‌های ابتدایی با نحوه عملکرد و جزییات چیلر جذبی آشنا شدیم. به منظور کاهش دمای گاز طبیعی در مرحله پیش سرمایه‌گذاری و یا دمای مبردها، نیاز به آب خنک شده توسط چیلر جذبی در دبی‌های مختلف می‌باشد که متعاقب آن به چیلر جذبی در اندازه‌های مختلف جهت بررسی تمامی حالات مورد نیاز است. معمولاً چیلرهای جذبی در محدوده وسیعی از توان تبرید تولید می‌شوند که با افزایش اندازه آن، هزینه مربوط به آن نیز افزایش خواهد یافت. به همین منظور چیلر جذبی در ظرفیت‌های متداولی که ساخته می‌شوند مورد ارزیابی قرار خواهند گرفت. متعاقب استفاده از یک چیلر جذبی، لازم است تجهیزات دیگری از جمله سیستم آب خنک و آب گرم به عنوان منبع انرژی چیلر جذبی، به واحد اضافه شوند که در ادامه به بررسی آن‌ها خواهیم پرداخت.

۵-۶-۱-۲ بویلر

واحد ژنراتور سیکل چیلر جذبی، نیاز به دریافت حرارت دارد که این میزان حرارت از طریق دریافت آب گرم تأمین می‌شود. آب با دمای ۹۵ درجه سانتی‌گراد وارد ژنراتور شده و با دمای حدود ۸۰ درجه سانتی‌گراد از آن خارج می‌شود.

همان طور که اشاره شد، اساس پیشنهاد استفاده از سیکل چیلر جذبی در واحد مایع سازی گاز طبیعی، توانایی آن در استفاده از تلفات حرارت واحدهای دیگر به عنوان منبع حرارتی مورد نیاز خود می‌باشد که این حرارت می‌تواند در محدوده دمایی پایینی باشد.

با این حال محاسبه هزینه‌ها را با دو فرضیه استفاده از تلفات حرارتی و عدم استفاده از تلفات حرارتی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی صورت خواهیم داد. متعاقباً در صورت عدم توانایی استفاده از تلفات حرارتی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی، باید با سوزاندن سوخت اقدام به تأمین این حرارت نماییم که در این حالت هزینه مربوط به سوخت سوزانده شده را نیز باید در نظر بگیریم. در هر دو حالت باید از تجهیز بویلر برای گرم کردن آب از ۸۰ تا ۹۵ درجه سانتی‌گراد استفاده نماییم.

۵-۶-۱-۳ سیستم خنک کاری مربوط به چیلر جذبی

در واحدهای جاذب و چگالنده از سیکل چیلر جذبی نیاز به آب خنک جهت خنک کاری می‌باشد. به صورت رایج در چنین واحدهایی هزینه‌ای را جهت دستیابی و استفاده از این سیستم در نظر گرفته می‌شود. جهت دستیابی به نتایج صحیح، هزینه مربوط به این بخش، حدود ۳۰ درصد از هزینه چیلر جذبی در نظر گرفته خواهد شد.

۵-۶-۱-۴ مبدل حرارتی

پس از دستیابی به آب خنک شده از چیلر جذبی، تجهیز برای تبادل حرارت بین جریان گرم و آب سرد شده مورد نیاز است که از یک مبدل حرارتی استفاده خواهد شد. هزینه مربوط به مبدل حرارتی بر اساس سطح انتقال حرارت و بار حرارتی آن که در شبیه سازی قابل محاسبه است، محاسبه شده است.

۵-۱-۶-۵ برق مصرفی چیلر جذبی

پمپ به کار رفته در چیلر جذبی برای به کار افتادن نیاز به جریان برق دارد، به همین منظور میزان برق مصرفی این واحد نیز باید مد نظر قرار گیرد. میزان این برق مصرفی به ظرفیت چیلر جذبی بستگی دارد که با افزایش ظرفیت آن، میزان برق مصرفی نیز افزایش می‌یابد. در جدول ۵-۱۹ میزان برق مصرفی چیلر جذبی در ظرفیت‌های مورد نیاز آورده شده است.

جدول ۵-۱۹ میزان برق مصرفی چیلر جذبی

ظرفیت چیلر جذبی [Ton]	مجموع توان الکتریسیته مصرفی [kW]
۵۰	۱.۵۵
۷۰	۲.۹۵
۱۰۰	۴.۵
۱۳۰	۴.۵
۱۷۰	۴.۸۵
۲۱۰	۶.۳۵
۲۷۰	۶.۳۵
۳۵۰	۶.۳۵
۴۰۰	۹.۶
۴۵۰	۹.۶
۵۰۰	۹.۶
۵۵۰	۹.۶
۶۰۰	۱۱.۱
۶۵۰	۱۱.۱

هزینه مربوط به برق مصرفی چیلر جذبی در ظرفیت‌های مختلف در نسبت هزینه تجهیزات به ظرفیت چیلر جذبی در نظر گرفته خواهد شد.

۵-۶-۱-۶ هزینه مربوط به تجهیزات تحمیلی

پس از معرفی تجهیزات مورد نیاز جهت اعمال تغییرات در واحد مایع سازی گاز طبیعی، حال به بررسی هزینه‌های مربوط به هر یک از آن‌ها می‌پردازیم تا بتوانیم در نهایت برآورد اقتصادی و مدت زمان بازگشت سرمایه تحمیلی را محاسبه نماییم. نتایج در جدول ۵-۲۰ به نمایش درآمده است.

جدول ۵-۲۰ هزینه‌های مربوط به تجهیزات مورد نیاز

ظرفیت چیلر جذبی [Ton]	نسبت هزینه تجهیزات به ظرفیت چیلر جذبی [\$/Ton]	مجموع هزینه تجهیزات [\$]
۵۰	۷۸۶۵.۰۰	۳۹۳۲۵۰
۷۰	۵۹۵۹.۲۹	۴۱۷۱۵۰
۱۰۰	۴۵۳۰.۰۰	۴۵۳۰۰۰
۱۳۰	۳۷۶۰.۳۸	۴۸۸۸۵۰
۱۷۰	۳۱۵۶.۷۶	۵۳۶۶۵۰
۲۱۰	۲۷۸۳.۱۰	۵۸۴۴۵۰
۲۷۰	۲۴۳۰.۱۹	۶۵۶۱۵۰
۳۵۰	۲۱۴۷.۸۶	۷۵۱۷۵۰
۴۰۰	۲۰۲۸.۷۵	۸۱۱۵۰۰
۴۵۰	۱۹۴۳.۳۳	۸۷۴۵۰۰
۵۰۰	۱۸۷۵.۰۰	۹۳۷۵۰۰
۵۵۰	۱۸۲۵.۰۰	۱۰۰۳۷۵۰
۶۰۰	۱۷۸۳.۳۳	۱۰۷۰۰۰۰
۶۵۰	۱۷۵۴.۰۸	۱۱۴۰۱۵۰

قابل ذکر است هزینه‌های مربوط به نصب کلیه تجهیزات فوق در واحد مایع سازی گاز طبیعی به صورت ضربی از هزینه تجهیزات در نسبت هزینه تجهیزات به ظرفیت چیلر جذبی در نظر گرفته شده است.

۵-۶-۲ هزینه گاز طبیعی به عنوان خوراک اضافی و سوخت چیلر جذبی

همان طور که اشاره شد، جهت استفاده از توان تبرید اضافی، دبی گاز طبیعی ورودی به واحد را افزایش می‌دهیم که این افزایش خود باعث افزایش هزینه‌های تحمیلی به واحد خواهد بود و هزینه این میزان گاز طبیعی را نیز باید در محاسبات منظور نمود. مصرف دیگر از گاز طبیعی در واحد و پس از اعمال تغییرات، استفاده از آن به عنوان منبع حرارتی مورد نیاز چیلر جذبی در صورت عدم استفاده از تلفات حرارتی خواهد بود. در ادامه به بررسی هر یک از این دو مورد می‌پردازیم.

۵-۶-۲-۱ هزینه سوخت به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی

در فرضیه عدم استفاده از تلفات حرارتی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی، نیاز به سوخت جهت سوزانده شدن و تولید حرارت برای گرم کردن آب تا محدوده دمایی مشخص، می‌باشد. فرض می‌شود که گاز طبیعی با توجه به در دسترس بودن این سوخت در چنین واحدهایی به عنوان منبع حرارتی در بویلر مورد استفاده قرار گیرد.

قیمت فروش گاز طبیعی معمولاً به صورت دلار بر میلیون بی‌تی‌یو^۱ تعریف و محاسبه می‌شود. پس از تبدیل واحد انرژی بی‌تی‌یو به ژول، می‌توان هزینه گاز طبیعی مورد نیاز را در هر یک از اندازه‌های چیلر جذبی با محاسبه حرارت مورد نیاز در آن اندازه محاسبه نمود. حرارت مورد نیاز در هر یک از اندازه‌های چیلر جذبی را با شبیه‌سازی آن محاسبه می‌نماییم. حاصل ضرب قیمت گاز طبیعی پس از تبدیل به واحد انرژی ژول، در حرارت مورد نیاز در هر یک از اندازه‌های چیلر جذبی که با Q در رابطه زیر مشخص می‌شود، هزینه گاز طبیعی در هر یک از اندازه‌های چیلر جذبی در واحد دلار بر ثانیه محاسبه خواهد شد. به منظور همسان‌سازی واحد هزینه سوخت با سود ناشی از فروش گاز طبیعی مایع شده که در ادامه خواهد آمد، واحد به دست آمده را بر مبنای دلار بر ساعت محاسبه می‌نماییم.

$$NG_Cost \left[\frac{\$}{MMBTU} \right] \times \frac{1}{1055056} \left[\frac{MMBTU}{kJ} \right] \times Q \left[\frac{kJ}{s} \right] \times 3600 \left[\frac{s}{h} \right] = Fuel_Cost \left[\frac{\$}{h} \right] \quad \text{معادله ۲-۵}$$

$$\begin{cases} NG_Cost : \text{قیمت پایه گاز طبیعی} \\ Q : \text{حرارت مورد نیاز چیلر جذبی} \\ Fuel_Cost : \text{هزینه گاز طبیعی} \end{cases}$$

نتایج بدست آمده مربوط به هزینه گاز طبیعی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی در جدول ۲۱-۵ آورده شده است.

$$\frac{\$}{MMBTU}$$

۵-۶-۲-۲ هزینه گاز طبیعی خوراک اضافی

همان طور که اشاره شد، پس از استفاده از چیلر جذبی جهت پیش سرمایه‌گذاری بیشتر گاز طبیعی ورودی به واحد مایع‌سازی، و برای استفاده از تمامی حجم تبرید تولید شده، اقدام به افزایش دبی گاز طبیعی خوراک واحد نمودیم. در بررسی اقتصادی، هزینه مربوط به این میزان دبی گاز طبیعی اضافی را نیز باید مدنظر قرار داد. میزان افزایش دبی گاز طبیعی ورودی به واحد مایع‌سازی برای اندازه‌های مختلف چیلر جذبی از شبیه‌سازی انجام شده، استخراج می‌شود. این محاسبه بر اساس آنتالپی مولی گاز طبیعی ورودی و با فرمول زیر قابل محاسبه است.

$$NG_Cost \left[\frac{\$}{MMBTU} \right] \times \frac{1}{1055056} \left[\frac{MMBTU}{kJ} \right] \times H_{EXTRANG} \left[\frac{kJ}{kgmole} \right] \times \dot{M}_{NG} \left[\frac{kgmole}{h} \right] = Feed\ Gas_Cost \left[\frac{\$}{h} \right] \quad \text{معادله ۳-۵}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} NG_Cost : \text{هزینه پایه گاز طبیعی} \\ H_{EXTRANG} : \text{آنتالپی مولی گاز طبیعی اضافی} \\ \dot{M}_{NG} : \text{دبی مولی گاز طبیعی} \\ Feed\ Gas_Cost : \text{هزینه گاز طبیعی مصرفی} \end{array} \right.$$

نتایج مربوط به هزینه‌های گاز طبیعی مصرفی در جدول ۵-۲۱ آمده است.

جدول ۵-۲۱ هزینه گاز طبیعی

ظرفیت چیلر جذبی مورد استفاده [Ton]	گاز طبیعی جهت چیلر جذبی			گاز طبیعی خوراک اضافی			هزینه نهایی گاز طبیعی [\$/h]
	انرژی مورد نیاز [kW]	دبی گاز طبیعی [kgmole/s]	هزینه گاز طبیعی مصرف شده [\$/h]	دبی گاز طبیعی ورودی [kgmole/h]	افزایش دبی گاز طبیعی نسبت به حالت پایه [kgmole/h]	هزینه گاز طبیعی مصرف شده [\$/h]	
عدم استفاده از چیلر جذبی				۴۰۵۸۶			
۵۰	۲۵۲.۹	۰.۰۰۲	۳.۷۱۱	۴۰۶۹۶	۱۱۰.۱	۳۳.۷	۳۷.۴۱
۷۰	۳۵۴.۷	۰.۰۰۲	۵.۲۰۴	۴۰۷۲۲	۱۳۶	۴۱.۶۳	۴۶.۸۳
۱۰۰	۵۰۵.۷	۰.۰۰۳	۷.۴۲	۴۰۷۶۳	۱۷۷.۵	۵۴.۳۱	۶۱.۷۳
۱۳۰	۶۵۸.۶	۰.۰۰۴	۹.۶۶۳	۴۰۸۰۰	۲۱۳.۷	۶۵.۴	۷۵.۰۷
۱۷۰	۸۶۰.۵	۰.۰۰۶	۱۲.۶۳	۴۰۸۴۶	۲۶۰.۳	۷۹.۶۷	۹۲.۳
۲۱۰	۱۰۶۲	۰.۰۰۷	۱۵.۵۸	۴۰۹۰۳	۳۱۷.۳	۹۷.۱۱	۱۱۲.۷
۲۷۰	۱۳۶۶	۰.۰۰۹	۲۰.۰۴	۴۰۹۸۱	۳۹۵	۱۲۰.۹	۱۴۰.۹
۳۵۰	۱۷۷۲	۰.۰۱۲	۲۶	۴۱۰۸۶.۲۳	۵۰۰.۲	۱۵۳.۱	۱۷۹.۱
۴۰۰	۲۰۲۵	۰.۰۱۴	۲۹.۷۱	۴۱۱۵۲	۵۶۵.۹	۱۷۳.۲	۲۰۲.۹
۴۵۰	۲۲۷۸	۰.۰۱۵	۳۳.۴۲	۴۱۲۱۹	۶۳۳.۳	۱۹۳.۸	۲۲۷.۲
۵۰۰	۲۵۳۱	۰.۰۱۷	۳۷.۱۴	۴۱۲۸۷	۷۰۰.۶	۲۱۴.۴	۲۵۱.۵
۵۵۰	۲۷۸۴	۰.۰۱۹	۴۰.۸۵	۴۱۳۵۴	۷۶۷.۹	۲۳۵	۲۷۵.۹
۶۰۰	۳۰۳۷	۰.۰۲	۴۴.۵۶	۴۱۴۰۸	۸۲۲.۳	۲۵۱.۷	۲۹۶.۲
۶۵۰	۳۲۹۰	۰.۰۲۲	۴۸.۲۷	۴۱۴۷۳	۸۸۷.۱	۲۷۱.۵	۳۱۹.۷

۵-۶-۳ قیمت فروش گاز طبیعی مایع شده در بازارهای جهانی

پس از برآورد هزینه تجهیزات تحمیلی به واحد، با توجه به اینکه طرح پیشنهادی منجر به افزایش دبی گاز طبیعی مایع شده می‌شود، به بررسی قیمت فروش این محصول در بازارهای مختلف جهانی می‌پردازیم. در واقع سود حاصل از فروش گاز طبیعی مایع شده اضافی تولید شده، در دراز مدت باید هزینه تحمیلی ناشی از اعمال طرح‌های پیشنهادی را جبران نموده و پس از این مدت زمان، این سود به عنوان سود خالص حاصل از فروش این محصول درخواهد آمد. در شکل ۵-۱۲ قیمت فروش گاز طبیعی مایع شده در نقاط مختلفی از جهان به نمایش درآمده است. همان طور که مشاهده می‌شود، قیمت فروش این محصول در منطقه شرق آسیا بیش‌تر از سایر نقاط جهان می‌باشد.



شکل ۵-۱۲ قیمت فروش گاز طبیعی مایع شده در نقاط مختلف جهان^۱

^۱ منبع: Waterbome Energy, Inc.

حال پس از شبیه سازی واحد مایع سازی و استخراج نتایج حاصل از پیش سرمایه گذاری گاز طبیعی با استفاده از چیلر جذبی و همچنین خنک سازی جریان مبردهای اول و دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی، و بدست آوردن میزان افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده، باید سود ناشی از فروش این میزان گاز طبیعی مایع شده اضافی را محاسبه نمود. همان طور که در شکل ۵-۱۲ مشاهده می شود، معیار فروش این محصول بر اساس واحد انرژی می باشد که به صورت دلار بر میلیون بی تی یو تعریف می شود. همانند روشی که برای محاسبه هزینه سوخت لازم برای چیلر جذبی توضیح داده شد، ابتدا باید این واحد را بر اساس انرژی در سیستم آحاد بین المللی یعنی ژول تبدیل نمود. با بدست آوردن آنتالپی مولی گاز طبیعی تولید شده در هر یک از حالات استفاده از چیلر جذبی در اندازه های مختلف و ضرب آن در قیمت محصول سپس حاصل ضرب آن در دبی مولی گاز طبیعی مایع شده، نرخ قیمت گاز طبیعی مایع شده بر اساس دلار بر ساعت بدست خواهد آمد.

$$LNG_Cost \left[\frac{\$}{MMBTU} \right] \times \frac{1}{1055056} \left[\frac{MMBTU}{kJ} \right] \times H_{LNG} \left[\frac{kJ}{kgmole} \right] \times \dot{M}_{EXTRA\ LNG} \left[\frac{kgmole}{h} \right] = LNG\ Increase \left[\frac{\$}{h} \right] \quad \text{معادله ۴-۵}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} LNG_Cost : \text{ قیمت فروش گاز طبیعی مایع شده} \\ H_{LNG} : \text{ آنتالپی مولی گاز طبیعی مایع شده} \\ \dot{M}_{EXTRA\ LNG} : \text{ دبی گاز طبیعی مایع شده اضافی} \\ LNG\ Increase : \text{ سود ناشی از گاز طبیعی مایع شده اضافی} \end{array} \right.$$

نتایج مربوط به میزان افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده و همچنین محاسبات اقتصادی و سود حاصل از فروش این میزان گاز طبیعی مایع شده اضافی، در جدول ۵-۲۲ و جدول ۵-۲۳ آمده است.

جدول ۵-۲۲ میزان افزایش گاز طبیعی مایع شده با استفاده از چیلر جذبی

ظرفیت چیلر جذبی مورد [Ton]	دمای گاز ورودی به واحد [درجه سانتیگراد]	دبی گاز طبیعی ورودی [kgmole/h]	آنتالپی مولی گاز طبیعی [kJ/kgmole]	دبی گاز طبیعی مایع شده [kg/h]	دبی گاز طبیعی مایع شده [kgmole/h]
عدم استفاده از چیلر جذبی	۲۴	۴۰۵۸۵.۹	-۷۵۰۹۰	۶۰۳۱۸۸	۳۳۷۵۱
۵۰	۲۳.۴۳	۴۰۶۹۶.۱	-۷۵۱۱۸	۶۰۳۷۳۵	۳۳۷۹۱
۷۰	۲۳.۳	۴۰۷۲۲	-۷۵۱۲۵	۶۰۳۸۷۹	۳۳۸۰۱
۱۰۰	۲۳.۱	۴۰۷۶۳.۴	-۷۵۱۳۴	۶۰۴۱۲۲	۳۳۸۱۷
۱۳۰	۲۲.۹۱	۴۰۷۹۹.۶	-۷۵۱۴۴	۶۰۴۲۹۷	۳۳۸۳۰
۱۷۰	۲۲.۶۵	۴۰۸۴۶.۳	-۷۵۱۵۷	۶۰۴۴۷۳	۳۳۸۴۴
۲۱۰	۲۲.۳۹	۴۰۹۰۳.۲	-۷۵۱۶۹	۶۰۴۸۸۲	۳۳۸۷۱
۲۷۰	۲۲.۰۱	۴۰۹۸۰.۹	-۷۵۱۸۸	۶۰۵۳۱۵	۳۳۹۰۱
۳۵۰	۲۱.۵۱	۷۹۳۲۰.۰	-۷۵۲۱۳	۶۰۵۸۷۳	۳۳۹۴۰
۴۰۰	۲۱.۱۹	۴۱۱۵۱.۹	-۷۵۲۲۹	۶۰۶۲۸۸	۳۳۹۶۸
۴۵۰	۲۰.۸۷	۴۱۲۱۹.۲	-۷۵۲۴۵	۶۰۶۶۹۸	۳۳۹۹۵
۵۰۰	۲۰.۵۶	۴۱۲۸۶.۵	-۷۵۲۶۰	۶۰۷۰۵۳	۳۴۰۲۰
۵۵۰	۲۰.۲۴	۴۱۳۵۳.۹	-۷۵۲۷۶	۶۰۷۵۲۲	۳۴۰۵۰
۶۰۰	۱۹.۹۳	۴۱۴۰۸.۲	-۷۵۲۹۱	۶۰۷۵۴۳	۳۴۰۵۸
۶۵۰	۱۹.۶۲	۴۱۴۷۳	-۷۵۳۰۷	۶۰۷۸۶۶	۳۴۰۸۱

جدول ۵-۲۳ سود ناشی از فروش گاز طبیعی مایع شده اضافی

ظرفیت چیلر جذبی [Ton]	افزایش دبی گاز طبیعی مایع شده نسبت به حالت پایه [kg/h]	افزایش دبی گاز طبیعی مایع شده نسبت به حالت پایه [kgmole/h]	آنتالپی مولی گاز طبیعی مایع شده [kJ/kgmole]	درصد افزایش گاز طبیعی مایع شده [%]	سود ناشی از افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده [\$/h]
عدم استفاده از چیلر جذبی		-	۸۵۹۷۷		
۵۰	۵۴۷.۰۸	۳۹.۷۲۱	۸۵۹۶۵	۰.۰۹۰۷	۴۲.۰۷
۷۰	۶۹۱.۳۳	۴۹.۷۸۷	۸۵۹۶۲	۰.۱۱۴۶۱	۵۲.۷۳
۱۰۰	۹۳۴.۱۶	۶۶.۴۷۴	۸۵۹۵۶	۰.۱۵۴۸۷	۷۰.۴۰
۱۳۰	۱۱۰۹.۶۶	۷۹.۲۷۳	۸۵۹۵۲	۰.۱۸۳۹۷	۸۳.۹۶
۱۷۰	۱۲۸۵.۶۷	۹۳.۳۵۳	۸۵۹۴۸	۰.۲۱۳۱۵	۹۸.۸۶
۲۱۰	۱۶۹۴.۶۵	۱۱۹.۷۹	۸۵۹۴۰	۰.۲۸۰۹۵	۱۲۶.۸۵
۲۷۰	۲۱۲۷.۹۸	۱۴۹.۸۶	۸۵۹۳۰	۰.۳۵۲۷۹	۱۵۸.۶۷
۳۵۰	۲۶۸۵.۴۸	۱۸۸.۹۲	۸۵۹۱۸	۰.۴۴۵۲۱	۲۰۰.۰۰
۴۰۰	۳۱۰۰.۸۷	۲۱۶.۸	۸۵۹۱۰	۰.۵۱۴۰۸	۲۲۹.۴۹
۴۵۰	۳۵۱۰.۹۵	۲۴۴.۳۹	۸۵۹۰۱	۰.۵۸۲۰۷	۲۵۸.۶۷
۵۰۰	۳۸۶۵.۲۱	۲۶۹.۲۸	۸۵۸۹۴	۰.۶۴۰۸	۲۸۵.۰۰
۵۵۰	۴۳۳۴.۹۴	۲۹۹.۶۷	۸۵۸۸۵	۰.۷۱۸۶۷	۳۱۷.۱۲
۶۰۰	۴۳۵۵.۵۱	۳۰۶.۹۴	۸۵۸۸۲	۰.۷۲۲۰۸	۳۲۴.۸۰
۶۵۰	۴۶۷۸.۴۱	۳۲۹.۹	۸۵۸۷۴	۰.۷۷۵۶۲	۳۴۹.۰۷

نتایج حاصله برای سود ناشی از فروش گاز طبیعی مایع شده اضافی، همان طور که در ستون آخر از جدول جدول ۵-۲۳ مشخص است، در واحد دلار بر ساعت محاسبه شده است. از بخش‌های قبلی نیز به یاد داریم که هزینه گاز طبیعی مصرفی در بخش خوراک و سوخت لازم برای چیلر جذبی نیز در همین واحد محاسبه

شد. پس می‌توان در ادامه، نرخ خالص سود ناشی از فروش گاز طبیعی مایع شده اضافی را از اختلاف میان این دو مقدار به دست آورد. همچنین با توجه به واحد، می‌توان مدت زمان لازم جهت دستیابی به هزینه سرمایه گذاری اولیه تحمیلی ناشی از به کار بردن چیلر جذبی را محاسبه نمود.

۴-۶-۵ نتایج

پس از محاسبه هزینه‌های تحمیلی به واحد مایع سازی بر اثر اعمال تغییرات و اضافه نمودن چیلر جذبی و دیگر تجهیزات، و همچنین در نظر گرفتن قیمت فروش گاز طبیعی مایع شده جهت محاسبه سود ناشی از افزایش دبی گاز طبیعی، و در نتیجه افزایش دبی گاز طبیعی مایع شده، حال می‌توان مدت زمان بازگشت سرمایه تحمیلی بر اثر اعمال تغییرات را محاسبه نمود.

همان طور که اشاره شد، دو فرضیه استفاده از تلفات حرارتی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی و عدم استفاده از آن را برای بررسی مدنظر قرار می‌دهیم. متعاقباً در صورت عدم استفاده از تلفات حرارتی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی، باید سوختی را به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی بسوزانیم که هزینه مربوط به آن را نیز باید در نظر بگیریم. هزینه‌های مربوط به گاز طبیعی برای این امر محاسبه شده است. در ادامه به بررسی هر یک از این دو فرضیه می‌پردازیم.

۴-۶-۵ نتایج بر پایه عدم استفاده از تلفات حرارتی

در این حالت، باید سوختی را جهت منبع حرارتی چیلر جذبی در نظر بگیریم که توجه به در دسترس بودن گاز طبیعی در چنین واحدایی، این سوخت انتخاب می‌شود. روابط مربوط به طریقه محاسبه هزینه‌های ناشی از استفاده از این منبع حرارتی د قسمت ۴-۶-۵-۱ توضیح داده شد. این میزان هزینه جاری از درآمد ناشی

از فروش گاز طبیعی مایع شده اضافی تولید شده بر اثر استفاده از چیلر جذبی، کسر خواهد شد. با استفاده از روابط بیان شده در قسمت‌های قبلی جهت محاسبه هزینه گاز طبیعی خوراک و فروش گاز طبیعی مایع شده اضافی، مقادیر آن را محاسبه می‌نماییم. هزینه تجهیزات تحمیلی نیز در قسمت‌های قبلی بیان شده است. حال می‌توان مدت زمان بازگشت سرمایه تحمیلی ناشی از استفاده از چیلر جذبی جهت پیش سرمایش گاز طبیعی را محاسبه نمود. نتایج در جدول ۵-۲۴ نمایش داده شده است.

جدول ۵-۲۴ نتایج بازگشت سرمایه تحمیلی

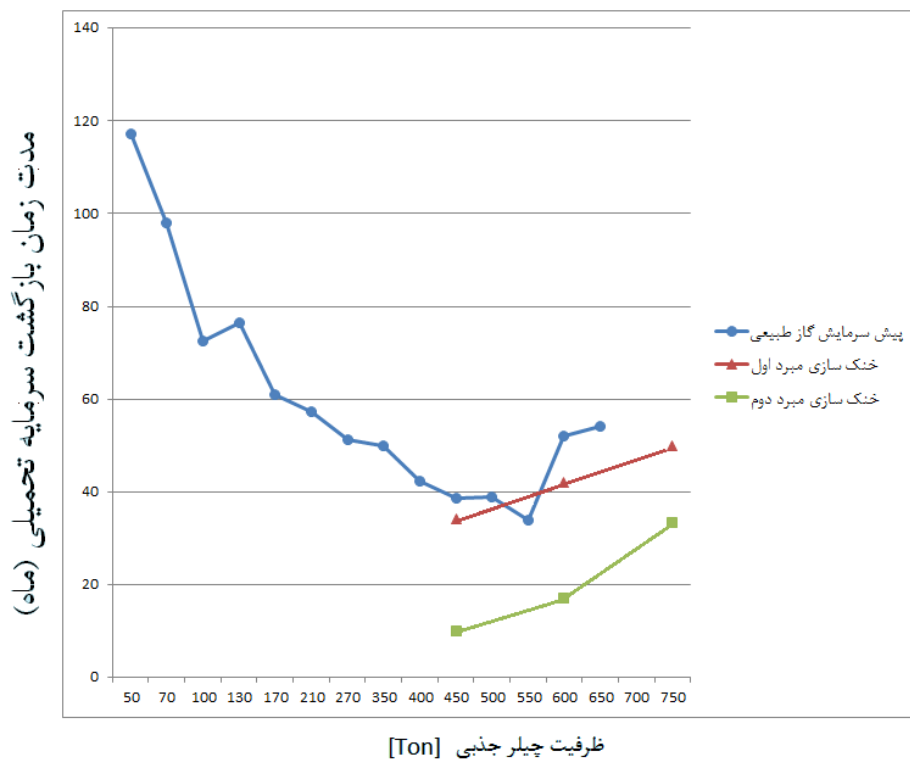
ظرفیت چیلر جذبی [Ton]	دمای گاز ورودی به واحد [درجه سانتیگراد]	سود ناشی از افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده [\$h]	هزینه نهایی گاز طبیعی [\$h]	اختلاف میان سود ناشی از گاز طبیعی مایع شده و هزینه گاز طبیعی مصرف شده [\$h]	نسبت هزینه تجهیزات به ظرفیت چیلر جذبی [\$/Ton]	مدت زمان بازگشت سرمایه [ماه]
عدم استفاده از چیلر جذبی	۲۴					
۵۰	۲۳.۴	۴۲.۰۷	۳۷.۴۱	۴.۶۶	۷۸۶۵	۱۱۷.۱۵
۷۰	۲۳.۳	۵۲.۷۳	۴۶.۸۳	۵.۹۰	۵۹۵۹.۲۹	۹۸.۱۴
۱۰۰	۲۳.۱	۷۰.۴۰	۶۱.۷۳	۸.۶۸	۴۵۳۰	۷۲.۵۱
۱۳۰	۲۲.۹	۸۳.۹۶	۷۵.۰۷	۸.۸۹	۳۷۶۰.۳۸	۷۶.۳۸
۱۷۰	۲۲.۷	۹۸.۸۶	۹۲.۳۰	۶.۵۷	۳۱۵۶.۷۶	۶۱.۰۰
۲۱۰	۲۲.۴	۱۲۶.۸۵	۱۱۲.۶۹	۱۴.۱۶	۲۷۸۳.۱	۵۷.۳۴
۲۷۰	۲۲	۱۵۸.۶۷	۱۴۰.۹۳	۱۷.۷۵	۲۴۳۰.۱۹	۵۱.۳۵
۳۵۰	۲۱.۵	۲۰۰.۰۰	۱۷۹.۰۷	۲۰.۹۲	۲۱۴۷.۸۶	۴۹.۹۰
۴۰۰	۲۱.۲	۲۲۹.۴۹	۲۰۲.۹۱	۲۶.۵۹	۲۰۲۸.۷۵	۴۲.۴۰
۴۵۰	۲۰.۹	۲۵۸.۶۷	۲۲۷.۲۲	۳۱.۴۵	۱۹۴۳.۳۳	۳۸.۶۲
۵۰۰	۲۰.۶	۲۸۵.۰۰	۲۵۱.۵۴	۳۳.۴۵	۱۸۷۵	۳۸.۹۲
۵۵۰	۲۰.۲	۳۱۷.۱۲	۲۷۵.۸۶	۴۱.۲۶	۱۸۲۵	۳۳.۷۹
۶۰۰	۱۹.۹	۳۲۴.۸۰	۲۹۶.۲۲	۲۸.۵۸	۱۷۸۳.۳۳	۵۲.۰۰
۶۵۰	۱۹.۶	۳۴۹.۰۷	۳۱۹.۷۵	۲۹.۳۳	۱۷۵۴.۰۸	۵۴.۰۰

مدت زمان لازم جهت بازگشت سرمایه تحمیلی اولیه بر حسب ماه در ستون آخر از جدول ۵-۲۴ نشان داده شده است، واضح است که پس از گذشت این مدت زمان، افزایش فروش گاز طبیعی مایع تولید شده اضافی پس از کسر هزینه مربوط به گاز طبیعی مصرفی، به صورت سود خالص در اختیار واحد خواهد بود. به عنوان مثال با توجه به نتایج به دست آمده، در حالت استفاده از چیلر جذبی با ظرفیت ۶۵۰ تن که منجر به کاهش دمای گاز طبیعی تا حدود ۱۹.۶ درجه سانتی‌گراد می‌شود، هزینه‌های تحمیلی در زمان اعمال تغییرات پیشنهادی در مدت زمانی حدود ۵۴ ماه که معادل چهار سال و نیم می‌باشد، هزینه‌های اساسی تحمیلی بر اثر اجرای طرح جبران شده و پس از این زمان نیز افزایش سود خالص ناشی از فروش گاز طبیعی مایع شده با نرخ معادل ۲۹.۳۲۵ دلار بر ساعت به صورت افزایش درآمد واحد در خواهد آمد.

به طور کلی با توجه به نتایج بدست آمده، مشاهده می‌شود که در حالت کلی بازگشت سرمایه تحمیلی ناشی از تجهیزات به کار رفته در صورت استفاده از چیلر جذبی جهت پیش‌سرمایش گاز طبیعی ورودی به واحد مایع‌سازی گاز طبیعی، در طولانی‌ترین زمان، چیزی حدود ۹ سال به طول می‌انجامد که این مدت زمان مربوط به استفاده از کوچک‌ترین ظرفیت چیلر جذبی می‌باشد و همان‌طور که اشاره شد، در صورت استفاده از ظرفیت ۶۵۰ تن چیلر جذبی، این مدت زمان به چیزی حدود ۴ سال کاهش می‌یابد. دلیل این اختلاف زیاد زمانی میان کوچک‌ترین و بزرگ‌ترین ظرفیت چیلر جذبی بررسی شده اینست که در صورت استفاده از چیلر با ظرفیت‌های پایین نیز، باید تجهیزات اولیه مورد نیاز با حداقل ظرفیت‌ها در واحد مایع‌سازی گاز طبیعی به کار گرفته شود که مستلزم محاسبه هزینه آن می‌باشیم که نتیجه آن طولانی شدن زمان بازگشت سرمایه تحمیلی می‌باشد.

محاسبات مشابه در حالت استفاده از چیلر جذبی برای خنک‌سازی جریان‌های مبرد اول و دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی نیز همانند حالت پیش‌سرمایش گاز طبیعی صورت گرفته است.

حال جهت مقایسه بهتر نتایج حاصل از سه طرح پیشنهادی شامل سرمایه‌گذاری گاز طبیعی، خنک‌سازی مبرد اول پیش از ورود به مبدل حرارتی و خنک‌سازی مبرد دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی، مدت زمان بازگشت سرمایه تحمیلی ناشی از استفاده از چیلر جذبی در حالتی که از تلفات حرارت به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی استفاده نشده و گاز طبیعی منبع حرارتی آن می‌باشد، نتایج مدت زمان بازگشت سرمایه سه طرح در شکل ۵-۱۳ آمده است.



شکل ۵-۱۳ مقایسه نتایج برای سه طرح پیشنهادی در حالت عدم استفاده از تلفات حرارتی

همان‌طور که از نتایج حاصل در شکل ۵-۱۳ مشخص است، در حالت استفاده از چیلر جذبی جهت خنک‌سازی جریان مبرد دوم، بازگشت سرمایه تحمیلی سریع‌تر صورت می‌گیرد. با توجه به اینکه هزینه مربوط به

تجهیزات تحمیلی و هزینه مربوط به گاز طبیعی جهت منبع حرارتی چیلر جذبی در دو حالت خنک سازی جریان مبرد اول و دوم یکسان در نظر گرفته شده است، دلیل این اختلاف در بازگشت سرمایه در حالت خنک سازی جریان مبرد دوم، بیش تر بودن درصد افزایش گاز طبیعی مایع شده در تمامی ظرفیت‌های چیلر جذبی مورد استفاده و در نتیجه آن، افزایش درآمد ناشی از فروش این میزان محصول بیش تر می‌باشد.

علت وجود نقطه بهینه در نمودار ترسیم شده برای هر سه حالت، افزایش هزینه تجهیزات تحمیلی ناشی از استفاده از چیلر جذبی در ظرفیت‌های بزرگ تر می‌باشد. به طوری که نرخ سود حاصل از افزایش تولید گاز طبیعی مایع شده، در ظرفیت‌های کم تر از حدود ۵۵۰ تن چیلر جذبی، بیش از نرخ افزایش قیمت تجهیزات مربوط می‌باشد، در حالی که با افزایش ظرفیت چیلر جذبی در ظرفیت‌های بالای ۵۵۰ تن، نرخ افزایش این تجهیزات بیش تر بوده و موجب بوجود آمدن نقطه بهینه جهت انتخاب ظرفیت چیلر جذبی مورد نظر خواهد شد.

۵-۶-۴-۲ نتایج بر پایه استفاده از تلفات حرارتی

در این حالت، از تلفات حرارتی که اکثرا در چنین واحدهایی وجود دارد، به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی استفاده خواهد شد. منبع اصلی این تلفات حرارتی می‌تواند حرارت خروجی از توربین‌های گازی که به عنوان گرداننده‌های کمپرسورهای واحد تراکم مایع سازی گاز طبیعی به کار می‌روند، و یا دیگر تلفات حرارتی باشد. تلفات حرارتی در توربین‌های گازی به قدری بالاست که در اکثر موارد استفاده از آن، به نحوی سعی بر استفاده از این میزان تلفات حرارتی می‌باشد. در نتیجه در این حالت، نیازی به محاسبه هزینه گاز طبیعی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی نمی‌باشد، و تنها به محاسبه هزینه گاز طبیعی خوراک اضافی که به منظور افزایش دبی گاز طبیعی ورودی به واحد از آن استفاده می‌شود، می‌پردازیم.

جهت استفاده از تلفات حرارتی برای گرم کردن آب از ۸۰ درجه سانتی‌گراد تا ۹۵ درجه سانتی‌گراد که به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی استفاده می‌شود، از بویلر استفاده می‌شود. هزینه مربوط به این تجهیز با هزینه بویلری که در حالت عدم استفاده از تلفات حرارتی، برای سوزاندن گاز طبیعی از آن استفاده شد، متفاوت است که این اختلاف هزینه را نیز در نظر خواهیم گرفت. نتایج برای حالت پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی گاز طبیعی در جدول ۵-۲۵ آمده است.

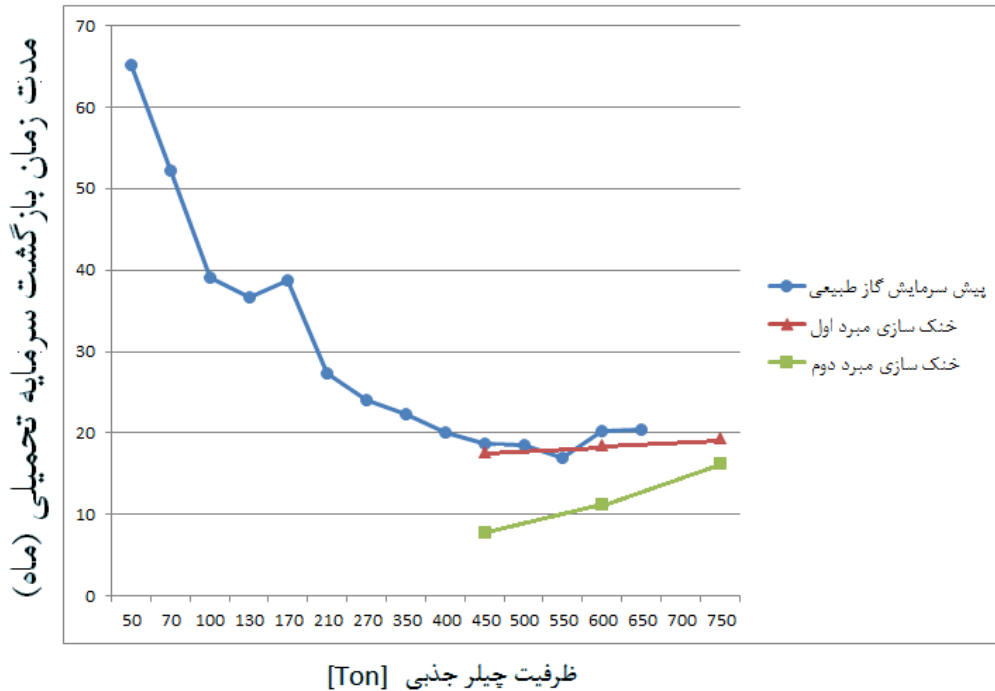
جدول ۵-۲۵ نتایج حاصل برای پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی در حالت عدم استفاده از تلفات حرارتی

ظرفیت چیلر جذبی [Ton]	دمای گاز ورودی به واحد [درجه سانتیگراد]	سود ناشی از افزایش تولید مایع طبیعی شده [\$/h]	هزینه گاز طبیعی مصرف شده [\$/h]	اختلاف میان سود ناشی از گاز طبیعی مایع شده و هزینه گاز طبیعی مصرف شده [\$/h]	نسبت هزینه تجهیزات به ظرفیت چیلر جذبی [\$/Ton]	مدت زمان بازگشت سرمایه [ماه]
عدم استفاده از چیلر جذبی	۲۴					
۵۰	۲۳.۴۳	۴۲.۰۷۳	۳۳.۷۰۰	۸.۳۷۲	۷۸۶۵.۰۰	۶۵.۲۳
۷۰	۲۳.۳	۵۲.۷۳۳	۴۱.۶۲۶	۱۱.۱۰۷	۵۹۵۹.۲۹	۵۲.۱۶
۱۰۰	۲۳.۱	۷۰.۴۰۳	۵۴.۳۰۷	۱۶.۰۹۶	۴۵۳۰.۰۰	۳۹.۰۹
۱۳۰	۲۲.۹۱	۸۳.۹۵۶	۶۵.۴۰۳	۱۸.۵۵۲	۳۷۶۰.۳۸	۳۶.۶۰
۱۷۰	۲۲.۶۵	۹۸.۸۶۱	۷۹.۶۶۹	۱۹.۱۹۱	۳۱۵۶.۷۶	۳۸.۸۴
۲۱۰	۲۲.۳۹	۱۲۶.۸۴۶	۹۷.۱۰۶	۲۹.۷۳۹	۲۷۸۳.۱۰	۲۷.۲۹
۲۷۰	۲۲.۰۱	۱۵۸.۶۷۳	۱۲۰.۸۸۳	۳۷.۷۸۹	۲۴۳۰.۱۹	۲۴.۱۲
۳۵۰	۲۱.۵۱	۱۹۹.۹۹۸	۱۵۳.۰۷۴	۴۶.۹۲۳	۲۱۴۷.۸۶	۲۲.۲۵
۴۰۰	۲۱.۱۹	۲۲۹.۴۹۰	۱۷۳.۱۹۳	۵۶.۲۹۶	۲۰۲۸.۷۵	۲۰.۰۲
۴۵۰	۲۰.۸۷	۲۵۸.۶۷۳	۱۹۳.۸۰۰	۶۴.۸۷۲	۱۹۴۳.۳۳	۱۸.۷۲
۵۰۰	۲۰.۵۶	۲۸۴.۹۹۶	۲۱۴.۴۰۷	۷۰.۵۸۸	۱۸۷۵.۰۰	۱۸.۴۵
۵۵۰	۲۰.۲۴	۳۱۷.۱۱۸	۲۳۵.۰۱۴	۸۲.۱۰۳	۱۸۲۵.۰۰	۱۶.۹۸
۶۰۰	۱۹.۹۳	۳۲۴.۷۹۹	۲۵۱.۶۵۹	۷۳.۱۴۰	۱۷۸۳.۳۳	۲۰.۳۲
۶۵۰	۱۹.۶۲	۳۴۹.۰۶۹	۲۷۱.۴۷۳	۷۷.۵۹۶	۱۷۵۴.۰۸	۲۰.۴۱

با توجه به نتایج به دست آمده، مدت زمان بازگشت سرمایه تحمیلی ناشی از استفاده از چیلر جذبی جهت پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی در واحد ماه در ستون آخر محاسبه شده است. همان طور که انتظار می‌رفت، این بازگشت سرمایه تحمیلی، سریع‌تر از حالت عدم استفاده از تلفات حرارتی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی، صورت خواهد گرفت و دلیل آن نیز کاهش هزینه‌های جاری به دلیل عدم استفاده از گاز طبیعی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی می‌باشد.

از جمله دیگر مزایای استفاده از تلفات حرارتی، کاهش آلودگی محیط زیست به دلیل عدم سوزاندن گاز طبیعی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی می‌باشد. با توجه به شرایط امروزی زیست محیطی، کاهش هرگونه آلاینده‌ها در چنین واحدهایی، از مزایای ویژه آن محسوب خواهد شد.

همانند نتایج حاصل از عدم استفاده از تلفات حرارتی، در حالت استفاده از تلفات حرارتی نیز نتایج حاصل از پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی، خنک سازی جریان مبرد اول پیش از ورود به مبدل حرارتی و خنک سازی جریان مبرد دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی جهت مقایسه بهتر مدت زمان بازگشت سرمایه تحمیلی ناشی از استفاده از چیلر جذبی در شکل ۵-۱۴ آمده است.



شکل ۵-۱۴ مقایسه نتایج بازگشت سرمایه برای سه طرح پیشنهادی در حالت استفاده از تلفات حرارتی

نتایج نشان می‌دهند که در حالت استفاده از تلفات حرارتی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی، مدت زمان بازگشت سرمایه تحمیلی ناشی از استفاده از چیلر جذبی حدوداً به نصف کاهش پیدا می‌کند که بیانگر برتری این فرضیه در مقابل فرضیه عدم استفاده از تلفات حرارتی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی می‌باشد.

همانند نتایج حاصل از فرضیه عدم استفاده از تلفات حرارتی، در فرضیه استفاده از تلفات حرارتی نیز خنک‌سازی جریان مبرد دوم سریع‌ترین بازگشت سرمایه تحمیلی ناشی از استفاده از چیلر جذبی را به خود اختصاص داده است. دلیل وجود نقطه بهینه در ظرفیت چیلر جذبی نیز همان طور که توضیح داده شد، افزایش نرخ هزینه مربوط به تجهیزات ناشی از استفاده از چیلر جذبی در ظرفیت‌های بالاتر از ۵۵۰ تن چیلر جذبی می‌باشد.

با استفاده از نتایج حاصله می‌توان محدوده ظرفیت بهینه چیلر جذبی جهت پیش‌سرمایش گاز طبیعی ورودی به واحد مایع‌سازی، خنک‌سازی جریان مبرد اول پیش از ورود به مبدل حرارتی و خنک‌سازی جریان مبرد دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی مشخص نمود.

۷-۵ خلاصه نتایج

کلیه نتایج حاصل از طرح‌های پیشنهادی که در فصل تئوری مباحث مطرح توضیح داده شده بود، در قسمت‌های قبلی آورده شدند. در پایان بار دیگر خلاصه‌ای از نتایج حاصل به منظور جمع‌بندی مباحث مطرح، به اختصار بیان می‌شوند.

- نظریه کاهش دمای گاز طبیعی ورودی به واحد مایع‌سازی گاز طبیعی مورد ارزیابی قرار گرفت. همان‌طور که پیش‌بینی می‌شد، با انجام این کار، دمای محصول یا همان گاز طبیعی مایع شده، از میزان مورد نظر سردتر خواهد شد که توانایی افزایش دبی گاز طبیعی ورودی به واحد مایع‌سازی را در اختیار قرار می‌دهد. سرد‌سازی در این مرحله با استفاده از چیلر جذبی مورد ارزیابی قرار گرفت. افزایش دبی جریان گاز طبیعی منجر به افزایش دبی گاز طبیعی مایع شده خواهد شد.
- بررسی تغییرات فشار گاز طبیعی ورودی به واحد مایع‌سازی گاز طبیعی مورد ارزیابی قرار گرفت. نتایج نشان‌دهنده سردتر شدن گاز طبیعی مایع شده تولیدی با افزایش فشار گاز طبیعی ورودی به واحد مایع‌سازی گاز طبیعی بود. با افزایش دبی جریان گرم یا همان گاز طبیعی ورودی به واحد مایع‌سازی، دمای محصول به حالت قبلی بازگردانده شد. تغییرات در این بخش منجر به افزایش دبی گاز طبیعی مایع شده در واحد شد.

- با استفاده از تعریف اگزرژی به تحلیل عملکرد مبدل حرارتی که از مهم‌ترین تجهیزات واحد مایع سازی گاز طبیعی می‌باشد، پرداخته شد. در این بررسی به میزان تغییرات نابودی اگزرژی در مبدل حرارتی پیش از استفاده از چیلر جذبی جهت پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی و پس از آن پرداخته شد. نتایج نشان دهنده کاهش میزان نابودی اگزرژی پس از استفاده از چیلر جذبی برای پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی می‌باشند.
- بررسی مشابه اگزرژی در پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی برای حالت افزایش فشار گاز طبیعی ورودی نیز بررسی شد. نتایج نشان دهنده کاهش میزان نابودی اگزرژی تنها در مبدل حرارتی ۳ که آخرین مبدل حرارتی مربوط به پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی می‌باشد، بوده و در دیگر مبدل‌های حرارتی، میزان نابودی اگزرژی افزایش پیدا کرده که نشان دهنده عملکرد نامطلوب مبدل حرارتی در این حالت می‌باشد.
- نظریه استفاده از چیلر جذبی برای خنک سازی دیگر جریان‌های گرم موجود در واحد مایع سازی گاز طبیعی که در محدوده دمایی ممکن برای سرد شدن توسط چیلر جذبی می‌باشند، مورد ارزیابی قرار گرفت. جریان مبردهای اول و دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی برای این بررسی انتخاب شدند. با این کار بار دیگر جریان گاز طبیعی مایع شده سردتر از میزان مورد نیاز بوده که با افزایش دبی گاز طبیعی ورودی به واحد مایع سازی، از این میزان حجم تبرید اضافی تولید شده در واحد استفاده خواهیم نمود که منجر به افزایش دبی گاز طبیعی مایع شده خواهد شد. نتایج مربوط به سرمایه‌گذاری مبرد دوم که در آن میزان افزایش گاز طبیعی مایع شده بیش‌تر می‌باشد، مطلوب‌تر است.

- نظریه حذف مرحله اول از مراحل سه گانه پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی مورد ارزیابی قرار گرفت. در این نظریه پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی بوسیله چیلر جذبی تا محدوده دمایی که مرحله اول پیش سرمایه‌گذاری آن را خنک می‌کند، مورد بررسی قرار گرفت. این تغییرات منجر به حذف یکی از کمپرسورهای مرحله پیش سرمایه‌گذاری شده و در مجموع توان مصرفی واحد مایع‌سازی گاز طبیعی تا حدود شانزده درصد کاهش پیدا خواهد کرد.

- بررسی اقتصادی نظریه‌های مطرح شده مورد ارزیابی قرار گرفته است. نتایج در مورد سه نظریه پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی ورودی به واحد و سرمایه‌های مبردهای اول و دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی بررسی شده‌اند. نتایج در دو حالت استفاده و عدم استفاده از تلفات حرارتی به عنوان منبع حرارتی چیلر جذبی بیان شده‌اند. مدت زمان بازگشت سرمایه تحمیلی بر اثر استفاده از چیلر جذبی بررسی شد است. در هر سه نظریه استفاده از تلفات حرارتی باعث سریع‌تر شدن بازگشت سرمایه تحمیلی خواهد شد. سرمایه‌های مبرد دوم پیش از ورود به مبدل حرارتی، سریع‌ترین بازگشت سرمایه در هر یک از ظرفیت‌های چیلر جذبی را داراست. با توجه به افزایش نرخ تجهیزات تحمیلی بر اثر استفاده از چیلر جذبی در ظرفیت‌های بزرگ‌تر در مقایسه با سود خالص ناشی از افزایش میزان گاز طبیعی مایع تولید شده، نقطه بهینه جهت انتخاب بهترین ظرفیت چیلر جذبی جهت بازگشت سریع‌تر سرمایه تحمیلی بوجد خواهد آمد.

منابع

۱. *LNG*، فناوری پر دردسر ولی سودآور. م. رجائی، ضمیمه پایگاه اینترنتی مشاوران جوان وزیر نفت، جلد

بسته آموزشی ۲.

2. *Liquefaction Technology; Developments through History*. **Paul Bosma, Rob Klein Nagelvoort**, 1st Annual Gas Processing Symposium, 2009.

3. *On the design of environmentally benign refrigerant mixtures: A mathematical programming approach*. **Duvedi, A. and Achenie, L.E.K**, Computer and Chemical Engineering, Vol. 21. No. 8, pp. 915–923, 1997.

4. **DASH, SUNIL MANOHAR**. *STUDY OF CRYOGENIC CYCLES WITH ASPEN-HYSYS SIMULATIONS*, Department of Mechanical Engineering, National Institute of Technology Rourkela, 2009. Bachelor thesis.

5. **HASAN, M. M. FARUQUE**. *MODELING AND OPTIMIZATION OF A LIQUEFIED NATURAL GAS PROCESS*, NATIONAL UNIVERSITY OF SINGAPORE, 2010. PhD. thesis.

6. **SAPUAN, ROSLINA BTE**. *SIMULATION & DATA VALIDATION OF SMALL-SCALE LNG SYSTEM*. Malaysia Pahang : Faculty of Chemical & Natural Resources Engineering University, 2008. Bachelor thesis.

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

8. *Modelling and optimization of the C3MR process for liquefaction of natural gas*. **Helgestad, Dag-Erik**, TKP 4550 Process Systems Engineering, 2009.

9. *Waste Heat Utilization in the Oil & Gas Industry*. **Amir Mortazavi, Abdullah Alabdulkarem, Yunho Hwang, Reinhard Radermacher**, Center for Environmental Energy Engineering.

10. **A.Fredheim, O. Jørstad.** *Coil, A Model For Simulation of Spiral Wpound LNG Heat Exchangers.*
11. *Optimization of Plate Fin Heat Sinks Using Entropy Generation Minimization.* **J. Richard Culham, Yuri S. Muzychka,** IEEE TRANSACTIONS ON COMPONENTS AND PACKAGING TECHNOLOGIES, 2001, Vol. 24, NO. 2.
12. *Exergy Analysis of Single Mixed Refrigerant Process Used in LNG Plant.* **A.dolatshahi, M.amidpour,** 7th National Energy Congress, 2009. B01124.
13. *Exergy analysis of liquefied natural gas cold energy recovering cycles.* **Wang Qiang, Li Yanzhong and Chen Xi.** Int. J. Energy Res., INTERNATIONAL JOURNAL OF ENERGY RESEARCH, 2005. 29:65–78.
14. *OPTIMIZATION OF THE C3MR CYCLE WITH GENETIC ALGORITHM.* **Hamidreza Taleshbahrami, Hamid Saffari.** s.l. : Transactions of the Canadian Society for Mechanical Engineering, 2010, Vol. 34, No. 3–4.
15. **Chrétien, Christophe Thomas and Denis.** *IMPROVING ENERGY EFFICIENCY OF LNG PLANTS,* TOTAL E&P – LNG Group, 2009.
16. **Somers, Christopher.** *SIMULATION OF ABSORPTION CYCLES FOR INTEGRATION INTO REFINING PROCESSES,* Masters of Science, 2009.
17. *Ammonia-Water Absorption Machines for Refrigeration: Theoretical and Real Performances.* **Lazzarin, R.M., Gasparella, A., Longo, G.A.** No. 4, International Journal of Refrigeration, 1996, Vol. 19. pp. 239-246.
18. **Radermacher, Dr. Reinhard.** *SIMULATION OF ABSORPTION CYCLES FOR INTEGRATION INTO REFINING PROCESSES.* Masters of Science : Christopher Somers, 2009.
19. *Performance Analysis and Evaluation of a Commercial Absorption-Refrigeration Water-Ammonia (ARWA) System.* **Darwish, N., Al-Hashimi, S., Al-Mansoori, A.** No. 7, International Journal of Refrigeration, Vol. 31. pp.1214-1223.

20. **Peng, D., Robinson, D.** *A New Two-Constant Equation of State*. s.l. : Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals, 1976.

۲۱. تحلیل و بهینه سازی سیکل ترکیبی (برایتون-رنکین) با استفاده از مفهوم اگزرژی. س.م. عجم ح. و فراهت س. و سیدی. سیزدهمین کنفرانس سالانه (بین المللی) مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی اصفهان، ۱۳۸۴.

22. *Exergy analysis of multistage cascade low temperature refrigeration systems used in olefin plants*. **M. Mafi, S.M. Mousavi Naeynian, M. Amidpour**, international journal of refrigeration, 2009. 32, 279–294.

23. **Aravind, P.V.** *EXERGY ANALYSIS*. TU Munich : Delft University of Technology. Visiting Lecturer.

24. **Béatrice Fischer, Murtaza Khakoo.** *Plate-fin heat exchanger-An Ideal Platform for LNG Process Innovation*.

25. **Shukri, Dr. Tariq.** *LNG Liquefaction Technology Selection*, HYDROCARBON ENGINEERING, 2004.

26. *A REALISTIC DYNAMIC MODELING APPROACH TO SUPPORT LNG PLANT COMPRESSOR OPERATIONS*. **Jihong Wu, Jeffrey Feng, Surajit Dasgupta, Ian Keith**, LNG journal, 2007.

Abstract

Natural gas is one of the cleanest energy sources which used in so many fields as industrial, household and transporting. Exhaust of this energy is very low and so friendly with nature and has little destructive effects on environment. The Sources of this energy are focuses in some areas and other countries need this energy are so far from them, therefore some strategies needed to export it to the other area.

Two ways are usually used to export natural gas, first using pipeline to export it to destinations. This strategy usually use for short distance. For longer routes, usually using the other strategy which is liquefying natural gas. This method cause to reduce volume of natural gas about 1/600 and make it easy to export with special ships.

Several methods exist to liquefying natural gas that each one has different equipment and capacity of produce. The recent methods have larger capacity.

Liquefying natural gas consume high rate of energy. Therefore find strategies to reduce the rate of energy consumption help to have an economical and cheap unit of liquefying natural gas.

Absorption chiller is a system which use from heat to creation cooling. Possibility of using an absorption chiller to cooling natural gas in a liquefying natural gas unit will survey.



Shahrood University of Technology

Mechanical Engineering Faculty

**Technical and Economic Reviews of Liquefied Natural Gas and
Cost Reduction Strategies**

Ali Aliakbari Samani

**Supervisor:
Dr. Mahmood Farzaneh Gord**

Date: February 2013