

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشکده‌ی مهندسی مکانیک

گروه سیستم‌های انرژی

تحلیل پینچ و انرژی و بهبود عملکرد فرآیند مایع‌سازی گاز طبیعی

توسط مبرد مخلوط به همراه پیش‌سرمایش پروپان

دانشجو:

امین حجبی

استاد راهنما:

دکتر محمود چهارطاقی

استاد مشاور:

دکتر مصطفی کاهانی

پایان‌نامه ارشد جهت اخذ درجه‌ی کارشناسی ارشد

ماه و سال انتشار:

بهمن ۹۵

شماره: ۱۲۲ / ۲۹۶ / د

تاریخ:

۱۳۹۶ / ۴ / ۱۷

ویرایش:

باسمه تعالی



مدیریت تحصیلات تکمیلی

فرم شماره ۷: صورتجلسه نهایی دفاع از پایان نامه دوره کارشناسی ارشد

با تأییدات خداوند متعال و با استعانت از حضرت ولی عصر (عج) ارزیابی جلسه دفاع از پایان نامه کارشناسی ارشد خانم / آقای امین حجبی به شماره دانشجویی ۹۲۳۴۱۵۴ رشته مکانیک گرایش سیستم های انرژی تحت عنوان تحلیل پینچ و انرژی و بهبود عملکرد فرایند مایع سازی گاز طبیعی توسط مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایه گذاری پروپان که در تاریخ ۹۵/۱۱/۱۷ با حضور هیأت محترم داوران در دانشگاه صنعتی شاهرود برگزار گردید به شرح ذیل اعلام می گردد:

قبول (با درجه: <b>بسیار خوب امتیاز ۷۷.۵۹</b> ) <input checked="" type="checkbox"/>	دفاع مجدد <input type="checkbox"/>	مردود <input type="checkbox"/>
نوع تحقیق: نظری <input checked="" type="checkbox"/>	عملی <input type="checkbox"/>	

۲- بسیار خوب (۱۸ - ۱۸/۹۹)

۱- عالی (۲۰ - ۱۹)

۴- قابل قبول (۱۴ - ۱۵/۹۹)

۳- خوب (۱۶ - ۱۷/۹۹)

۵- نمره کمتر از ۱۴ غیر قابل قبول

امضاء	مرتبه علمی	نام و نام خانوادگی	عضو هیأت داوران
	استادیار	محمود چهارطاقی	۱- استاد راهنمای اول
-	-	-	۲- استاد راهنمای دوم
	استادیار	مصطفی کاهانی	۳- استاد مشاور
	دانشیار	محسن نظری	۴- نماینده شورای تحصیلات تکمیلی
	استادیار	سید مجید هاشمیان	۵- استاد ممتحن اول
	استاد	محمود فرزانه گرد	۶- استاد ممتحن دوم

نام و نام خانوادگی رئیس دانشکده: محمد محسن شاه مردان

تاریخ و امضاء و مهر دانشکده:

تقدیم به پدر بزرگوارم که همچون شمعی برای رشد تعالی من آب  
شد و از خواسته های خودش گذشت و خود را سپر بلای فرزندانم نمود.

## تشکر و قدردانی

سپاس و ستایش خداوند عزوجل را که بنده ی خویش توفیق بندگی عطا فرمود و کسب علم و دانش را چراغ هدایت و معرفت او قرار داد. سپاس همه آنانی را که خوشه چین معرفتشان بوده‌ام و امروز خود را به گونه‌ای مدیون دانش، فضل و کرم آنان هستم.

از استاد فرهیخته **جناب آقای دکتر چهارطاقی**، که از نظر اخلاقی الگوی بنده بوده و از مراحل ابتدایی این پژوهش مرا یاری نمودند کمال تشکر را دارم. از **دکتر مصطفی کاهانی** که همچون برادری بنده را راهنمایی کردند و بی شک این پژوهش بدون کمک ایشان امکان پذیر نبود، سپاس گذارم.

## تعهدنامه

اینجانب امین حجی دانشجوی دوره‌ی کارشناسی ارشد رشته‌ی مهندسی مکانیک- سیستم‌های انرژی دانشکده مهندسی مکانیک دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده‌ی تحلیل پینچ ، اگزرژی و بهبود عملکرد فرآیند مایع سازی گاز طبیعی توسط مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایه‌ی پروپان ، تحت راهنمایی دکتر چهارطاقی متعهد می‌شوم.

- تحقیقات در این پایان‌نامه توسط اینجانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است.
- در استفاده از نتایج پژوهش‌های محققان دیگر به مرجع مورد استفاده استناد شده است.
- مطالب مندرج در پایان‌نامه تاکنون توسط خود یا فرد دیگری برای دریافت هیچ نوع مدرک یا امتیازی در هیچ جا ارائه نشده است.
- کلیه حقوق معنوی این اثر متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می‌باشد و مقالات مستخرج با نام «دانشگاه صنعتی شاهرود» و یا «Shahrood University of Technology» به چاپ خواهد رسید.
- حقوق معنوی تمام افرادی که در به دست آمدن نتایج اصلی پایان‌نامه تأثیرگذار بوده‌اند در مقالات مستخرج از پایان‌نامه رعایت می‌گردد.
- در کلیه مراحل انجام این پایان‌نامه، در مواردی که از موجود زنده (یا بافت‌های آن‌ها) استفاده شده است ضوابط و اصول اخلاقی رعایت شده است.
- در کلیه مراحل انجام این پایان‌نامه، در مواردی که به حوزه‌ی اطلاعات شخصی افراد دسترسی یافته یا استفاده شده است اصل رازداری، ضوابط و اصول اخلاق انسانی رعایت شده است.

تاریخ و امضای دانشجو:

### مالکیت نتایج و حق نشر

- کلیه‌ی حقوق معنوی این اثر و محصولات آن (مقالات مستخرج، کتاب، برنامه‌های رایانه‌ای، نرم‌افزارها و تجهیزات ساخته شده) متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می‌باشد. این مطلب باید به نحو مقتضی در تولیدات علمی مربوطه ذکر شود.
- استفاده از اطلاعات و نتایج موجود در پایان‌نامه بدون ذکر مرجع مجاز نمی‌باشد.

## چکیده

امروزه نفت و گاز در دنیا به عنوان منابع عمده انرژی محسوب می‌شوند اما این منابع به صورت یکنواخت در جهان پخش نشده‌اند. ضرورت استفاده از این منابع در تمامی مناطق دنیا می‌طلبد تا تحقیقات در زمینه انتقال انرژی از مخازن به مناطقی که نیاز به مصرف بالاتری دارند با سرعت بیشتری صورت گیرد. افزایش سریع نیاز به سوخت و انرژی از مناطقی که با کمبود منابع انرژی روبرو هستند و انتقال مازاد سوخت از مناطق دارای این منابع به عنوان منبع تامین احتیاجات اقتصادی به مناطق دارای کمبود، باعث شده تا گاز مایع طبیعی به عنوان یکی از مهمترین راههای انتقال منابع انرژی به عنوان موضوعی اساسی مورد توجه باشد. انتقال گاز طبیعی به روش‌های گوناگون انجام می‌شود که فارغ از نوع انتقال، یک فرآیند با مصرف انرژی زیاد است. مایع سازی گاز طبیعی معمولاً برای فواصل دور و حجم‌های زیاد مورد استفاده قرار می‌گیرد در این پایان نامه هدف بهبود عملکرد فرآیند و بازده قانون دوم ترمودینامیک با تغییر پارامترهای موثر فرآیند و استفاده از جریان‌های دارای انرژی سرد و پس از آن تحلیل پینچ می‌باشد. شبیه سازی و آنالیز حساسیت برای سه تابع هدف انرژی مخصوص (انرژی لازم برای تولید یک کیلوگرم گرم)، مجموع تخریب انرژی و مجموع کار مصرفی در محیط نرم افزار اسپن-هایسیس انجام شده است. با تغییر فرآیند و استفاده از جریان‌های دارای انرژی سرد، عملکرد فرآیند بهبود یافته و انرژی مصرفی فرآیند مایع سازی گاز طبیعی نیز کاهش می‌یابد. در این تحقیق با بازیافت حرارتی و بررسی پارامترهای

موثر، عملکرد فرآیند مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایه‌ش پروپان بهبود می‌یابد. کمترین انرژی مخصوص ارائه شده در تحقیقات دیگران،  $973 \text{ kg/kJ}$  است که در این تحقیق به  $845/2 \text{ kg/kJ}$  کاهش پیدا می‌کند که  $13\%$  بهبود داشته است؛ از طرفی بازده انرژی در این تحقیق  $46/8\%$  بدست آمده که نسبت به مطالعات مشابه  $2/6\%$  افزایش داشته است. تحلیل پینچ فرآیند، نشان می‌دهد که سیستم به انرژی گرم خارجی نیاز ندارد و حداقل نیاز انرژی سرد خارجی را  $59/4$  مگاوات است که در این مطالعه  $61/1$  مگاوات بدست آمد. در این تحلیل نقطه پینچ  $25$  درجه سانتی‌گراد بدست آمد.

**واژگان کلیدی:** مایع سازی گاز طبیعی، بازده قانون دوم ترمودینامیک، مبرد

مخلوط با پیش سرمایه‌ش پروپان، تحلیل ترمودینامیکی، اسپن-هایسیس، پینچ



## مقالات

- حجبی ا. و چهارطاقی م. و کاهانی م. "تحلیل اگزرژی فرآیند مایع سازی گاز طبیعی با مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایه‌گذاری پروپان" سومین کنفرانس بین‌المللی دستاوردهای نوین پژوهشی در شیمی و مهندسی شیمی
- حجبی ا. و کاهانی م. و چهارطاقی م. "آنالیز ترمودینامیکی و بررسی اثر بازیابی حرارتی بر فرآیند مایع سازی گاز طبیعی (LNG) با استفاده از مبرد مخلوط همراه با پیش سرمایه‌گذاری پروپان" پنجمین همایش ملی تحقیقات نوین در شیمی، مهندسی شیمی و نفت

# مطالب

- ۱ فصل اول: ..... ۲
- ۱-۱ مقدمه ..... ۳
- ۱-۲ گاز طبیعی ..... ۵
- ۱-۳ انتقال گاز طبیعی ..... ۵
- ۱-۴ گاز طبیعی مایع شده ..... ۷
- ۱-۵ فرآیندهای سرد ..... ۸
- ۱-۶ هدف از تولید LNG ..... ۹
- ۱-۷ اجزای سیکل تبرید ..... ۱۰
- ۱-۷-۱ ماده سردکننده (مبرد) ..... ۱۰
- ۱-۷-۲ کمپرسور ..... ۱۲
- ۱-۸ دسته بندی فرآیندهای مایع سازی گاز طبیعی ..... ۱۲
- ۱-۸-۱ فرآیند مایع سازی آبشاری ..... ۱۴
- ۱-۸-۲ فرآیند مبرد مخلوط بدون جدا ساز ..... ۱۵
- ۱-۸-۳ فرآیند مبرد مخلوط به همراه جدا ساز ..... ۱۵
- ۱-۸-۴ فرآیند پیش سرمایش LNG بدون جدا ساز ..... ۱۶
- ۱-۸-۵ فرآیند مایع سازی به همراه جداساز ..... ۱۷
- ۱-۸-۶ فرآیند مایع سازی گاز طبیعی به همراه پیش سرمایش و جدا ساز ..... ۱۸

۱۹	۷-۸-۱ فرآیند مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایه‌گذاری پروپان (C3-MR) .....
۲۱	۱-۹ کارخانه LNG ایران.....
۲۳	۲. فصل دوم .....
۲۳	۱-۲ مقدمه .....
۲۴	۲-۲ مطالعات ترمودینامیک .....
۲۵	۱-۲-۲ مطالعات انجام شده در مورد مبرد .....
۲۶	۲-۲-۲ طراحی مجدد و تغییر متغیر عملکردی .....
۳۱	۳-۲ مطالعات پینچ و اقتصادی انجام شده .....
۳۳	۴-۲ مزیت و تفاوت‌های این تحقیق با سایر مطالعات مرتبط .....
۳۵	۳. فصل سوم .....
۳۷	۱-۳ معادلات حاکم .....
۳۷	۱-۱-۳ معادله ی حالت .....
۴۲	۱-۳ فرضیات و قیدهای مدل سازی .....
۴۳	۲-۳ محاسبات ترمودینامیکی مربوط به سیکل پیش سرمایه‌گذاری پروپان:.....
۴۳	۱-۳-۳ کمپرسور .....
۴۴	۲-۳-۳ سرد کن‌ها:.....
۴۴	۳-۳-۳ شیر اختناق .....
۴۵	۴-۳-۳ تبخیر کننده: .....
	۳-۴ محاسبات ترمودینامیکی مربوط به سیکل مبرد مخلوط (کمپرسور یک مرحله

- ای):..... ۴۵
- ۴۵ ..... K-100 کمپرسور ۱-۴-۳
- ۴۶ ..... E104 : خنک کننده ۲-۴-۳
- ۴۶ ..... LNG100 مبدل چند جریانه ۳-۴-۳
- ۴۷ ..... V-100 جداکننده ۴-۴-۳
- ۴۷ ..... LNG101 مبدل چند جریانه ۵-۴-۳
- ۴۸ ..... LNG102 مبدل چند جریانه ۶-۴-۳
- ۴۸ ..... VLV-101 شیر اختناق ۷-۴-۳
- ۴۹ ..... VLV-100 شیر اختناق ۸-۴-۳
- ۴۹ ..... MIX-100 مخلوط کننده ۳-۴-۹
- ۵۰ ..... ۳-۵ اگزرژی: .....
- ۵۰ ..... ۱-۵-۳ کار برگشت پذیر و برگشت ناپذیری : .....
- ۵۰ ..... ۲-۵-۳ بازده قانون دوم (بازده اگزرژی):.....
- ۵۱ ..... ۳-۵-۳ اگزرژی جریان سیال (سیستم باز):.....
- ۵۲ ..... ۴-۵-۳ انتقال اگزرژی: .....
- ۵۲ ..... ۵-۵-۳ انتقال اگزرژی توسط انتقال حرارت:.....
- ۵۳ ..... ۶-۵-۳ انتقال اگزرژی توسط کار: .....
- ۵۳ ..... ۷-۵-۳ انتقال اگزرژی توسط جرم:.....
- ۵۴ ..... ۳-۶ معرفی پینچ.....

۵۶.....	۱-۶-۳ انواع جریان ها
۵۷.....	۲-۶-۳ منابع حرارتی خارجی
۵۸.....	۴-۶-۳ مبدل های حرارتی
۵۹.....	۵-۶-۳ تئوری پینچ
۶۳.....	۶-۶-۳ قاعده سر انگشتی $\Delta T_{min}$
۶۳.....	۱-۶-۶-۳ نمودار ترکیبی (Composite Curve)
۶۴.....	۷-۶-۳ حداقل انرژی مصرفی از منبع خارجی (QHmin , QCmin)
۶۵.....	۸-۶-۳ نقطه پینچ :
۶۵.....	۹-۶-۳ سه قانون طلایی پینچ :
۶۷.....	۴. فصل چهارم:
۶۸.....	۱-۴ مقدمه:
۷۲.....	۲-۴ توابع هدف:
۷۲.....	۱-۲-۴ متغیرهای مورد مطالعه
۷۲.....	۳-۴ سیکل پروپان
۷۳.....	۱-۳-۴ سطوح فشار پروپان
۸۱.....	۲-۳-۴ دبی جرمی پروپان
۸۳.....	۳-۳-۴ کمپرسور سیکل پروپان
۸۷.....	۴-۴ سیکل مبرد مخلوط
۸۸.....	۱-۴-۴ کمپرسور

۹۲	..... TEE MR نسبت دبی ۲-۴-۴
۹۴	..... VLV-MR2 و VLV-MR1 فشار خروجی از شیر اختناق ۳-۴-۴
۹۶	..... ۴-۴-۴ دبی جرمی مبرد مخلوط
۹۷	..... ۵-۴-۴ اگزرژی
۹۸	..... ۱-۵-۴ بازده اگزرژی
۱۰۰	..... ۲-۵-۴ تخریب اگزرژی تجهیزات مختلف
۱۰۶	..... ۶-۴ تحلیل پینچ
۱۰۶	..... ۱-۶-۴ جریان‌های گرم
۱۰۷	..... ۲-۶-۴ جریان‌های سرد
۱۰۸	..... ۳-۶-۴ نمودار ترکیبی
۱۱۰	..... ۴-۶-۴ نمودار ترکیبی کلی
۱۱۱	..... ۵-۶-۴ نقطه پینچ
۱۱۳	..... ۵. نتیجه گیری کلی و پیشنهادات
۱۱۴	..... ۱-۵ نتیجه گیری آنالیز ترمودینامیکی
۱۱۵	..... ۲-۵ نتیجه گیری تحلیل اگزرژی
۱۱۷	..... ۳-۵ نتیجه گیری پینچ
۱۱۷	..... ۴-۵ مقایسه این مطالعه با مطالعات مشابه
۱۲۱	..... ۵-۵ پیشنهادات

## فهرست علائم

$P$	فشار
$T$	دما
$v$	حجم مخصوص
$S$	انتروپی
$\dot{m}$	دبی جرمی
$\dot{Q}$	حرارت مخصوص
$\dot{W}$	کار مخصوص
$h$	آنتالپی
$\dot{E}$	نرخ اتلاف انرژی
$Ex_{i-j}$	انرژی جذب شده از $i$ تا $j$
$T_a$	دمای محیط
$T_t$	دمای هدف
$T_s$	دمای ابتدایی
$L$	گرمای نهان تبخیر
$C_p$	ظرفیت حرارتی ویژه
$T_h$	دمای جریان گرم
$T_c$	دمای جریان سرد
$\Delta T_{\min}$	حداقل اختلاف دمایی مجاز
LMTD	اختلاف دمای لگاریتمی

$Q_{Hmin}$

حداقل حرارت گرم خارجی

$Q_{Cmin}$

حداقل حرارت سرد خارجی

$\eta_{II}$

بازده قانون دوم





# ١. فصل اول:

## مقدمه

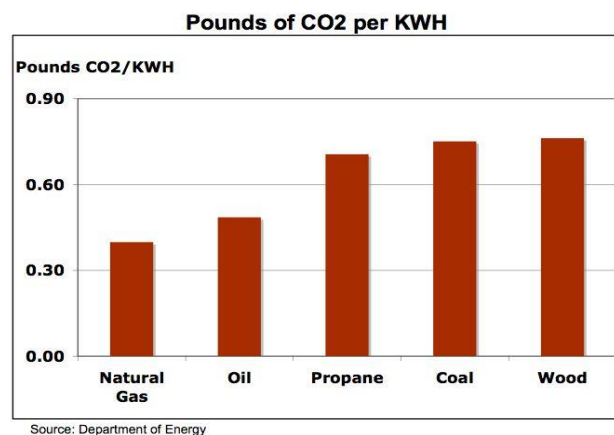
## ۱-۱ مقدمه

امروزه نفت و گاز در دنیا به عنوان منابع عمده انرژی محسوب می‌شوند اما مشکل اصلی این منابع این است که آنها به صورت یکنواخت در جهان پخش نشده‌اند. ضرورت استفاده از این منابع در تمامی مناطق دنیا می‌طلبد تا تحقیقات در زمینه انتقال انرژی از مخازن به مناطقی که نیاز به مصرف بالاتری دارند با سرعت بیشتری صورت گیرد.

بدون شک گاز طبیعی از مهمترین منابع تامین انرژی در قرن جدید است. افزایش سریع نیاز به سوخت و انرژی از مناطقی که با کمبود منابع انرژی روبرو هستند و انتقال مازاد سوخت و انرژی از مناطق دارای این منابع به عنوان منبع تامین احتیاجات اقتصادی به مناطق دارای کمبود، باعث شده تا انتقال گاز طبیعی به عنوان یکی از مهمترین منابع انرژی به عنوان موضوعی اساسی مورد توجه باشد. انتقال گاز طبیعی به بواسطه ماهیت گازی آن با دشوار بسیاری رو به رو است. با توجه به توانایی‌های موجود فناوری برای انتقال گاز به مناطق دور دست، روش مایع سازی گاز طبیعی به عنوان یک روش اقتصادی توانسته است دشواری حمل گاز را تا حد زیادی برطرف سازد.

دسترسی به انرژی، از بنیادترین مولفه‌های توسعه در پیشرفت جوامع به شمار می‌رود و نقش مهمی را در پیشرفت و توسعه کشورها بازی می‌کند. بسیار واضح است که مصرف انرژی در هر کشوری با وضعیت اقتصادی آن کشور متناسب بوده و می‌توان گفت توسعه یک کشور تابعی از میزان مصرف انرژی در آن کشور است. بنابراین منبع انرژی کافی و قابل اطمینان نیاز هر جامعه در حال توسعه و توسعه یافته است. البته باید به این نکته اشاره کرد که این مورد استثنایی نیز دارد، در کشورهای توسعه نیافته که هزینه انرژی در آنها به علت وجود منابع زیاد انرژی و ضعف مدیریتی پایین است و در نتیجه مصرف انرژی (به علت استفاده از دستگاههای با راندمان پایین و اهمیت ندادن به بازیافت انرژی) به طور نادرست افزایش می‌یابد، این نوع

افزایش مصرف انرژی (که به صورت نادرست است) در طولانی مدت باعث مشکلات اقتصادی و زیست محیطی می‌شود. با توجه به گزارش منتشر شده از EIA<sup>۱</sup> در سال ۲۰۱۱، مقدار مصرف انرژی در جهان از سال ۲۰۰۸ تا ۲۰۳۵ به طور میانگین ۱/۶ درصد در هر سال افزایش پیدا خواهد کرد که این مقدار در خاورمیانه ۲/۱ درصد است. همچنین انرژی الکتریکی نیز که می‌تواند از تبدیل منابع تجدید پذیر و تجدید ناپذیر تولید شود، با رشد میانگین سالانه ۲/۳ درصد روبرو است. سهم منابع تجدید پذیر در تولید انرژی الکتریکی مطلوب نیست و متأسفانه سهم آن در خاورمیانه بسیار پایین تر از میانگین جهانی است [۱]. رشد سریع نیاز به انرژی الکتریکی و استفاده روز افزون از سوخت‌های فسیلی باعث انتشار گازهای گلخانه‌ای از جمله گاز دی‌اکسید کربن شده است. سهم استفاده از انواع سوخت در انتشار گاز گلخانه‌ای دی‌اکسید کربن در شکل (۱-۱) نشان داده شده است همانطور که مشاهده می‌کنید گاز طبیعی نسبت به سوخت‌های مایع و زغالسنگ سوخت پاکتری است.



شکل (۱-۱):  $CO_2$  تولیدی بر هر کیلو وات ساعت [۲]

کمبود سوخت‌های فسیلی و بالا رفتن تدریجی قیمت آن از یک سوء و آلودگی‌های

<sup>۱</sup> Energy Information Administration

زیست محیطی و افزایش گرمای زمین از سوی دیگر باعث شده است توسعه و استفاده از انرژی‌های پاک در اولویت قرار گیرد. در میان راه حل‌ها و فناوری‌های موجود در استفاده از انرژی‌های تجدید پذیر، فناوری‌های استفاده از انرژی‌های در حال اتلاف و بازیافت آنها روشی موثر در کاهش مصرف انرژی است و افزایش راندمان فرایندها است. اینگونه انرژی‌های در حال اتلاف در تمام صنایع به خصوص در کشورهایی که انرژی قیمت پایینی دارد بسیار وجود دارد. مانند دود خروجی از دودکش بسیاری از صنایع که دمای بالایی دارد یا انرژی موجود در جریان برگشتی صنایع LNG که دمای پایینی دارد.

## ۱-۲ گاز طبیعی<sup>۱</sup>

گاز طبیعی شکلی از هیدروکربن مخلوط طبیعی است. هیدروکربن‌ها مخلوطی از کربن و هیدروژن هستند که نفت خام، گاز طبیعی و زغال سنگ را شامل می‌شوند. گاز طبیعی اولیه (قبل فرآوری) دارای متان و مقادیری اتان، پروپان و پنتان است که عموماً به آنها گاز طبیعی مایع یا NGL گفته می‌شود. گاز طبیعی ممکن است دارای عناصر فاقد انرژی مانند نیتروژن، اکسید کربن، سولفید هیدروژن و آب باشد. قبل از آن که گاز طبیعی به بازارهای مصرف فرستاده شود NGLها و عناصر فاقد انرژی در جریان فرآوری از یکدیگر تفکیک می‌شوند.

## ۱-۳ انتقال گاز طبیعی

اگر یک مقایسه کلی بین هزینه‌های جاری انتقال از طریق خط لوله و کارخانه LNG<sup>۲</sup>

---

<sup>۱</sup> Natural Gas

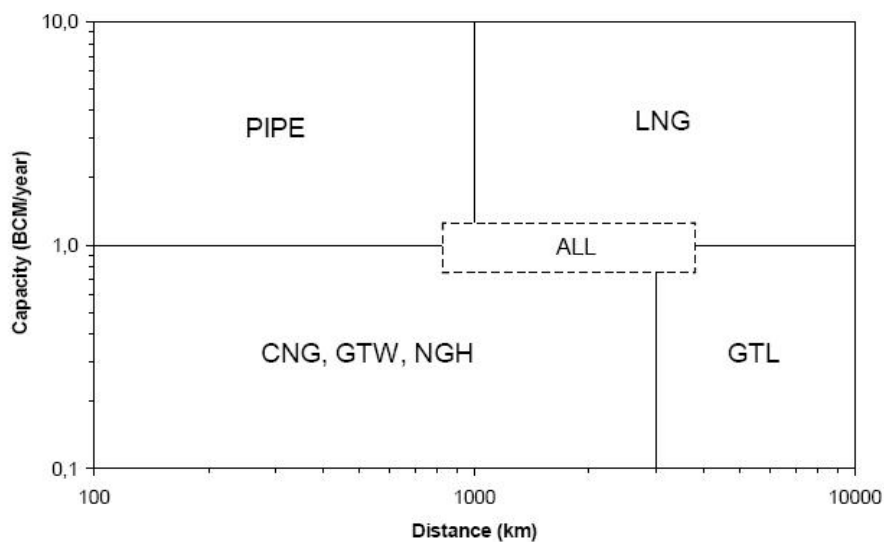
<sup>۲</sup>Liquefied Natural Gas

انجام شود، نتایج حاصل حاکی از آن است که بخش عمده هزینه جاری آن دو مربوط به گاز سوخت مصرفی بوده و سایر هزینه‌ها اولاً در قیاس با هزینه گاز سوخت ناچیزند، ثانیاً اگر دو پروژه در یک مرتبه باشند، به طورمثال در انتقال ۱۹۱۰ میلیون استاندارد فوت مکعب در روز گاز طبیعی از طریق خط لوله ۵۶ اینچ در فشارهای بالا به ازای هر ۱۰۰۰ کیلومتر بین ۰/۸ تا ۱/۱ در صد از گاز ورودی به خط لوله صرف سوخت ایستگاههای تقویت فشار می شود که اگر +مصرف گاز در پالایشگاه گاز به همراه برق مصرفی پالایشگاههایی که نیروگاه ندارند، یعنی ۴ تا ۵ درصد از گاز ورودی به پالایشگاه گاز جزء هزینه‌های جاری طرح خط لوله در نظر گرفته شود، آنگاه در مقایسه با تولید گاز طبیعی مایع که حدود ۸/۵ در صد گاز ورودی به کارخانه را مصرف می کند (عمدتاً در نیروگاه کارخانه)، برای فواصل دورتر از ۲۰۰۰ کیلومتر در خشکی قطعاً هزینه جاری خط لوله بیشتر از کارخانه تولید LNG خواهد بود.

در روش انتقال گاز با تبدیل به هیدرات، برای تشکیل ۱ مترمکعب هیدرات باید ۰/۸ مترمکعب آب به راکتور اضافه شود و در هر مترمکعب از هیدرات حدود ۱۵۰ تا ۱۸۰ متر مکعب متان جا می گیرد. بنابراین به ازای هر ۱ حجم آب تقریباً به ۲۰۰ حجم گاز نیاز است. هزینه سیکل هیدرات گازی کمتر از LNG بوده ولی به دلیل مشکلاتی که فرآیند تولید هیدرات گازی وجود دارد هنوز صنعتی نشده است. از مشکلات اصلی این فرآیند می توان به پایین بودن نرخ تبدیل، کم بودن سرعت و مشکل بودن جداسازی آب اضافی اشاره کرد. برای بالا بردن سرعت تشکیل هیدرات و افزایش پایداری آن مواد مختلفی به عنوان تسریع کننده مورد استفاده قرار می گیرد. به نظر می رسد که با غلبه بر مشکلات فرآیند تولید هیدرات در آینده می توان از آن به عنوان رقیبی برای فرآیند شناخته شده LNG برای میادین کوچک و دورافتاده گازی استفاده کرد.

برای انتقال گاز طبیعی روشهای مختلفی وجود دارد که بسته به حجم گاز انتقالی و طول

مسیر انتقال یکی از این روشها مقرون به صرفه خواهد بود. در شکل (۲-۱) یک روش تقریبی برای انتخاب نحوه انتقال گاز طبیعی (خط لوله<sup>۱</sup>، GTW<sup>۲</sup>، CNG<sup>۳</sup>، GTL<sup>۴</sup>، LNG<sup>۵</sup>) می‌نماید.



شکل (۲-۱): محدود مناسب برای روشهای انتقال گاز طبیعی براساس مسافت و ظرفیت [۳]

## ۴-۱ گاز طبیعی مایع شده

گاز طبیعی مایع یا LNG گاز طبیعی در فرم مایع است. هنگامی که گاز طبیعی ۱۶۱- درجه سانتیگراد سرد می‌شود، به یک مایع شفاف، بیرنگ و بی بو تبدیل میشود. LNG، نه سمی و نه خورنده است. گاز طبیعی عمدتاً از متان با غلظت کمی از دیگر هیدروکربنها، آب، دی اکسیدکربن، نیتروژن، اکسیژن و ترکیبات سولفوردار تشکیل شده است. طی فرآیند مایع سازی، برای از بین بردن بسیاری از این ترکیبات، گاز طبیعی را تا زیر نقطه جوش سرد

<sup>۱</sup>Natural Gas Hydrate

<sup>۲</sup>Gas to wire

<sup>۳</sup>Compressed natural gas

<sup>۴</sup>Gas to liquids

<sup>۵</sup>Natural gas liquids

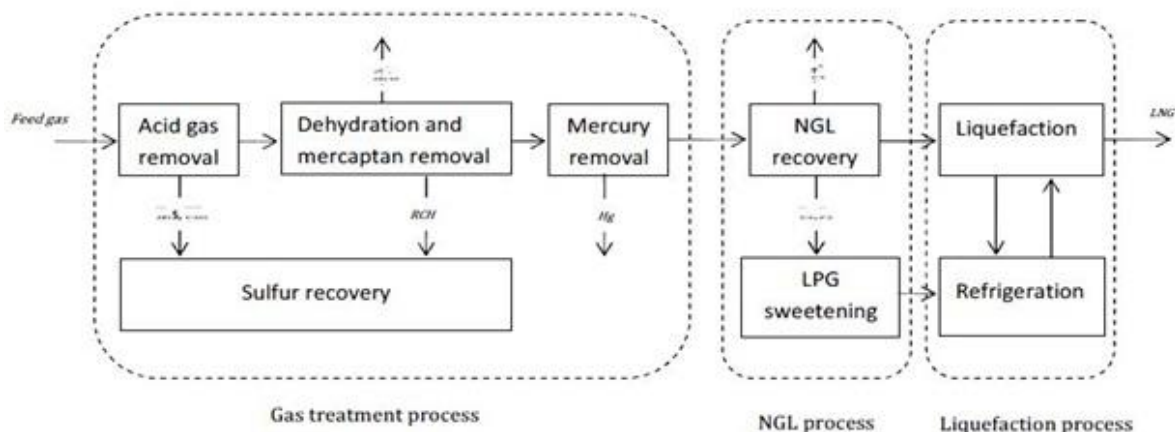
می‌کنند. وزن LNG کمتر از نصف وزن آب است، به همین دلیل اگر با آب مخلوط شود، روی آن شناور می‌ماند.

هنگامیکه LNG سرد در تماس با هوای گرمتر قرار گیرد، به ابر بخاری تبدیل می‌شود که قابل مشاهده است. اگر گرم شدن ادامه پیدا کند، ابر بخار سبکتر از هوا شده و بالا می‌رود. هنگامیکه بخار LNG با هوا مخلوط شود، اگر گاز طبیعی در هوا ۵٪ باشد، قابل اشتعال است. اگر کمتر از ۵٪ باشد، گاز طبیعی به اندازه کافی در هوا برای سوزاندن وجود ندارد و قابل اشتعال نیست و اگر بیش از ۱۵٪ باشد، اکسیژن کافی برای سوزاندن این میزان گاز طبیعی وجود ندارد. همچنین به عنوان یک مایع، قابل انفجار نیست اما اگر بخار LNG به مقدار ۱۵٪-۵٪ در هوا و در یک فضای محصور قرار گیرد، منفجر می‌گردد. نسبت چگالی گاز طبیعی به گاز طبیعی مایع ۱ به ۶۰۰ می‌باشد.

## ۵-۱ فرآیندهای سرد

LNG از انتقال حرارت گاز طبیعی با یک چاه گرمایی مثل هوا یا آب دریا از طریق یک یا چند سیکل تولید می‌گردد. گاز طبیعی قبل از عملیات سردسازی برای تبدیل شدن به گاز شیرین باید در پالایشگاه گاز تصفیه شود. مایعات گازی شامل اتان، پروپان، بوتان و پنتان که سنگین تر است در واحد بازیافت به ترتیب از هم جدا شده و پس از تصفیه ناخالصیهای گوگردی به تفکیک فروخته می‌شوند. شکل (۱-۳) نمودار بلوکی فرآیندهای فوق‌الذکر را نشان می‌دهد.





شکل (۱-۳): دیاگرام عملیات گازی از گاز ترش تا تولید گاز مایع

## ۶-۱ هدف از تولید LNG

گاز طبیعی پاکیزه ترین سوخت فسیلی است که گازهای گلخانه ای و آلاینده‌های کمتری به نسبت زغال سنگ یا نفت تولید می‌کند. از آنجا که LNG فضای کمتری را اشغال می‌کند، برای انتقال به مناطق دوردست اقتصادی تر بوده و برای ذخیره شدن هم مقدار بیشتری را شامل شود. LNG یک منبع رقابتی است که می‌تواند به رفع نیازهای اقتصادی آینده کمک کند.

گاز طبیعی را می‌توان با استفاده از خطوط لوله منتقل کرد اما در مسافت‌های طولانی انتقال با کشتی مقرون به صرفه تر است. به منظور انتقال با کشتی، ابتدا گاز طبیعی باید به مایع تبدیل شود، چرا که گاز مقدار قابل توجهی از فضا را در فشار اتمسفر اشغال می‌کند و همانگونه که گفته شد در فرآیند مایع سازی حجم گاز طبیعی ۶۰۰ برابر کاهش می‌یابد. حدود نیمی از منابع هیدروکربنی باقی مانده جهان در قالب گاز بوده و اغلب در مناطقی واقع شده که تقاضا برای آن پایین است. با این حال، با میعان گاز میتوان آن را با اطمینان به وسیله کشتی به هر جا که نیاز است، منتقل کرد. از طرفی طریقه استفاده از LNG آسان است. گاز طبیعی

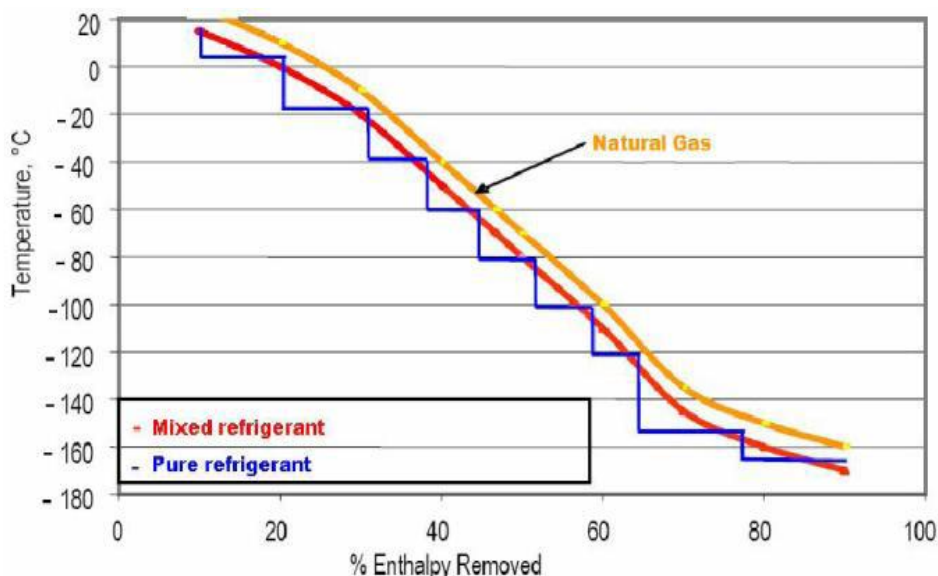
مایع معمولاً گرم شده، به گاز طبیعی تبدیل می‌شود و برای گرم کردن، پخت و پز، تولید برق و دیگر مصارف صنعتی مورد استفاده قرار می‌گیرد. همچنین LNG می‌تواند به عنوان یک مایع برای سوخت جایگزین حمل و نقل مورد استفاده قرار گیرد.

## ۱-۷ اجزای سیکل تبرید

یک سیکل تبرید ساده شامل دو مبدل حرارتی، یک شیر فشار شکن و یک کمپرسور است. مبرد گرم در اواپراتور جریان می‌یابد و در آنجا از گاز یا مایع حرارت جذب کرده و بخار می‌شود، سپس وارد کمپرسور شده تا به فشار طراحی برسد و از حالت دو فاز به تک فاز تبدیل شود. بعد از این که مبرد در کندانسور چگالیده شد، با طی کردن شیر فشار شکن و کاهش فشار، مجدداً برای ورود به اواپراتور آماده می‌گردد.

### ۱-۷-۱ ماده سردکننده (مبرد)

در هر سیکل مایع سازی، مبرد به عنوان یکی از مهمترین اجزای سیکل محسوب می‌شود و انتخاب یک مبرد مناسب نقش زیادی در بهبود عملکرد و راندمان سیکل دارد. در شکل (۴-۱) خنک کاری گاز طبیعی به عنوان سیال گرم و مبرد به عنوان سیال سرد در قالب نمودار کشیده شده است. همانطور که در نمودار مشخص است هرچه منحنی سیال گرم با منحنی سیال سرد همپوشانی بیشتری داشته باشد و اختلاف دمایی آنها به حداقل اختلاف دمایی مجاز مبدلها نزدیکتر باشد، راندمان سیکل بالاتر و اتلاف حرارتی کمتر است.



شکل (۱-۴): سرد شدن گاز طبیعی و مبرد خالص و مبرد مخلوط [۴]

اختلاف اساسی در استفاده از مبرد خالص و مخلوط در نوع شکل پذیری پروفایل منحنی مبرد در حالت تغییر فاز است. استفاده از مبرد خالص جهت خنک کاری، به خواص ترمودینامیکی یک ماده خالص محدود می شود حال آنکه ممکن است براساس شرایط عملیاتی و نوع منحنی خنک کاری گاز طبیعی، منحنی مبرد با منحنی گاز همپوشانی کافی نداشته باشد، در حالی که با استفاده از یک مبرد مخلوط مناسب و تغییر در نسبت ترکیب آن می توان تا آنجا که ممکن است اختلاف دمای متوسط بین دو منحنی را به حداقل اختلاف دمای مجاز مبدلها نزدیک کرد و اتلاف حرارتی را به حداقل رساند. به عبارت دیگر وقتی از مبرد خالص مانند پروپان یا نیتروژن استفاده می شود، منحنی مبرد به صورت پله ای در می آید و در استفاده از مبرد مختلط، فرم منحنی نرمتر شده و به منحنی خنک کاری گاز نزدیکتر می شود [۴]. معمولاً ترکیبی از متان، اتان، پروپان، بوتان، اتیلن و نیتروژن به عنوان مبرد انتخاب می شود و درصد ترکیبات آن طوری است تا براساس شرایط فرآیند در نزدیکترین حالت ممکن نسبت به منحنی خنک کاری گاز طبیعی قرار گیرد.

## ۱-۷-۲ کمپرسور

کمپرسور، قلب یک کارخانه تولید واحد مایع سازی است که معمولاً ۲۵ تا ۳۵ درصد از کل قیمت کارخانه و انرژی مصرفی را به خود اختصاص داده و مهمترین بخش آن سیکلهای تبرید می‌باشد.

### ۱-۷-۱-۱ نیروی محرک کمپرسور

عامل اصلی افزایش ظرفیت مایع سازی استفاده از نیروی محرک بزرگتر برای کمپرسورها است. اغلب پروژه‌های اولیه مایع سازی از کمپرسورهایی که با توربینهای بخار رانده می‌شدند، استفاده می‌کردند. از اواخر دهه ۸۰، توربینهای بخار جای خود را به توربینهای گازی دادند، چرا که علاوه بر عدم نیاز به تسهیلات تولید بخار و کندانس گسترده، توربینهای گازی راندمان ترمودینامیکی بهتری نسبت به توربینهای بخار دارند.

## ۱-۸ دسته بندی فرآیندهای مایع سازی گاز طبیعی

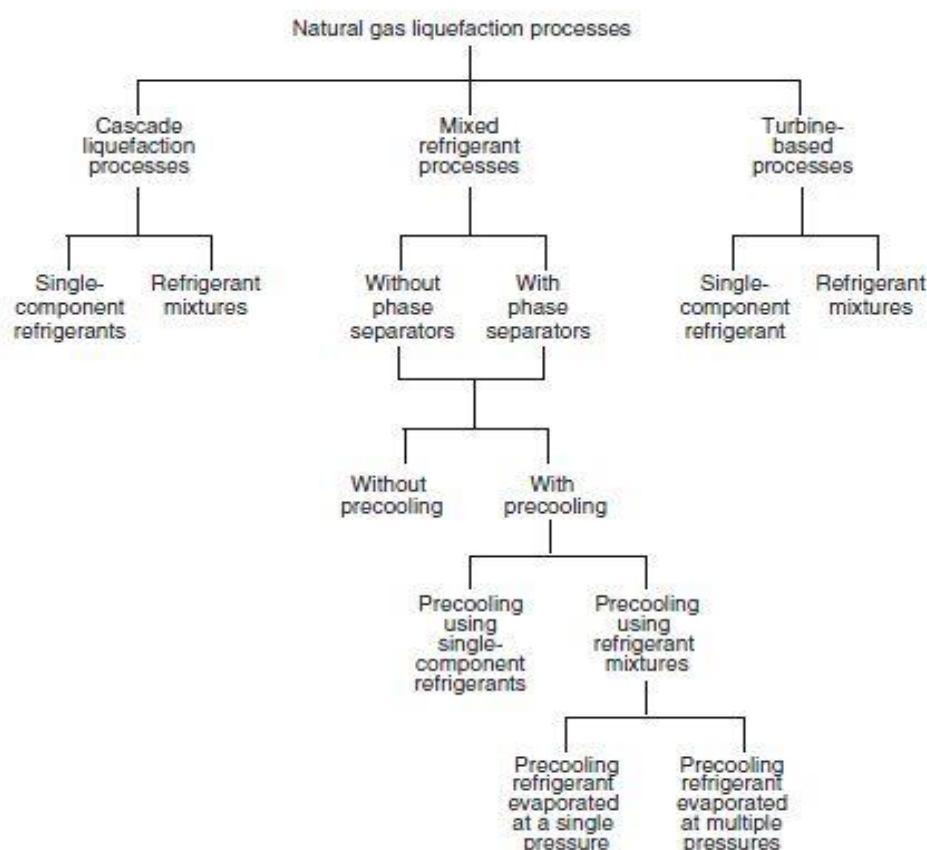
فرآیندهای مایع سازی گاز طبیعی را می‌توان بر اساس فرآیند مایع سازی به سه گروه تقسیم بندی کرد [۵]:

- فرآیند مایع سازی آبشاری<sup>۱</sup>
- فرآیند مبرد مخلوط
- فرآیندهای انبساطی<sup>۲</sup>

---

<sup>۱</sup>Classical Cascade Processes

<sup>۲</sup> Turbine Based

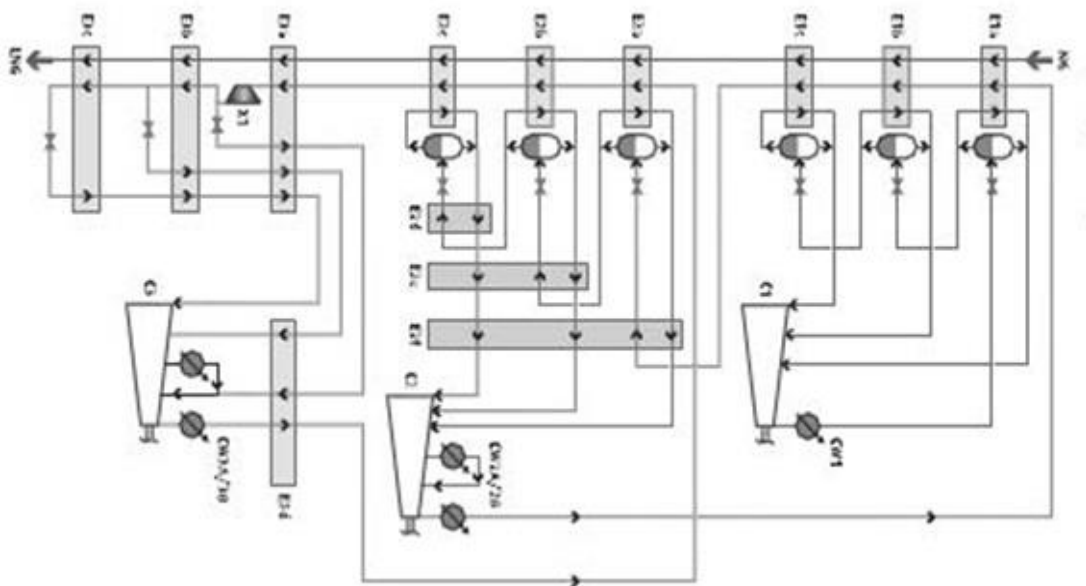


شکل (۱-۵): دسته بندی فرآیندهای مایع ساز گاز طبیعی [۵]

اولین کارخانه‌های مایع سازی گاز طبیعی و چند کارخانه در حال حاضر براساس فرآیند آبشاری کلاسیک با سیال عامل خالص مثل متان، اتان و پروپان کار می‌کنند. بیشترین واحدهای مایع سازی گاز طبیعی که بار پایه را تامین می‌کنند بر اساس فرآیند مبرد مخلوط با پیش سرمایه‌گذاری مبرد پروپان به صورت گسترده مورد استفاده قرار گرفته است. فرآیندهای آبشاری با مبرد مخلوط نیز به تازگی ایجاد شده است که در آن مبرد مخلوط در چند سطح فشار بخار شده و سطوح دمایی مختلفی را می‌سازد. فرآیندهای مبرد مخلوط را می‌توان به دو دسته دارای جدا ساز و فاقد جدا ساز تقسیم بندی کرد. همچنین می‌توان به فرآیندهای همراه با پیش سرمایه‌گذاری و فاقد آن دسته بندی کرد [۵].

## ۱-۸-۱ فرآیند مایع سازی آبشاری

شکل (۶-۱) نمونه ای از فرآیند مایع سازی آبشاری برای گاز طبیعی است. فرآیند آبشاری کلاسیک در اولین ساخت تجاری برای پیک سایی مایع سازی گاز طبیعی در کلیولند، اوهایو، در ۱۹۴۱ مورد استفاده قرار گرفت. برخی از فرآیندهایی که برای بار پایه استفاده می شدند در سال ۱۹۶۰ توسط فرآیندهای مبرد مخلوط جایگزین شدند. به هر حال این فرآیند اخیراً برای اولین بار در ترنیداد، مصر و اندونزی به بهره برداری رسید. [۶]



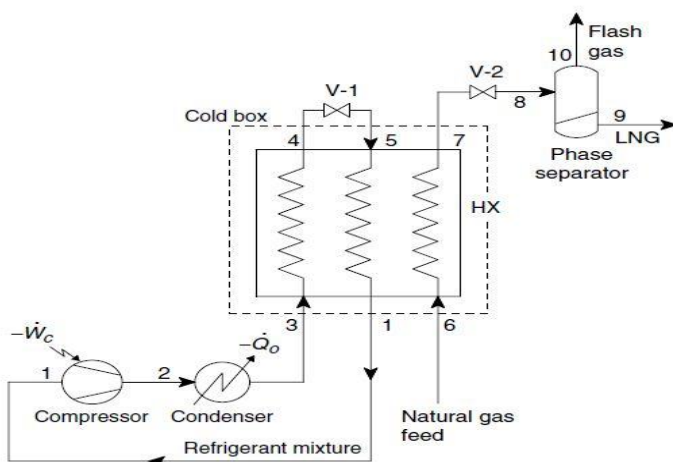
شکل (۶-۱): فرآیند مایع سازی آبشاری [۵]

در این فرآیند گاز طبیعی با استفاده از سه مبرد خالص پروپان اتیلن و متان سرد و مایع می شود. هرکدام از این مبردها در سه یا چهار فشار تبخیر می شوند، برای دستیابی به ۹ یا ۱۰ سطح دمایی مختلف همانطور که در شکل (۶-۱) مشخص است. مطابق شکل (۶-۱) تعداد زیادی مبدل برای این فرآیند نیاز است. گاز جدا شده از گاز مایع به عنوان مبرد به دلیل داشتن

دمای پایین به عنوان مبرد مورد استفاده قرار می‌گیرد. فرآیند آبشاری با سیال عامل خالص، سرمایش در یک دمای ثابت در سطح‌های دمایی مختلف را ایجاد می‌کند در حالیکه فرآیند مبرد مخلوط، سرمایش پیوسته بین دمای اتاق و دمای گاز مایع ( $-161^{\circ}\text{C}$ ) را فراهم می‌کند و در نتیجه بازده بهبود می‌یابد. [۵۶]

### ۲-۸-۱ فرآیند مبرد مخلوط بدون جدا ساز<sup>۱</sup>

شکل (۷-۱) شماتیک فرآیند مبرد مخلوط بدون جدا ساز را نشان می‌دهد که در آن هیچ جدا سازی فاز صورت نمی‌گیرد این فرآیند تک مبرد آئیز می‌نامند. در این سیستم گاز طبیعی توسط یک سیکل تبرید سرد می‌شود و پس از عبور از شیر اختناق به دما و فشار مطلوب می‌رسد.



شکل (۷-۱): فرآیند مبرد مخلوط بدون جدا ساز [۵]

### ۳-۸-۱ فرآیند مبرد مخلوط به همراه جدا ساز<sup>۳</sup>

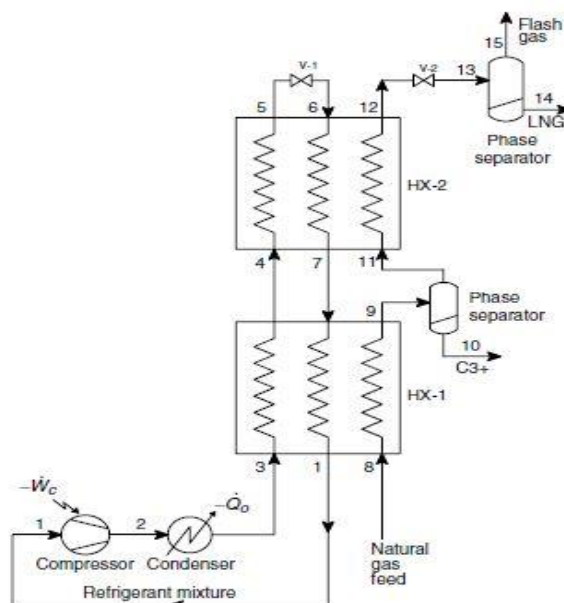
مطابق شکل (۱-۸) یک تغییر کوچک در فرآیند وجود دارد برای جداسازی پروپان و

<sup>۱</sup>Single-stage mixed refrigerant LNG process without phase separators

<sup>۲</sup>Singel refrigerent proses

<sup>۳</sup>Single-stage mixed refrigerant LNG process with phase separators

هیدروکربن‌های سنگین تر ، این فرآیند معمولاً به عنوان PRICO شناخته شده و توسط شرکت پریچارد تجاری شد. در این سیستم گاز طبیعی ابتدا تا دمای جدا سازی هیدروکربن‌های سنگین مانند پروپان، پنتان و... سرد می‌شود و پس از جدا سازی آنها وارد مبدل دوم می‌شود و پس از گذر از شیر اختناق به دما و فشار مطلوب می‌رسد. مزیت این سیستم نسبت به سیستم بدون جدا ساز مسدود نشدن لوله‌ها به خاطر تشکیل فاز جامد و خوردگی کمتر است. [۲]، [۵]



شکل (۸-۱): فرآیند مبرد مخلوط به همراه جدا ساز [۵]

#### ۴-۸-۱ فرآیند پیش سرمایش LNG بدون جدا ساز<sup>۱</sup>

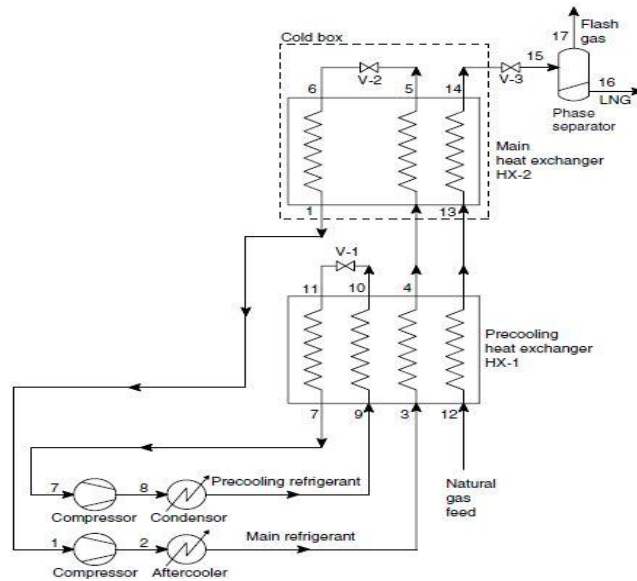
فرآیند مایع سازی گاز طبیعی با پیش سرمایش در شکل نشان داده شده است یکی از اولین فرآیندهای مایع سازی است که به ثبت رسید و کاربرد صنعتی یافت. این فرآیند را می‌توان یک فرآیند PRICO به همراه پیش سرمایش اطلاق کرد. در این فرآیند ، مبرد خارجی برای خنک کردن فرآیند استفاده می‌شود. درجه حرارت پیش سرمایش به عوامل مختلفی

<sup>۱</sup>Precooled LNG process without phase separators



وابسته است از جمله [ ۵،۸ ]

- جدایی پروپان و دیگر دیگهای بخار بالا
- دمای نقطه شبنم خوراک
- توزیع کار بین کمپرسورها، محرکها مختلف ، و غیره



شکل (۹-۱): فرآیند پیش سرمایش LNG بدون جدا ساز [۵]

به منظور ساده کردن تحلیل، جداسازی پروپان و دیگر مواد با نقطه جوش که شکل (۱-۹) در نظر گرفته نشده است، برای مبرد پیش سرمایش یک فرآیند فشرده سازی در سه مرحله و مبرد اصلی دو مرحله فشرده حذف شده است.

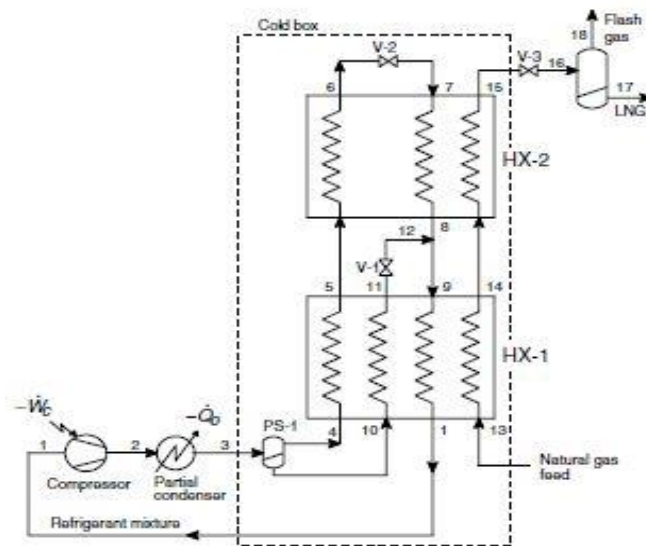
### ۵-۸-۱ فرآیند مایع سازی به همراه جداساز<sup>۱</sup>

به دلیل اینکه مبرد مخلوط دارای ترکیباتی با نقطه جوش بالا می‌باشد، در دمای پایین هیدرات آن مواد ایجاد می‌شود که در فرآیند ایجاد مشکلات و آسیب به تجهیزات و اختلال در

<sup>۱</sup>LNG processes with a phase separator

<sup>۲</sup> Precooled LNG process with a phase separator

م سیر فرآیند می کنند. به همین منظور از یک جدا ساز استفاده می شود تا در هر خط جریان یک فاز وجود داشته باشد. [۵]، [۸].



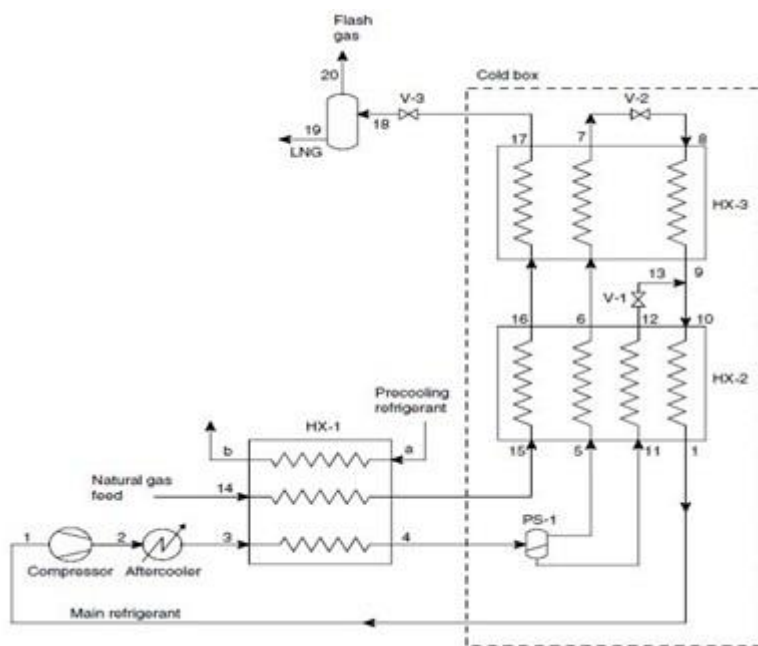
شکل (۱۰-۱): فرآیند مایع سازی به همراه جداساز

## ۶-۸-۱ فرآیند مایع سازی گاز طبیعی به همراه پیش سرمایش و جدا

### ساز

یک فرآیند مایع سازی گاز طبیعی دارای سیکل پیش سرمایش با جدا تک فاز در شکل (۱۱-۱) نشان داده شده است. فرآیند فشرده سازی که برای مبرد اصلی استفاده می شود در سه مرحله انجام می شود، همانطور که در شکل نشان داده شده است. درجه حرارت پیش سرمایش،  $33^{\circ}$  فرض شده است. سه مبرد مختلف در مبدلها برای خنک کردن جریان گرم بخار می شوند. با این حال مبرد در مبدل حرارتی دوم و سوم بخار می شود و مبرد تک جزئی از جداساز بدست

می آید.



شکل (۱-۱۱): فرآیند مایع سازی گاز طبیعی به همراه پیش سرمایش و جدا ساز

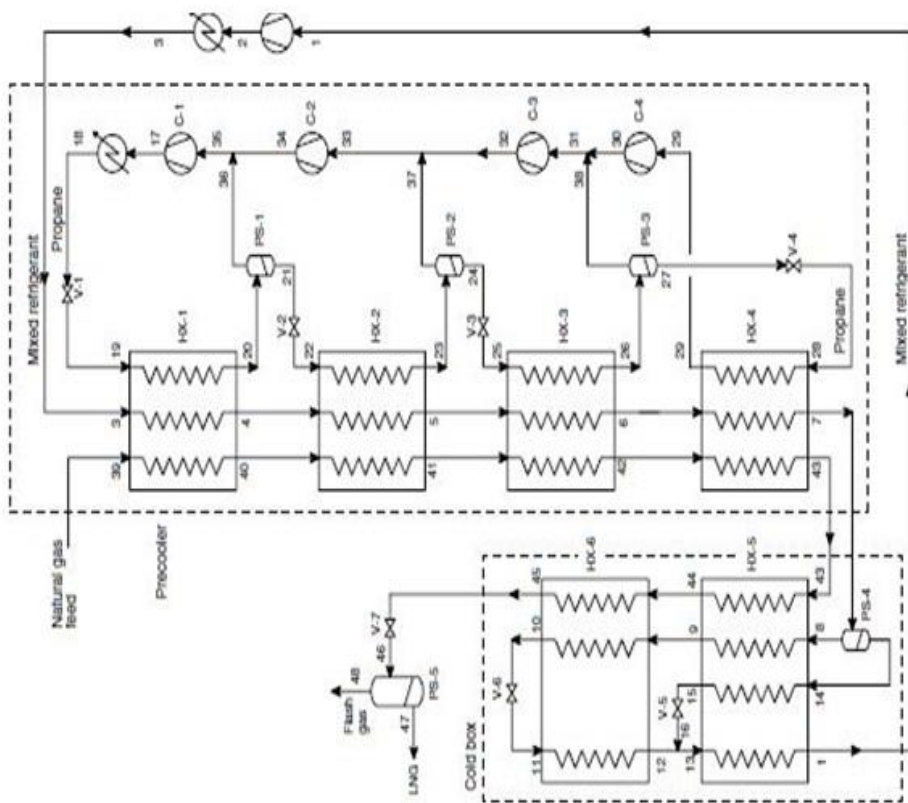
### ۷-۸-۱ فرآیند مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایش پروپان (C3-MR)<sup>۱</sup>

فرآیند مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایش پروپان در شکل (۱-۱۲) نشان داده شده است این فرآیند مشابه مایع سازی گاز طبیعی به همراه پیش سرمایش و جدا ساز که در شکل (۱-۱۱) نشان داده شده است به (استثنای قسمت پیش سرمایش). فرآیند مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایش پروپان عموماً با نام C3-MR شناخته می‌شود [۵]. پروپان در سه یا چهار سطح فشار بخار می‌شود (سه یا چهار شیر به صورت سری وجود دارد) و وظیفه پیش سرمایش گاز طبیعی و مبرد مخلوط را بر عهده دارد [۹]. فشار هر سطح فشار بستگی به دمای خروجی مبرد مخلوط و گاز طبیعی دارد. فشار پروپان در هر مبدل باید به گونه ای باشد که پروپان در خروجی مبدل دو فازی باشد (به استثنای پایین ترین سطح فشار) در غیر این صورت جریان پروپان با عبور از جداساز از قسمت بخار آن عبور می‌کند و سیکل پروپان، پیش سرمایش را

<sup>۱</sup>Propane pre-cooled phase separator (C3-MR) process

انجام نمی‌دهد[۴]. دما خروجی از مبدل مبرد مخلوط و گاز طبیعی نیز با توجه به محدودیت‌های ذکر شده برای پروپان در نظر گرفته می‌شود باید سعی شود که دمای ناحیه گرم و سرد در هر مبدل به هم نزدیک شود تا بازگشت ناپذیری و مصرف انرژی کم شود[۶]. در سیکل پروپان تعداد کمپرسور با توجه به تعداد سطوح فشار مختلف است. برای هر سطح فشار یک کمپرسور وجود دارد که وظیفه فشرده کردن پروپان را تا سطح فشار بعدی دارد. خروجی از کمپرسورها با جریان برگشتی از سطح فشار بالایی مخلوط می‌شوند تا به کمپرسورهای اصلی سیستم که وظیفه تامین فشار برای شیرهای اختناق را دارند. تعداد کمپرسورهای اصلی با توجه با اختلاف فشار مطلوب تعیین می‌شود که معمولاً دو تا سه کمپرسور برای تامین این فشار کفایت می‌کند.

در سیکل مبرد مطابق شکل (۱۲-۱) دو سطح دمایی وجود دارد (دو شیر اختناق موازی) که وظیفه رساندن گاز طبیعی به دمای مورد نظر را دارند. مبرد مخلوط بعد از گذشتن مبدل‌های پیش سرمایش وارد جدا ساز دو فازی می‌شود که با توجه به درصد اجزا مختلف مبرد و دما و فشار مبرد، دبی دو قسمت مایع و بخار آن حاصل می‌شود باید توجه داشت که دبی هر قسمت باید به گونه ای باشد بتواند در مبدل Cold Box گاز طبیعی را به دمای خواسته شده برساند. دو جریان مبرد مخلوط (که درصد اجزای مختلفی دارند)، جریان گاز مبرد مخلوط با گذشتن از دو مبدل و سرد شدن و گذشتن از شیر اختناق وظیفه تامین بار حرارتی سرد مبرد دوم را دارد (پایین ترین سطح دما) جریان مایع با گذشتن از مبدل اول (سطح دمایی بالا) و سرد شدن با عبور از شیر اختناق به دمای پایین تری نسبت به مبدل می‌رسد و با مخلوط شدن آن جریان خروجی مبرد مخلوط مبدل دوم وظیفه تامین بار سرد حرارتی مبدل اول را دارد[۱۰].



شکل (۱۲-۱): فرآیند مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایش پروپان [۵] (C3-MR)

## ۱-۹ کارخانه LNG ایران

شرکت مایع سازی گاز طبیعی ایران در نظر دارد یک کارخانه تولید LNG مشتمل بر دور ردیف فرآیندی موازی به ظرفیت سالیانه هر کدام حدود ۵/۴ میلیون تن LNG, ۲۶۳ میلیون تن پروپان, ۰/۱۹۴ میلیون تن بوتان, ۰/۲۳۱ میلیون تن میعانات گازی و ۰/۱۳۳ میلیون تن گوگرد در سواحل غربی ایران در منطقه ویژه اقتصادی انرژی پارس احداث نماید.

خوراک ورودی به این کارخانه، گاز ترش استحصالی از فازهای پارس جنوبی به میزان ۶۳ میلیون استاندارد متر مکعب در روز است که به نسبت مساوی در دو ردیف تقسیم شده و وارد هر ردیف فرآیندی این کارخانه می شود. طراحی پایه و تهیه بسته مهندسی پیشرفته این

کارخانه توسط دو شرکت JGC و Technip انجام و مدارک آن دریافت گردیده است. به منظور تسهیل در امر اجرا و افزایش استفاده از منابع داخلی؛ این طرح به سه بخش و به شرح ذیل تقسیم شده است:

**بخش اول:** شامل واحدهای فرآورش و مایع سازی گاز طبیعی، نیروگاه، سرویسهای کمکی، خدمات جانبی، و تجهیزات و تسهیلات اسکله‌های بارگیری می‌باشد.

**بخش دوم:** شامل ۳ مخزن ذخیره سازی LNG و با ظرفیت ۱۴۰۰۰۰ مترمکعب برای هر مخزن و ۲ مخزن ذخیره سازی LPG و با ظرفیت ۳۰۰۰۰ متر مکعب برای هر مخزن و تسهیلات مربوطه می‌باشد.

**بخش سوم:** شامل اسکله‌های بارگیری گوگرد، LNG، LPG و بندرگاه است.

## ۲. فصل دوم

### مروری بر تحقیقات پیشین

#### ۲-۱ مقدمه

در زمینه انتقال گاز طبیعی مطالعات و تحقیقات فراوانی انجام شده است. همانطور که در فصل قبل اشاره شد، از نظر اقتصادی مایع سازی برای حجم و فاصله متوسط و کوچک مرقون به صرفه نیست، اما با مقایسه آلودگی گاز طبیعی با سایر حامل‌های انرژی و ملاحظات اقتصادی-محیط زیستی مصرف این حامل انرژی تا سال ۲۰۳۵ به دو برابر مصرف آن در سال ۲۰۰۰ خواهد رسید.

مایع سازی گاز طبیعی در سال ۱۹۵۹ برای اولین بار با سیال عامل مبرد مخلوط توسط کلیمنکو انجام شد. در حال حاضر بیش از ۹۵٪ از سایت‌های تامین بار پایه گاز طبیعی با مبرد مخلوط کار می‌کنند. از بین فرآیندهای گروه مبرد مخلوط، فرآیندهای دارای جداساز و پیش

سرمایش دارای مصرف انرژی و هزینه نگهداری کمتری هستند. آغاز قرن ۲۱ بیشترین سایت‌های راه اندازی شده فرآیند مبرد مخلوط با پیش سرمایش پروپان بوده است و به گونه ای که در حال حاضر این فرآیند حدود ۸۰٪ از گاز مایع جهان تولید می‌کند.

در ابتدا یک دسته بندی کلی در بین کارهای پیشین انجام می‌شود. در مطالعات قبل معمولاً پژوهشگران با روش‌های عددی، کد نویسی یا استفاده از نرم افزار نتایج خود را بدست آورده اند. اگر بدون در نظر گرفتن روش، مطالعات پیشین را دسته بندی کنیم می‌توان آنها به دو دسته آنالیز ترمودینامیکی-اگرژتیک و آنالیز پینچ-اقتصادی تقسیم کرد. تحلیل ترمودینامیکی که با بررسی پارامترهای موثر شامل دما، فشار، نوع مبرد به مطالعه سیستم پرداختند. و تحلیل اگرژی که با بررسی تخریب اگرژی محل‌های که قابلیت صرفه جویی انرژی در آنها است را مشخص می‌کند. تحلیل پینچ با بررسی چیدمان، مبدل‌ها و سایر تجهیزات سیستم را مورد بررسی قرار می‌دهد و سعی در آن دارد که میزان انرژی مصرفی خارجی را به وسیله بازیافت حرارت از سیستم کاهش دهد.

## ۲-۲ مطالعات ترمودینامیک

مطالعات پیشین عمداً با انجام محاسباتی و اعمال تغییراتی بر روی متغیرهای موثر به دنبال کاهش مصرف انرژی و بهینه کردن سیستم بوده اند. فین<sup>۱</sup> و همکاران و گيست<sup>۲</sup> [۱۱] در گزارش‌هایی جزئیات مزایا و معایب هر یک از این چرخه‌ها از جمله فرآیند آبشاری و فرآیند مبرد مخلوط را ارائه دادند. انرژی مورد نیاز بر گیلوگرم گاز مایع تولیدی و بررسی متغیرهای موثر هر چرخه با یکدیگر مقایسه شد. انرژی مورد نیاز برای میعان یک کیلوگرم از گاز طبیعی

---

<sup>۱</sup>Finn

<sup>۲</sup>Geist



در سیکل آبشاری، حدود ۱۱۸۸ کیلوژول است. با این حال، انرژی مصرفی این فرآیند بسته به شرایط چرخه مایع مایع سازی و سایت متفاوت است. عملاً حدود ۸٪ از خوراک گاز ورودی فرآیند LNG برای مایع سازی مصرف می‌شود.

مطالعات انجام شده معمولاً قابل تفکیک از هم نبوده و معمولاً در یک مطالعه آنالیزهای متفاوتی انجام شده است از این رو آنالیز ترمودینامیکی و آنالیز انرژی به دلیل یکسان بودن متغیرها، تاثیر متقابل و عدم تفکیک آنها از یکدیگر در یک دسته قرار گرفته اند.

## ۲-۲-۱ مطالعات انجام شده در مورد مبرد

در بیش از نیمی از کارهای انجام شده بر روی فرآیند مبرد مخلوط تعیین درصد مواد مبرد مخلوط از بررسی شده و اهمیت خاصی برخوردار بوده است. در صد اجزا مبرد بسته به تعداد اجزا یک تابع پیچیده غیر خطی خواهد بود که انتخاب بهترین مبرد برای هر فرآیند کار بسیار مشکلی است. بویارسکی و همکاران<sup>۱</sup> [۱۳] کسر جرمی مخلوط مبرد برای فرآیندهای تبرید خاص با دماهای متفاوت به دست آوردند. مبرد مخلوط، مخلوطی از چند هیدروکربن (مانند متان یا اتان و...) و نیتروژن است. پیدا کردن کسر جرمی بهینه مبرد مخلوط، که نزدیک ترین شباهت به منحنی سرمایش و گرمایش گاز طبیعی داشته باشد، نیاز بهینه سازی چندین متغیر دارد (به عنوان مثال، کسر جرمی و سطح فشار). آنها توانستند با تغییر کسر جرمی مواد و تغییر سطوح فشار به کسر جرمی بهینه برسند. پاتل و همکاران<sup>۲</sup> [۱۲] در تحقیقی با تمرکز بر روی اجزای مبرد مخلوط و با توجه به پیچیدگی بالا در طراحی چرخه مایع سازی گاز طبیعی با انجام سعی و خطا برای انتخاب مبرد و پس از آن مقایسه چند سیستم دیگر برای هر سیستم مبردی پیشنهاد دادند. آنها با توجه به فشار عملکردی هر فرآیند مبردی را برای آن پیشنهاد

---

<sup>۱</sup>Boyarsky

<sup>۲</sup>Patel

دادند. وطنی و همکاران<sup>۱</sup> [۱۴] تاثیر استفاده همزمان دو مبرد مخلوط در یک سیکل تولید LNG، NGL را بررسی کردند و نتایج بدست آمده گویای افزایش بازده و کاهش انرژی مصرفی سیستم نسبت به نمونه ابتدایی و تولید اتان با خلوص بالاتر از ۹۰٪ بود. مرتضوی و همکاران<sup>۲</sup> [۱۹] با استفاده از کد نویسی الگوریتم ژنتیک و در نرم افزار متلب دریافتند درصد جرمی هر جزء از مبرد متناسب حرارت مورد نیاز در سطح فشار آن جزء مبرد است. در مطالعه آنها چند فرآیند مورد مطالعه قرار گرفته و برای هر کدام مبردی ارائه گردید. مبرد، در فرآیندهای مبرد مخلوط، تابعی از نحوه سرمایه‌گذاری گاز طبیعی و محدوده دمایی و ... است. آنالیز مبرد در اکثر مطالعات مورد توجه بوده است. مبرد معمولاً با تغییر شرایط هر مطالعه و تغییر فرآیند دچار تغییر می‌شود.

## ۲-۲-۲ طراحی مجدد و تغییر متغیر عملکردی

طراحی دوباره و ارائه مشخصات عملکردی فرآیندهای مخلوط مبرد توسط گادهیروجا ونکاترانهام<sup>۳</sup> [۵] مورد بحث قرار گرفت. ماهیت پیچیده و نیازمند انرژی مایع سازی گاز طبیعی، و نیز محدوده دمایی گسترده‌ای که مبرد در آن عمل می‌کند، منجر به طراحی و بهره‌برداری از انواع فرآیند مبرد مخلوط برای تولید LNG منجر شده است. فرآیندهای مایع از گاز طبیعی ممکن است با توجه به انتخاب مبرد طبقه بندی شوند. گادهیروجا با تغییر مرحله مبرد خالص به یک مرحله مبرد مخلوط و یا یک فاز مبرد گاز تحلیل انرژی و انرژی و قییدهای طراحی مورد بررسی قرار داد. او در پایان تمامی فرآیندهای مایع سازی معمول را مورد بررسی قرار داد و کتاب او دایره‌المعارفی برای سیستم‌های دمای پایین است.

مرتضوی و همکاران [۱۹] از طریق شبیه سازی در هایسیس و بهینه سازی در متلب و

---

<sup>۱</sup>Vatani

<sup>۲</sup>Mortazavi

<sup>۳</sup>Venkatarathna

تغییر متغیرهای عملکردی توانستند انرژی و توان فشرده سازی در یک فرآیند مبرد مخلوط پیش سرمایه‌گذاری پروپان را کاهش دهند. در تحقیق‌شان برای کم شدن حجم محاسبات و ساده سازی روابط، بهینه سازی در دو مرحله انجام شده است. در ابتدا چرخه مبرد مخلوط بهینه سازی شده است بطوریکه بار سرمایه‌گذاری سیکل پروپان به حداکثر خود برسد، و سپس چرخه پروپان با چرخه مبرد مخلوط بهینه می‌شود. با آزمایش روش‌های بهینه سازی مختلف مشخص شد در صد خطا زیاد تفاوتی با یکدیگر ندارد، اما الگوریتم ژنتیک نسبت به روش‌های مبتنی بر گرادیان جست و جوی بهتری را انجام می‌دهد و سرعت بیشتری نیز دارد.

بیک<sup>۱</sup> [۲۰] و همکاران فرآیند آبشاری را با مبرد مخلوط شامل یک شیر ژول تامسون به جای توربین ارائه دادند. در یک فرآیند مبرد مخلوط آبشاری با استفاده از شیر ژول تامسون گرچه کار انبساطی نخواهیم داشت اما کاهش کار مصرفی کمپرسورها این فرآیند نسبت به فرآیند مبرد خالص نیاز به برر سی دارد. شبیه سازی در نرم افزار های سیس برای ترکیب مبرد مختلف و متغیرهای موثر برای بهبود طراحی انجام شده است. با توجه به نتایج، فرآیند مبرد خالص آبشاری دارای انرژی مصرفی کمتری از مبرد مخلوط است.

استفاده از مفاهیم تبرید برای پیش سرمایه‌گذاری گاز طبیعی در فرآیند مختلف LNG و مقایسه مصرف برق و انتقال حرارت مورد نیاز برای دو آب و هوای متفاوت توسط کاستیلو<sup>۲</sup> [۲۳] و همکاران مورد مطالعه قرار گرفت. مطالعه مورد اول، سه مرحله چرخه پیش سرمایه‌گذاری پروپان در یک فرآیند C3MR که توسط یک فرآیند دو مرحله مبرد مخلوط با همان دمای کارکرد جایگزین شده است. در مطالعه مورد دوم، که در آن برای اولین بار چرخه MFC در فرآیند با یک چرخه پروپان سه مرحله جایگزین شد، درجه حرارت پیش سرمایه‌گذاری با توجه به

---

<sup>۱</sup>Baek

<sup>۲</sup>Castillo

محدودیت‌هایی دمای تبخیر پروپان دارد، افزایش یافته است. نوپ‌سندگان دریافتند که مصرف برق و UA<sup>۱</sup> مورد نیاز برای پیش‌سرمایش پروپان کمتر می‌باشد، در حالی که مبرد مخلوط آبشاری توزیع مصرف برق بهتری در میان مراحل مختلف سرمایش دارد. بوارسکی<sup>۲</sup> [۲۱] و همکاران در آنالیزی با در نظر گرفتن چند مبرد برای فرآیند مایع‌سازی مبرد مخلوط به مطالعه اثر درجه حرارت محیط، درجه حرارت تبرید و خواص مبرد، بر ظرفیت تبرید و مصرف انرژی پرداختند به علاوه با فرض بازده کمپرسور، اختلاف درجه حرارت و افت فشار مبدل حرارتی را برآورد کردند. چانگ<sup>۳</sup> [۲۴] و همکاران با شبیه‌سازی فرآیند در نرم‌افزار هایسیس، محاسبات ساده‌ای برای مبدل حرارتی را انجام دادند و با کد محاسباتی دقیقی با استفاده از یک سیستم معادلات دیفرانسیل برای توازن انرژی محلی مقایسه کردند، و این کار برای جریان دارای ضرایب انتقال حرارت متفاوت گزارش دادند. نتایج نشان می‌دهد که برای رسیدن به یک درجه حرارت ثابت برای همه جریان‌های سرد و گرم، در یک مبدل حرارتی عملی دشوار است. علاوه بر اندازه و تعداد جریان‌ها، بازده ترمودینامیکی یک مبدل حرارتی نیز در پیکربندی آن تاثیر دارد. در پژوهش آنها، مدل شبیه‌سازی شده مبدل حرارتی ساده به عنوان حد بالا بکار می‌رود و برای یک طراحی مناسب می‌توان به آن ایده‌آل فرض کرد. محمدپور و همکاران با شبیه‌سازی فرآیندهای پریکو، مینی و سیکل اکسپاندی در نرم‌افزار هایسیس به بررسی تاثیر فشار، دما و دبی گاز ورودی گاز طبیعی بر انرژی مخصوص تولید گاز طبیعی در ایستگاه تقلیل فشار پرداختند. نتایج نشان می‌دهد که افزایش فشار و کاهش دمای ورودی گاز طبیعی تاثیر چشمگیری بر میزان انرژی مصرفی فرآیند دارد.

---

<sup>۱</sup>Unit Area

<sup>۲</sup>Boiarski

<sup>۳</sup>Chang

<sup>۴</sup>Prico

چیو<sup>۱</sup> [۱۱] و همکاران تجزیه و تحلیل اگزرژی را برای یک فرآیند مبرد خالص با جداساز و یک فرآیند مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایه‌گذاری پروپان برای مایع سازی گاز طبیعی را انجام دادند. تلفات اگزرژی در حدود ۵۵٪ گزارش گردید که در فرآیند مبرد خالص نسبت به فرآیند مبرد مخلوط بیشتر بود، عمدتاً به دلیل محدوده جوش گسترده ای که مبرد مخلوط در مبدل‌های حرارتی ایجاد می‌کنند باعث می‌شود حرارت دما ثابت انتقال یابد. گاوو<sup>۲</sup> [۲۶] مطالعه ای را برای تولید متان از زغال سنگ و تبدیل آن به LNG در فرآیند مبرد مخلوط با پیش سرمایه‌گذاری انجام دادند. این مطالعه مصرف برق مصرفی به ازای LNG تولیدی برای جریان خوراک با محتوای مختلف نیتروژن به حداقل رسید. محققان چرخه مبرد مخلوط را در یک روش سه مرحله ای کردند. اول، میزان جریان جرمی جزء مبرد برای دما و فشار مقادیر داده شده بهینه شده است. دوم، برای پیدا کردن مقدار بهینه برای دو سطح درجه حرارت جستجو جامع استفاده می‌شود و در نهایت، برای دو سطح فشار نیز جستجوی جامع انجام می‌شود. هاتچر<sup>۳</sup> [۲۷] و همکاران سیستم مبرد مخلوط از فرآیند مبرد مخلوط با پیش سرمایه‌گذاری پروپان برای فرمول بندی‌های مختلف تابع هدف بهینه کردند. قبل از بهینه سازی، متغیرهای موثر و نقطه شروع مناسب و قیدهای عملی سیستم برای بهینه سازی از طریق تجزیه و تحلیل حساسیت شناسایی شد. این فرآیند در هایسیس مدل سازی و مسئله بهینه سازی با استفاده از الگوریتم بهینه سازی جستجو کلی حل شده است. اما برای عملکرد بهینه، تنها نگرانی عامل هزینه است، به حداقل رساندن قدرت کمپرسور و انتخاب بهترین تابع هدف اهمیت زیادی دارد، در حالی که برای طراحی بهینه هر دو هزینه سرمایه گذاری و عملیاتی از توابع هدف تحقیق بودند هدف از به حداقل رساندن هزینه، مجموع وزنی قدرت کمپرسور و UA است.

---

<sup>۱</sup>Chiu

<sup>۲</sup>Gao

<sup>۳</sup>Hatcher

هوانگ<sup>۱</sup> [۲۴] برای یک فرآیند مبرد مخلوط دوگانه مایع سازی گاز طبیعی، با استفاده از روش بهینه سازی ترکیبی و ترکیب الگوریتم ژنتیک با برنامه نویسی درجه دوم متوالی کل توان فشرده سازی را به حداقل رساندند. مدل سازی در نرم افزار هایسیس انجام شده است و از بهینه ساز EZ برای بهینه سازی استفاده شد. در پایان آنها با مقایسه سیستم بهینه شده به ۷/۴۵٪ کاهش مصرفی انرژی نسبت به فرآیند اولیه دست یافتند.

سناوندی<sup>۲</sup> [۱۰] و همکاران یک فرآیند بهبود یافته شامل سه مرحله پیش سرمایه‌گذاری پروپان و دو مبدل دما پایین مبرد مخلوط در نرم افزار هایسیس شبیه سازی کردند. آنان در مطالعه خود، دمای اشباع در مرحله پیش سرمایه‌گذاری، دمای خروجی از مبدل‌ها، دمای خروجی از سردکن‌ها<sup>۳</sup> و کیفیت این جریان را به عنوان متغیر موثر در نظر گرفتند. بازده مرحله پیش سرمایه‌گذاری مورد بررسی گرفت و تابع هدف اصلی انرژی مصرفی برای تولید یک کیلوگرم گاز مایع تعریف شد. آنها دریافتند که ترکیب مبرد مخلوط موثرترین پارامتر در عملکرد چرخه است. بنابراین، ترکیب مبرد مخلوط با دو روش بهینه سازی شد. نتایج نهایی بدست آمده هم از نظر تئوری و هم عملی انحراف ثابتی داشتند. در نتیجه آنان انرژی مصرفی مخصوص را از  $\text{kJ/kg}$  ۱۰۲۸/۹۸ شرایط اولیه به  $\text{kJ/kg}$  ۹۷۳/۵ در شرایط بهینه رساندند که ۵/۳۵٪ انرژی مصرفی مخصوص را در تحقیقشان کاهش دادند.

قربانی<sup>۴</sup> [۲۸] و همکاران در یک مطالعه به بررسی بازیافت حرارتی در مایعات گاز طبیعی، مایع سازی گاز طبیعی و واحد نیتروژن زدایی پرداختند. با حذف نیتروژن و هیدروکربن‌های موجود در گاز طبیعی، فرآیند مایع سازی گاز طبیعی با انرژی کمتری انجام می‌شود. نتایج نشان داد که انرژی مصرفی مخصوص  $\text{kJ/kg}$  ۱۲۹۲ است و بیشتر از ۹۰٪

---

<sup>۱</sup>Hwang J-H

<sup>۲</sup>Sanavandi

<sup>۳</sup>Aftercooler Temperature

<sup>۴</sup>Gorbani

مابعات گاز طبیعی در سیستم مورد بررسی آنان حذف شد. آنالیز حساسیت انجام شده نشان داد که این فرآیند قادر به حذف نیتروژن ۱۵٪-۴٪ است. شریق خان<sup>۱</sup> [۲۹] و همکاران در مقاله ای با به کار بردن روش‌های عددی به تحلیل و بررسی و مطالعه اثر سطوح فشار و دما بر انرژی مصرفی مایع سازی گاز طبیعی پرداختند. آنان با پیاده سازی یک روش ساده با متغیرهای عملکردی، توانستند بهینه سازی غیر خطی متغیرها را مورد مطالعه قرار بدهند. با این روش برای دو فرآیند SMR<sup>۲</sup> و C3MR<sup>۳</sup> متغیرهای اصلی شناسایی و انرژی مصرفی بهینه شد. نتایج بدست آمده با نتایج مطالعات دیگر مقایسه و نشان داد که این روش سازگاری خوبی با فرآیند مایع سازی گاز طبیعی دارد. نجیب الله خان<sup>۳</sup> [۵] و همکاران با مطالعه بر روی سیستم آبشاری مایع سازی به همراه پیش سرمایه‌گذاری پروپان و تعیین شرایط عملکرد بهینه تبخیر کننده پروپان انرژی کلی مصرفی را برای مقیاس بزرگ مایع سازی بهینه سازی کردند. آنان آنالیز انرژی و انرژی برای سنجیدن بازده سیکل پروپان نیز مورد بررسی قرار دادند. بیشترین کاهش مصرف انرژی در مورد شش فرآیند ارائه داده شد و برای انجام محاسبات تخریب انرژی در سیکل پیش سرمایه‌گذاری پروپان از هایدروسیس استفاده شد که نتایج آنالیز انرژی و انرژی انجام شده و بیشترین بازده انرژی و COP با نمونه اصلی مقایسه گردید. مقایسه نتایج نشان داد که کاهش بار سرمایه‌گذاری اواپراتور در مراحل میانی پیش سرمایه‌گذاری می‌تواند حدود ۱۳/۵٪ نسبت به نمونه اصلی انرژی کمتری مصرف کند.

### ۲-۳ مطالعات پینچ و اقتصادی انجام شده

از آنجایی که فرآیندهای مایع سازی گاز طبیعی نو و از طرفی آنالیز پینچ عمری در حدود دو دهه دارد، این بخش از پژوهش‌ها تا حد زیادی جای کار دارد.

---

<sup>۱</sup>Mohd Shariq Khan

<sup>۲</sup>Single mixed refrigerant

<sup>۳</sup>Nazreen Begum Najibullah Khan

می یونگ چانگ<sup>۱</sup> [۱۵] و همکاران در یک طرح پیشنهادی برای دولت کره با ترکیب چند مرحله چرخه برایتون و بهینه سازی آن توانستند بازده مایع سازی و قابلیت اطمینان به سیستم را افزایش دهند. از آنجا که هیچ مبرد مخلوطی مورد استفاده قرار نگرفت، این سیستم ساده در عمل قوی و قابل اطمینان است. از اصول به حداقل رساندن تولید آنتروپی، نویسندگان این نتیجه رسیدند که اختلاف دمای بهینه مبدل حرارتی یک تابع خطی از دمای سیال است. با استفاده از منحنی ترکیبی هر مبدل توانستند میزان دبی و دمای مبرد را تعیین کنند. اسپلاندر<sup>۲</sup> [۱۶] و همکاران در مقاله ای به تجزیه و تحلیل پینچ توسعه یافته و روش طراحی با استفاده از اگزرژی بر اساس فشار برای خنک کن‌های مادون سرد توجه نمودند. آنها با ارائه محدوده عملکردی سیستم و بدست آوردن منحنی ترکیبی برای چند فشار به بررسی م صرف انرژی خارجی پرداختند. لینهوف<sup>۳</sup> [۱۷] و همکاران از روش جدیدی برای سنتز روند گسترش تحلیل پینچ سنتی با محاسبات اگزرژی استفاده کردند. این روش پتانسیل بسیار زیادی برای به حداقل رساندن انرژی مورد نیاز (کار محوری کل) در فرآیندهای سرد را نشان داد. که بهینه سازی کار فشرده سازی و انبساط برای فرآیند به همراه کار مورد نیاز جریان برای خنک کردن را به عنوان هدف مطالعه قرار دادند. این روش، به تحلیل پینچ و طراحی با دو نمونه برای اولین بار در یک مثال ساده شد، استفاده از اگزرژی جریان سرد بر اساس فشار برای خنک کردن یک جریان گرم نشان داده شد پس از آن که در مثال اصلی از روش‌های طراحی به منظور توسعه یک فرآیند جدید برای مایع سازی گاز طبیعی استفاده شد.

یینگ<sup>۴</sup> [۲۵] دو فرآیندهای مختلف برای مایع سازی گاز طبیعی، فرآیند مخلوط مبرد و فرآیند برایتون معکوس، را برای شرایط موجود بهینه سازی و مقایسه کردند با این حال، روش

---

<sup>۱</sup>Ho-Myung Chang

<sup>۲</sup>Audun Aspelund

<sup>۳</sup>Linnhoff

<sup>۴</sup>Ying QS



دقیق مشخص نشده است. هزینه سرمایه گذاری نیز مورد ارزیابی قرار گرفت نوپسندگان در یافتند مصرف برق و همچنین هزینه سرمایه گذاری و هزینه عملیاتی برای فرآیند مبرد مخلوط کوچکتر است. وانگ<sup>۱</sup> [۳۰] و همکاران در تحقیقی به بررسی دو فرآیند C3MR و DMR<sup>۲</sup> برای چهار تابع هدف مختلف پرداختند. این توابع عبارتند از: کار مصرفی محوری، هزینه سرمایه گذاری، هزینه جاری سالانه، هزینه سرمایه گذاری کمپرسورها و ضریب انتقال حرارتی کلی و مساحت مورد نیاز مبدل‌ها. نتایج بدست آمده نشان می‌دهد که کار مصرفی محوری برای فرآیند C3MR، ۴۸/۶٪ و برای DMR، ۴۴/۵٪ در مقایسه با نمونه اولیه کاهش پیدا کرده است اما توابع هزینه سرمایه گذاری نیز افزایش پیدا کرده است. در پایان نوپسندگان دریافتند که از نظر اقتصادی مناسبتر است که هزینه‌های سرمایه گذاری کاهش دهند.

#### ۲-۴ مزیت و تفاوت‌های این تحقیق با سایر مطالعات مرتبط

در پایان این فصل باید ذکر شود، گرچه محققان زیادی در مورد مایع سازی گاز طبیعی مطالعه انجام داده اند اما این سیستم هنوز می‌تواند بهبود یابد یا فراگیرتر شود. در مطالعه پیش رو با ارائه و شناخت سیستم و داشتن دیدگاه پینچ بر مساله به دنبال یافتن اتلاف انرژی و بازیابی آنها در نهایت بهبود عملکرد فرآیند هستیم.

تفاوت این کار با سایر مطالعات مشابه از دو جهت قابل ذکر است، اول آن که این مطالعه به بررسی همزمان پینچ، تخریب انرژی و متغیرهای عملکردی فرآیند می‌پردازد؛ دوم اضافه شدن چند مبدل بازیابی حرارتی که در واقع می‌توان گفت، این مطالعه طراحی جدیدی برای مایع سازی گاز طبیعی ارائه می‌دهد. جهت بازیابی حرارتی، مبدلهایی به فرآیند پیش فرض

---

<sup>۱</sup>Hwang J-H

<sup>۲</sup>Doual mixed refrigerant

اضافه خواهد شد که طبعاً متغیرهای ترمو دینامیکی و قیدهای فرآیندی عملیاتی سیستم را می‌افزاید. در فصل ۳ برای بیان معادلات حاکم و خلاصه کردن این روابط از سیستم با اجزای اصلی استفاده شده است. انتخاب باید به گونه ای باشد که این متغیرها تاثیر زیادی بر انرژی مصرفی و تخریب اگزرژی داشته باشند به شرط آن که فرآیند را از لحاظ عملیاتی با مشکل مواجه نکنند. در فصل‌های آینده به تفصیل به شناسایی این متغیرها و رابطه آنها با عملکرد سیستم خواهیم پرداخت.

## ۳. فصل سوم

معرفی فرآیند مایع

سازی و روابط

حاکم

در این فصل به شناخت مسیر مطالعه و نحوه استخراج و بدست آوردن خاصیت‌های ترمودینامیکی و بیان این خواص در قالب روابط ترمودینامیکی خواهیم پرداخت برای هر واحد مشابه در فرآیند روابط ترمودینامیکی نیز مشابه است. به خاطر تعدد تجهیزات در فرآیند و تشابه آنها، روابط ارائه شده برای فرآیند ساده تری بیان شده است. روابط ارائه شده در تجهیزات، قانون اول و دوم است که از آنها کار و انتقال حرارت مربوط به تجهیزات را استخراج خواهیم کرد. و سپس به بیان روابط اگزرژی و پینچ آنها خواهیم پرداخت.

## معادلات حاکم

### ۳-۱-۱ معادله ی حالت

در این تحقیق برای پیش بینی خواص ترموفیزیکی مخلوط هیدروکربن ها و نیتروژن همچنین محاسبات تعادل فازهای بخار-بخار مایع از معادله حالت پینگ-رابینسون استفاده شده است. این معادله دقت قابل قبولی برای بدست آوردن خواص ترمودینامیکی گاز طبیعی در این محدوده دمایی دارد. تقریباً در تمامی کارهای عددی و تحلیلی انجام شده از این معادله حالت استفاده شده است.

معادله حالت پینگ-رابینسون یک معادله حالت نیمه تجربی بوده و از معادله‌های حالت مشتق شده از فرم واندروالس است [۵]، [۳۸]، [۴۱]. فرم تجربی این معادله حالت به صورت رابطه ی (۳-۱) است:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{\alpha\alpha}{v(v+b)+b(v+b)} \quad (3-1)$$

در رابطه (۳-۱)،  $\alpha$  و  $b$  ثابتهای معادله حالت بوده  $\alpha$  ضریب بدون بعد وابسته به دمای کاهیده می‌باشد. مقدار  $\alpha$  با توجه به رابطه (۳-۲) بدست می‌آید:

$$\alpha = [1 + m(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (3-2)$$

در رابطه (۳-۲)،  $T_r$  دمای کاهیده است. در این رابطه ضریب  $m$  بصورت (۳-۳) تعریف می‌گردد:

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

در رابطه (۳-۳)،  $\omega$  فاکتور خروج از مرکز نامیده می‌شود که مقادیر آن برای موارد مختلف در مرجع [۴۳] ذکر شده است. در این تحقیق از بانک اطلاعاتی نرم افزار هایسیس جهت محاسبه این فاکتور استفاده شده است. ضرایب  $\alpha$  و  $b$  در رابطه (۳-۱) با استفاده از قیده‌های

نقاط بحرانی که به قیود واندروالس مشهور هستند، بدست می‌آیند [۱۰]. این قیود در نقطه بحرانی عبارتند از:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial v}\right)_{T=T_c} = 0 \quad (3-4)$$

$$\left(\frac{\partial^2 P}{\partial^2 v}\right)_{T=T_c} = 0 \quad (3-5)$$

اگر این قیود را در رابطه (۳-۱) اعمال کنیم ضرایب  $\alpha$  و  $b$  به صورت (۳-۶) و (۳-۷) بدست خواهند آمد [۱۰]:

$$\alpha = \Omega_\alpha \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (3-6)$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c} \quad (3-7)$$

توضیحاتی که تا اینجا در رابطه با معادله حالت ارائه شد، مربوط به پیش بینی خواص مواد خالص بود در مورد مخلوط‌ها می‌توان از معادله حالت مذکور همراه با یک قانون اختلاط استفاده کرد. قوانین اختلاط بسیاری پیشنهاد شده اند که در این تحقیق از قانون اختلاط تصادفی (قانون اختلاط واندروالس) استفاده شده است [۸]. براساس این قانون ضرایب  $\alpha\alpha$  و  $b$  معادله حالت پیچ - رابینسون که در مورد مخلوط‌ها با  $(\alpha\alpha)_{mm}$  و  $b_m$  نشان داده می‌شوند از روابط (۳-۸) تا (۳-۱۰) بدست می‌آید:

$$P = \frac{RT}{v-b_m} - \frac{(\alpha\alpha)_m}{v(v+b_m)+b_m(v+b_m)} \quad (3-8)$$

$$b_m = \sum_i [z_i b_i] \quad (3-9)$$

$$(\alpha\alpha)_m = \sum_i \sum_j [z_i z_j \sqrt{\alpha_i \alpha_j \alpha_i \alpha_j} (1 - k_{ij})] \quad (3-10)$$

در رابطه (۳-۹) پارامتر  $k_{ij}$  ضریب اثر متقابل مواد است که مقادیر مربوط به آن برای مواد مختلف در بانک اطلاعاتی نرم افزار هایسیس موجود می باشد. در این رابطه  $z_i$  درصد ترکیب مولی جزء  $i$ -ام است [۴۴]. جهت مدل سازی ترمودینامیکی فرآیندهای مایع ساز، از مدل های پایای نرم افزار اسپن هایسیس بهره برده شده است. مدل سازی ترمودینامیکی فرآیندها منوط به آنالیز ترمودینامیکی تک تک اجزا آن شامل کمپرسورها، مبدل های حرارتی و منبسط کننده ها می باشد که در ادامه روابط ترمودینامیکی حاکم بر هر یک ارائه می گردد. روابط حاکم با توجه به فرضیات و ساده سازی انجام شده، روابط موازنه جرم و انرژی برای حجم کنترل به ترتیب به صورت زیر می شوند [۳۵]:

$$\sum \dot{m}_{in} = \sum \dot{m}_{out} \quad (3-11)$$

$$\dot{Q} - \dot{W} = \sum \dot{m}_{in} h_{in} - \sum \dot{m}_{out} h_{out} \quad (3-12)$$

$$\dot{E}_{heat} - \dot{W} = \sum \dot{E}_{in} - \sum \dot{E}_{out} + \dot{E}_{D.total} \quad (3-13)$$

در روابط (۳-۱۱) تا (۳-۱۳)،  $\dot{m}$  دبی جرمی سیال،  $\dot{Q}$  و  $\dot{W}$  به ترتیب حرارت ورودی و کار خروجی،  $h$  آنتالپی و زیر نویس  $in$  و  $out$  به معنای ورود و خروج می باشد و  $\dot{E}_{D.total}$  مجموع نرخ اتلاف انرژی در اجزاء،  $\dot{E}_{heat}$  انرژی منتقل شده در دمای  $T$  است و مقدار آن را می توان از رابطه (۳-۱۴) بدست آورد:

$$\dot{E}_{heat} = \sum (1 - T_0 / T) \dot{Q} \quad (3-14)$$

زیر نویس صفر در رابطه (۳-۱۴) به معنای حالت مرده (محیط) است. برای محاسبه جریان انرژی یا  $\dot{E}$  نیز می توان نوشت:

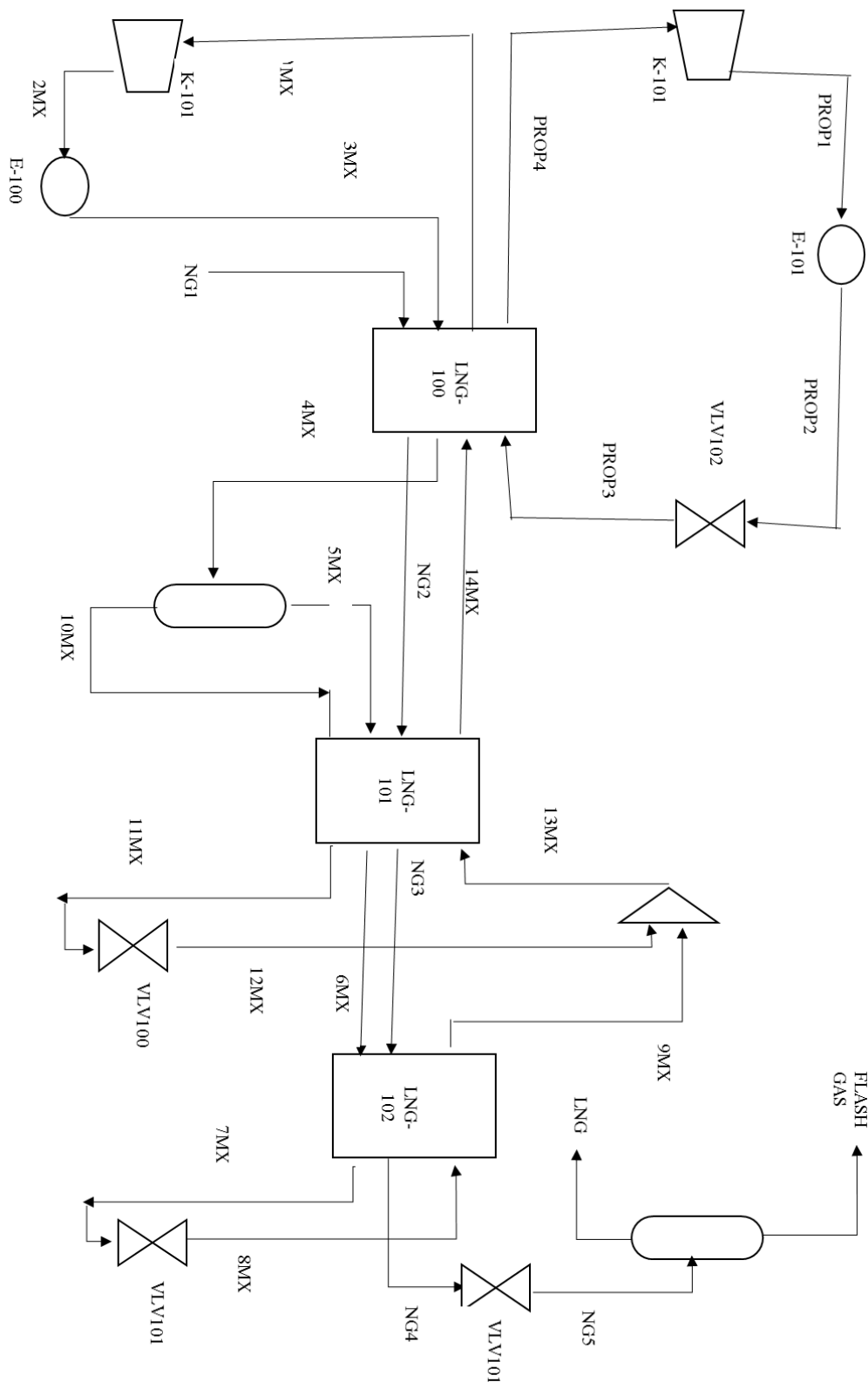
$$e = h - h_0 - T_0 (s - s_0) \quad (3-15)$$

$$\dot{E} = \dot{m} e \quad (3-16)$$

با توجه به اینکه در پیکر بندی شکل (۳-۱) تقریباً تمام اجزاء که ممکن است در C3MR مورد

استفاده قرار گیرند وجود دارد ، با کمک شماره‌های گذاشته شده در این پیکر بندی روابط حاکم بر اجزاء بیان خواهند شد. این فرآیند، یک نمونه اولیه برای بیان ساده تر و خلاصه ی معادلات حاکم و برای بدست آوردن اشراف کلی بر سیستم و عملکرد سیکل شبیه سازی شده است. در پایان با مقایسه این سیستم با کارهای مشابه دیگر محققان به دنبال بهبود عملکرد و صرفه جویی در انرژی، به این سیستم تجهیزات متعدد دیگری اضافه خواهد شد. شکل (۱-۳) نمونه ای ساده شده از فرآیند مورد مطالعه است و تجهیزات اصلی فرآیند در آن مشخص شده است، این شکل برای بیان معادلات ترمودینامیکی بر سیستم ارائه می‌شود.





شکل (۳-۱): شماتیک فرآیند C3MR

کل توان مصرفی فرآیند توسط کمپرسورهای سیکل مبرد مخلوط و پیش سرمایش پروپان مصرف

می شود که داریم:

$$w_{total} = \sum_1^n W_{i,prop} + \sum_1^n W_{i,mr} \quad (17-3)$$

### ۳-۱ فرضیات و قیدهای مدل سازی

قیدها و ساده سازی در نظر گرفته شده در مدلها توسعه داده شده برای فرآیند مایع سازی گاز

طبیعی مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایه‌گذاری پروپان مورد مطالعه در این تحقیق عبارت اند از:

- گاز طبیعی پس از مراحل تصفیه سازی وارد سیکل می‌شود (هیدروژن زدایی، اسید زدایی، دی اکسید کربن زدایی و...)

- سردکنها توسط جا به جایی هوا یا جریان آب خنک می‌شوند و دمای خروجی مبرد از

آن °C ۳۰ است.

- گاز طبیعی با دمای °C ۲۵، فشار ۶۵ Bar وارد می‌شود.

- فرآیند پایا است و اختلاف انرژی جنبشی و پتانسیل نقاط مختلف سیستم با یکدیگر

ناچیز است.

- معادله حاکم بر سیالهای عامل Peng-Robinson در نظر گرفته شده است

[۱۹], [۱۱].

- بازده ایزنتروپیک کمپرسورها ۸۳٪ فرض شده است [۱۱].

- گاز طبیعی از ۸۶٪ درصد متان و ۷/۵٪ اتان، ۶/۴٪ پروپان و بقیه آن از نیتروژن

تشکیل شده است [۱۹].

- افت فشار در مبدلها و خط لوله ناچیز فرض می‌شود.

- مبدل‌های حرارتی و خط لوله تلفات حرارتی ندارند.

- کمترین LMTD مجاز برای مبدلها °C ۳ و دمای خروجی تمام جریانها سرد

باهم و جریانهای گرم با هم برابر است [۳۳].

- نسبت فشار خروجی به ورودی برای هر کمپرسور حداکثر برابر ۳ خواهد بود [۱۵].

• کیفیت جریان ورودی به کمپرسور پایین ترین سطح فشار باید برابر یک باشد. (جریان

(PROP18)

این فرض برای آسیب نرسیدن به کمپرسور مورد توجه قرار گرفته است.

در این فصل با بیان هر یک از متغیرهای مذکور و تاثیر آن بر روی توابع هدف بررسی خواهد شد.

## ۳-۲ محاسبات ترمودینامیکی مربوط به سیکل پیش سرمایه‌گذاری

### پروپان:

برای تحلیل ترمودینامیکی فرآیند نیاز است تا فرآیند انجام شده روی هر جریان به صورت جدا بررسی شود. با نوشتن قانون اول و رابطه انرژی برای سیستم ساده در ابتدا به دنبال درک اجمالی سیستم خواهیم بود.

### ۳-۳-۱ کمپرسور

همانطور که در فرض شد کمپرسور از حالت ایزنتروپیک انحراف دارد و بازده آن برابر ۸۳٪ است، بنابراین مقداری از کار مصرفی انرژی از صرف بازگشت ناپذیری‌ها می‌شود. کار مصرفی توسط کمپرسور، مقدار انتقال حرارت تولید شده از ورودی کمپرسور تا خروجی و انرژی کسب شده جریان، از ورودی کمپرسور تا خروجی به ترتیب توسط روابط (۳-۱۸) تا (۳-۲۰) محاسبه می‌گردد.

$$W = \dot{m}(h_{in} - h_{out}) \quad (3-18)$$

$$Q = \dot{m}(h_{out, is} - h_{in}) - W_{comp} \quad (3-19)$$

$$Ex_{comp} = \dot{m}(h_{in} - h_{out}) \quad (3-20)$$

### ۲-۳-۳ سرد کن‌ها!

در سرد کن‌ها بر اساس فرض انجام شده افت فشار ناچیز می‌باشد. اگر معادله قانون اول را برای سردکن‌ها بنویسیم کار از مرز سیستم عبور نمی‌کند و از موازنه انرژی حذف خواهد شد. بنابراین برای هر سرد کن خواهیم داشت:

مقدار کار جذب شده هر جریان در سرد کن برابر صفر است.

$$W_{cooler} = 0$$

مقدار حرارت جذب شده (علامت Q مثبت خواهد بود) هر جریان در سرد کن برابر است با:

$$Q_{cooler} = \dot{m}(h_{in} - h_{out}) \quad (3-20)$$

$$Ex_{cooler} = \left(1 - \frac{T_0}{T_k}\right) Q_{cooler} + \dot{m}((h_{in} - h_{out}) - T_0(S_{in} - S_{out})) \quad (3-21)$$

### ۳-۳-۳ شیر اختناق

کار در شیر اختناق و مقدار کل انتقال حرارت در این فرآیند به ترتیب از روابط (۳-۲۲) و

(۳-۲۳) بدست می‌آید:

$$W_{vlv} = \dot{m}(h_{in} - h_{out}) = 0 \quad (3-22)$$

$$Q_{vlv} = 0 \quad (3-23)$$

مقدار انتقال حرارت با توجه به اینکه کار برابر صفر است و تغییر آنتالپی در فرآیند اختناق نداریم با نوشتن قانون اول ترمودینامیک برابر صفر خواهد بود.

اگررژی کسب شده در طول فرآیند اختناق:

$$Ex_{vlv} = -T_0 \dot{m} (S_{in} - S_{out}) \quad (3-24)$$

### ۳-۳-۴ تبخیر کننده!

کار و مقدار کل انتقال حرارت در فرآیند بخار شدن پروپان که در تبخیر کننده انجام می‌شود به ترتیب از روابط (۳-۲۵) و (۳-۲۶) بدست می‌آید:

$$W_{evp} = 0 \quad (3-25)$$

$$Q_{prop, evp} = \dot{m}(h_{in} - h_{out}) \quad (3-26)$$

### ۳-۴ محاسبات ترمودینامیکی مربوط به سیکل مبرد مخلوط

#### (کمپرسور یک مرحله ای):

در سیکل مبرد مخلوط چون اجزای سیستم ساده و سیستم بهینه شده یکسان است معادلات به صورت موردی برای هر جریان نوشته شده است که این معادلات برای سیستم بهینه شده به دلیل یکسان بودن تجهیزات قابل استفاده است. در این فرمول بندی با دنبال کردن هر جریان و عبور از هر تجهیز مقدار حرارت، کار و تغییرات هر جریان را محاسبه خواهیم کرد.

### ۳-۴-۱ کمپرسور K-100

کار مصرفی توسط کمپرسور

$$W_{1MX - 2MX} = \dot{m}(h_{1MX} - h_{2MX}) \quad (3-27)$$

مقدار کار خروجی در فرآیند (1MX - 2MX) صفر است:

$$W_{1MX - 2MX} = 0 \quad (3-28)$$

مقدار انتقال حرارت تولید شده در طول فرآیند (1MX - 2MX):

$$Q_{1MX - 2MX} = \dot{m}(h_{1MX} - h_{2MX, is}) - W_{1MX - 2MX} \quad (3-29)$$

Evaporator

اگرژی کسب شده در طول فرآیند (1MX - 2MX):

$$Ex_{1MX - 2MX} = \dot{m}(h_{1MX} - h_{2MX}) \quad (3-30)$$

### ۲-۴-۳ خنک کننده E104:

مقدار کار خروجی در فرآیند (2MX - 3MX) صفر است:

$$W_{2MX - 3MX} = 0 \quad (3-31)$$

مقدار حرارت جذب شده رابطه (۳-۳۲) بدست می آید:

$$Q_{2MX - 3MX} = \dot{m}(h_{2MX} - h_{3MX}) \quad (3-32)$$

اگرژی کسب شده در طول فرآیند (2MX - 3MX):

$$Ex_{2MX - 3MX} = \dot{m}(h_{2MX} - h_{3MX} - T_0 (S_{2MX} - S_{3MX})) \quad (3-33)$$

### ۳-۴-۳ مبدل چند جریان LNG100

مقدار کار خروجی برای کل جریانها صفر است:

$$W_{all\ stream} = 0 \quad (3-34)$$

مقدار حرارت جذب شده برای هر جریان از روابط (۳-۳۵) تا (۳-۳۸) بدست می آید:

$$Q_{3MX - 4MX} = \dot{m}(h_{3MX} - h_{4MX}) \quad (3-35)$$

$$Q_{14MX - 1MX} = \dot{m}(h_{14MX} - h_{1MX}) \quad (3-36)$$

$$Q_{NG1 - NG2} = \dot{m}(h_{NG1} - h_{NG2}) \quad (3-37)$$

$$Q_{a-b} = \dot{m}(h_a - h_b) \quad (3-38)$$

اگرژی کسب شده در برای هر جریان از روابط (۳-۳۹) تا (۳-۴۱) بدست می آید:

$$Ex_{14MX - 1MX} = \dot{m}(h_{14MX} - h_{1MX} - T_0 (S_{14MX} - S_{1MX})) \quad (3-39)$$

$$Ex_{NG1 - NG2} = \dot{m}(h_{NG1} - h_{NG2} - T_0 (S_{NG1} - S_{NG2})) \quad (3-40)$$

$$Ex_{a-b} = \dot{m}(h_a - h_b - T_0(S_a - S_b)) \quad (3-41)$$

### ۴-۴-۳ جداکننده V-100

کار تولید شده در جداکننده V-100 برابر صفر است .

$$W_{4MX - 5MX} = 0 \quad (3-42)$$

$$W_{4MX - 10MX} = 0 \quad (3-43)$$

مقدار حرارت جذب شده در این المان برابر صفر است:

$$Q_{4MX - 5MX} = 0 \quad (3-44)$$

$$Q_{4MX - 10MX} = 0 \quad (3-45)$$

رابطه انرژی برای این المان به صورت رابطه (۳-۴۶) بدست می آید:

$$m_{4MX} h_{4MX} = m_{5MX} h_{5MX} + m_{10MX} h_{10MX} \quad (3-46)$$

### ۵-۴-۳ مبدل چند جریان LNG101

مقدار کار تولیدی برای کل جریانها صفر است:

$$W_{\text{all stream}} = 0 \quad (3-47)$$

مقدار حرارت جذب شده برای هر جریان از روابط (۳-۴۸) تا (۳-۵۱) بدست می آید:

$$Q_{5MX - 6MX} = \dot{m}(h_{5MX} - h_{6MX}) \quad (3-48)$$

$$Q_{13MX - 14MX} = \dot{m}(h_{13MX} - h_{14MX}) \quad (3-49)$$

$$Q_{NG2-NG3} = \dot{m}(h_{NG2} - h_{NG3}) \quad (3-50)$$

$$Q_{10MX - 11MX} = \dot{m}(h_{10MX} - h_{11MX}) \quad (3-51)$$

اگر انرژی کسب شده در برای هر جریان از روابط (۳-۵۲) تا (۳-۵۵) بدست می آید:

$$Ex_{10MX-11MX} = \dot{m} ((h_{13MX} - h_{14MX}) - T_0 (S_{13MX} - S_{14MX})) \quad (3-52)$$

$$Ex_{10MX-11MX} = \dot{m} ((h_{10MX} - h_{11MX}) - T_0 (S_{10MX} - S_{11MX})) \quad (3-53)$$

$$Ex_{NG2-NG3} = \dot{m} ((h_{NG2} - h_{NG3}) - T_0 (S_{NG2} - S_{NG3})) \quad (3-54)$$

$$Ex_{5MX-6MX} = \dot{m} ((h_{5MX} - h_{6MX}) - T_0 (S_{5MX} - S_{6MX})) \quad (3-55)$$

### ۳-۴-۶ مبدل چند جریان‌ه LNG102

مقدار کار تولیدی برای کل جریان‌ها صفر است:

$$W_{all\ stream} = 0 \quad (3-56)$$

مقدار حرارت جذب شده برای هر جریان از روابط (۳-۵۷) تا (۳-۵۹) بدست می‌آید:

$$Q_{6MX-7MX} = \dot{m} (h_{6MX} - h_{7MX}) \quad (3-57)$$

$$Q_{NG2-NG3} = \dot{m} (h_{NG3} - h_{NG4}) \quad (3-58)$$

$$Q_{8MX-9MX} = \dot{m} (h_{8MX} - h_{9MX}) \quad (3-59)$$

اگرژی کسب شده در برای هر جریان از روابط (۳-۶۰) تا (۳-۶۲) بدست می‌آید:

$$Ex_{6MX-7MX} = \dot{m} (h_{6MX} - h_{7MX} - T_0 (S_{6MX} - S_{7MX})) \quad (3-60)$$

$$Ex_{NG3-NG4} = \dot{m} ((h_{NG3} - h_{NG4}) - T_0 (S_{NG3} - S_{NG4})) \quad (3-61)$$

$$Ex_{8MX-9MX} = \dot{m} ((h_{8MX} - h_{9MX}) - T_0 (S_{8MX} - S_{9MX})) \quad (3-62)$$

### ۳-۴-۷ شیر اختناق VLV-101

کار تولیدی در شیر اختناق VLV-101 در فرآیند (7MX - 8MX) و مقدار کل انتقال حرارت

در این فرآیند به ترتیب از روابط (۳-۶۳) و (۳-۶۴) بدست می‌آید:

$$W_{7MX-8MX} = h_{7MX} - h_{8MX} = 0 \quad (3-63)$$



$$Q_{7MX-8MX} = 0 \quad (3-64)$$

اگرژی کسب شده در طول فرآیند (7MX - 8MX):

$$Ex_{7MX-8MX} = -T_0 (S_{7MX} - S_{8MX}) \quad (3-65)$$

### ۳-۴-۸ شیر اختناق VLV-100

کار مخصوص در شیر اختناق VLV-100 در فرآیند (11MX - 12MX) و مقدار کل انتقال

حرارت در این فرآیند به ترتیب از روابط (3-66) و (3-67) بدست می‌آید:

$$W_{11MX-12MX} = h_{11MX} - h_{12MX} = 0 \quad (3-66)$$

$$Q_{11MX-12MX} = 0 \quad (3-67)$$

اگرژی مخصوص کسب شده در طول فرآیند (11MX - 12MX):

$$Ex_{11MX-12MX} = -T_0 (S_{12MX} - S_{11MX}) \quad (3-68)$$

### ۳-۴-۹ مخلوط کننده MIX-100

کار مخصوص تولید شده در MIX-100 برابر صفر است.

$$W_{9MX-13MX} = 0 \quad (3-69)$$

$$W_{12MX-13MX} = 0 \quad (3-70)$$

مقدار حرارت جذب شده در این المان برابر صفر است:

$$Q_{9MX-13MX} = 0 \quad (3-71)$$

$$Q_{12MX-13MX} = 0 \quad (3-72)$$

رابطه انرژی برای این المان به صورت رابطه (3-73) بدست می‌آید:

$$m_{13MX} h_{13MX} = m_{12MX} h_{12MX} + m_{9MX} h_{9MX} \quad (3-73)$$

### ۳-۵-۱ گذرژئی:

گذرژئی، حداکثر کار مفید که از یک سیستم که در شرایط معینی قرار دارد در طول یک فرآیند که حالت نهایی آن حالت مرده باشد حاصل می‌شود به عبارت دیگر حداکثر کاری که یک سیستم توانایی انجام آن را دارد، می‌گویند.

حالت مرده حالتی است که سیستم در حالت تعادل ترمودینامیکی با محیط اطراف خود باشد به بیان دیگر در حالت مرده دما و فشار یک سیستم و همچنین سرعت و ارتفاع سیستم با محیط برابر باشد. معمولاً حالت مرده در  $T_0 = 25^\circ\text{C}$  ،  $P_0 = 100\text{ MPa}$  تعریف می‌شود. گذرژئی خاصیتی مربوط به ترکیب سیستم و محیط است (در مورد سیستم تنها تعریف نمی‌گردد)

### ۳-۵-۱ کار برگشت پذیر و برگشت ناپذیری :

حداکثر کار مفیدی که می‌توان در یک سیستم در طول یک فرآیند حاصل می‌گردد که این فرآیند یک فرآیند کاملاً بازگشت پذیر است.

### برگشت ناپذیری :

اختلاف کار برگشت پذیر و کار مفید ، برگشت ناپذیری نامیده می‌شود. بازگشت ناپذیری‌ها جزئی از سیستم است و نمی‌توان آن را حذف نمود.

$$I = |W_{rev} - W_u| \quad I \geq 0 \quad (3-75)$$

در رابطه (۳-۷۵)  $I$  برگشت ناپذیری،  $W_{rev}$  کار برگشت پذیر و  $W_u$  کار مفید است.

### ۳-۵-۲ بازده قانون دوم (بازده گذرژئی):

گذرژئی می‌تواند در فرم‌های حرارت، کار، انرژی جنبشی و پتانسیل، انرژی داخلی و آنتالپی مصرف یا بازیافت شود برای یک موتور حرارتی گذرژئی مصرف شده، کاهش گذرژئی انتقال حرارت به موتور است که در واقع اختلاف بین گذرژئی حرارت مصرف شده و گذرژئی حرارت تلف شده

است. کار خالص خروجی انرژی بازگشتی است. در یخچال‌ها و بطور کلی سیکل‌های سرمایش انرژی صرف شده همان کار ورودی و انرژی بازگشتی بازگشتی انتقال حرارت به محیط با دمای بالا است.

بازده انرژی عبارت از نسبت بازده حرارتی حقیقی به حداکثر مقدار بازده ممکن (فرآیند بازگشت پذیر) تحت شرایط یکسان می‌باشد. در مبدل‌های حرارتی معمولاً انرژی صرف شده نداریم، تنها به صورت انتقال انرژی حرارتی یعنی، کاهش انرژی سیال دما بالا و افزایش انرژی سیال دما پایین است.

در وسایل تولید کننده کار (توربین و...) کار به صورت انرژی از مرز سیستم به بیرون انتقال می‌یابد:

$$\eta_{II} = \eta_{ex} = \frac{\eta_{th}}{\eta_{th,rev}} = \frac{W_u}{W_{rev}} \quad (3-76)$$

در رابطه (3-76)  $\eta_{II}$  ، بازده قانون دوم است.

در وسایل مصرف کننده کار (کمپرسور و ...) کار به صورت انرژی از مرز سیستم به وارد می‌شود:

$$\eta_{II} = \eta_{ex} = \frac{W_u}{W_{rev}} \quad (3-77)$$

برای سیکل تبرید:

$$\eta_{II} = \eta_{ex} = \frac{COP_u}{COP_{rev}} = \frac{\text{Exergy recorded}}{\text{Exergy supplied}} \quad (3-78)$$

در رابطه (3-78)  $COP_u$  ، ضریب عملکرد مفید و  $COP_{rev}$  ، ضریب عملکرد بازگشت پذیر است.

### ۳-۵-۳ انرژی جریان سیال (سیستم باز و بسته):

وقتی که یک جریان وارد یک سطح مقطع می‌شود کار جریان معادل کار جابه جایی یک

پیستون فرضی می‌باشد. بطور خلاصه آگرژی جریان در سیستم بسته و باز بصورت معادلات زیر بدست می‌آید:

$$\varphi = ex = (u - u_0) + p_0(v - v_0) - T_0(s - s_0) \quad (3-79)$$

$$\psi = ex_{\text{flowing flow}} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (3-80)$$

### ۳-۵-۴ انتقال آگرژی:

انتقال آگرژی از طریق حرارت، کار و جریان جرم صورت می‌گیرد. انتقال آگرژی وقتی شناخته می‌شود که آگرژی مرزهای سیستم را قطع نماید و نشان دهنده این موضوع است که آگرژی در طول فرآیند توسط سیستم بدست می‌آید یا تلف می‌شود. در سیستم بسته انتقال آگرژی به طریق حرارت و کار صورت می‌گیرد.

### ۳-۵-۵ انتقال آگرژی توسط انتقال حرارت:

قابلیت انجام کار انتقال حرارت از یک منبع حرارتی در دمای T بیشینه کاری است که می‌تواند توسط آن انرژی در محیطی به دمای T<sub>0</sub> بدست آید که معادل با کار تولیدی موتور حرارتی کارنو می‌باشد که بازده آن برابر است با:

$$\eta = 1 - \frac{T_0}{T} \quad (3-81)$$

اگر T > T<sub>0</sub> باشد، انتقال حرارت به سیستم، آگرژی سیستم را افزایش می‌دهد انتقال حرارت از سیستم، آگرژی آنرا کاهش می‌دهد، و اگر T < T<sub>0</sub> باشد، انتقال حرارت به سیستم آگرژی سیستم را کاهش می‌دهد و انتقال حرارت از سیستم، آگرژی آنرا افزایش می‌دهد. در این شرایط انتقال حرارت Q گرمای دفع شده به محیط سرد است و نباید با گرمای مصرف شده توسط محیط در

دمای  $T_0$  استفاده شود.

در دمای  $T < T_0$  با استفاده از یک موتور حرارتی که بین  $T$  (منبع گرم) و  $T_0$  کار می‌کند می‌توان کار تولید نمود. از این شرایط هنگام تبدیل به گاز، LNG استفاده می‌شود. گاز مایع دارای انرژی سرد است و می‌توان در یک موتور حرارتی از آن انرژی حاصل کرد. بطور کلی اگر  $T > T_0$  باشد، انرژی و انتقال حرارت در یک جهت هستند بنابراین انرژی و انرژی بر اثر انتقال حرارت افزایش پیدا می‌کنند و اگر  $T < T_0$  باشد، انرژی و انتقال حرارت در خلاف جهت هستند در حالیکه انرژی محیط سرد در اثر انتقال حرارت افزایش پیدا می‌کند انرژی آن کاهش می‌یابد. انرژی محیط سرد در انتها وقتی که دمای آن با محیط یکسان شود برابر صفر می‌شود.

رابطه زیر برای بیان انرژی مربوط به منبع حرارتی  $Q$  در دمای  $T$  و در صورتی که دمای  $T$  در ناحیه ای که انتقال حرارت رخ می‌دهد ثابت نباشد نیز قابل استفاده است.

$$Ex_{\text{heat}} = \int \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dt \quad (3-82)$$

### ۳-۵-۶ انتقال انرژی توسط کار:

در واقع انرژی قابلیت کار مفید می‌باشد در وسایلی مانند شفت و یا وسایل الکتریکی انتقال انرژی معادل با کار خود آنها است و در وسایلی مانند سیلندر-پیستون که جا به جایی مرز وجود دارد مقداری از کار انجام شده در فرآیند انبساط صرف غلبه بر فشار اتمسفر می‌گردد که باید از کل کار کم شود و در فرآیند انقباض برعکس باید اضافه شود.

$$Ex_{\text{work}} = \begin{cases} W - W_{\text{surr}} \\ W \end{cases}$$

### ۳-۵-۷ انتقال انرژی توسط جرم:

جرم همانطور که دارای انرژی است، حاوی انرژی نیز است، انرژی جرم متناسب با

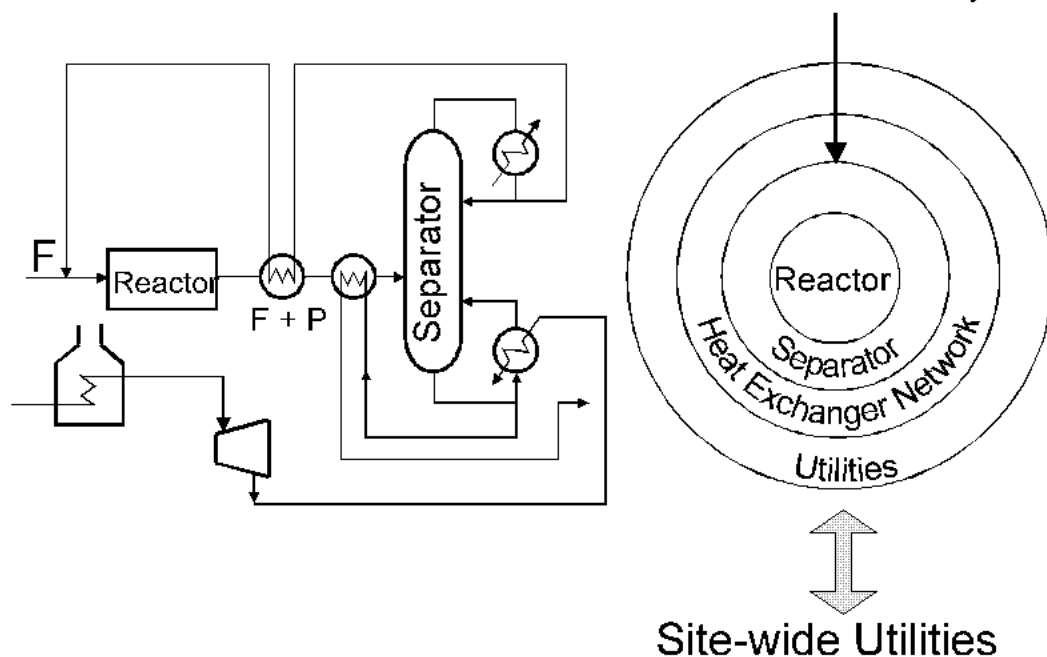
میزان آن می باشد. جریان جرم مکانیزی برای انتقال انرژی می باشد و میزان آن برابر است با:

$$Ex_{mass} = m\psi = (h - h_0) - T_0 (s - s_0) \quad (3-83)$$

### ۳-۶ معرفی پینچ

فناوری پینچ یک روش سیستماتیک برای صرفه جویی انرژی در فرآیندها و کل سایتها فراهم می کند این روش بر اساس اصول ترمودینامیک است. شکل (۳-۲)، نقش فناوری پینچ در طراحی کلی فرآیند نشان می دهد. سلسله مراتب طراحی فرآیند می تواند توسط نمودار پیازی ارائه گردد. طراحی یک فرآیند با راکتورهایی (در هسته پیاز) شروع می شود. هنگامی که جریان تغذیه، محصولات، میزان بازیافت و جریان جرم شناخته شده است، جداسازها (لایه دوم نمودار پیازی) را می توان طراحی کرد. شبکه مبدل حرارتی در لایه سوم می تواند طراحی شود گرمای فرآیند اساسی و تعادل مواد نیز در همین لایه بررسی می گردد. گرمایش و خنک کردن باقی مانده توسط Utility (لایه چهارم) صورت می گیرد.

The heat and material balance is at this boundary



شکل (۲-۳): نمودار لایه ای (پیازی) [۴۶], [۴۷]

آنالیز پینچ با موازنه حرارتی و جرمی در فرآیند آغاز می‌شود. فناوری پینچ برای شناسایی تغییرات در شرایط فرآیندهای هسته ای (لایه اول و دوم) که می‌تواند تاثیر در صرفه جویی در انرژی داشته باشد مورد استفاده قرار می‌گیرد. بعد از موازنه جریان جرم و حرارت، هدف‌ها برای صرفه جویی انرژی می‌تواند مقدم بر طراحی شبکه مبدل باشد.

روش طراحی پینچ تضمین می‌کند که در طول طراحی شبکه، این هدف‌ها بدست آورده شوند. هدف‌ها همچنین می‌توانند برای چند سطح بار حرارتی خارجی (utility) تنظیم شوند. سطح بار حرارتی خارجی در فرآیند ممکن است بخشی از یک سیستم متمرکز سایت گسترده باشد (مانند سیستم بخار در یک سایت).

یکی از مهمترین مسائلی که در حال حاضر مطرح می‌شود بازیافت توان و انرژی در صنعت و استفاده بهینه از انرژی‌های موجود در واحدهای مختلف نفت و پتروشیمی یا به عبارت دیگر

انتگراسیون فرآیندها است. منظور از انتگراسیون فرآیندها (یکپارچه کردن فرآیند) چیدن و قرار دادن اجزاء تجهیزات فرآیندی در واحد می باشد (جمع کردن تجهیزات) به نحوی که شرایط بهینه حاصل گردد. هدف از انتگراسیون فرآیندها را می توان به صورت زیر بیان شود:

- طراحی بهتر
- کاهش هزینه های منابع حرارتی گرم و سرد خارجی<sup>۱</sup>
- کاهش اتلاف انرژی
- استفاده بهینه و مناسب از دستگاهها

تئوری پینچ، انتگراسیون حرارتی را امکان پذیر می کند. این روش برای حل بسیاری از مسائل، فرآیندی از جمله موارد زیر کاربرد دارد:

- طراحی شبکه مبدل های حرارتی<sup>۲</sup>
- تعیین صحیح محل قرار گرفتن تجهیزات فرآیندی (کمپرسور، پمپ ها، توربین ها، برج های تقطیر و...)

- انتخاب بهینه منابع حرارتی گرم و سرد خارجی
- تعیین تقریبی سطح تبادل حرارت شبکه مبدل های حرارتی قبل از طراحی شبکه مورد نظر

- تعیین هزینه دستگاه و هزینه انرژی

### ۳-۶-۱ انواع جریان ها

در واحدها و در خطوط ارتباطی بین تجهیزات واحد، جریان های مختلفی وجود دارند که از یک دیدگاه آنها می توان به دو دسته جریان های گرم و سرد تقسیم نمود:

---

<sup>۱</sup>Reduced Utility Cost

<sup>۲</sup>Heat Exchangers Networks



### ۳-۶-۱-۱ جریان گرم

جریان‌هایی که با از دست دادن انرژی از دمای بالا به دمای پایین تر برسند، جریان‌های گرم نامیده می‌شوند.



### ۳-۶-۱-۲ جریان‌های سرد

جریان‌هایی که باید با دریافت و کسب انرژی از دمای پایین تا دمای بالاتر گرم شوند، جریان‌های سرد نامیده می‌شوند.



لازم به ذکر است که دمای ابتدای جریان را با  $T_s$  و دمای انتهایی هر جریان را نیز با  $T_t$  نشان داده خواهد شد. بنابراین در جریان‌های سرد  $T_s > T_t$  و در جریان‌های گرم  $T_s < T_t$  خواهد بود.

### ۳-۶-۲ منابع حرارتی خارجی

برای تامین کامل نیازهای حرارتی واحدها، باید از منابع حرارتی خارجی (utility) نیز استفاده کنیم منابع حرارتی خارجی را می‌توان به دو دسته تقسیم نمود:

#### ۳-۶-۳-۱ منابع حرارتی گرم خارجی<sup>۱</sup>

منابع حرارتی که انرژی گرمایی واحد را تامین می‌کنند و این جریان‌ها، جز فرآیند نیستند مانند بخار آب در سطوح مختلف (فشار پایین، متوسط و بالا) گازهای گازهای حاصل از احتراق (Flue gas) و ... .

به هر نسبت که سطح دمایی منبع حرارتی گرم خارجی بالاتر باشد، هزینه تولید آن نیز بیشتر

<sup>۱</sup> Hot Utilities

است. بنابراین به منظور کاهش هزینه‌های انرژی باید منبع حرارتی گرم خارجی مناسب را انتخاب نمود. منابع حرارتی گرم خارجی و جریان‌های گرم، از لحاظ تامین انرژی گرمایی واحد، مشابه هستند ولی منابع حرارتی خارجی جزء جریان‌های فرآیندی محسوب نمی‌شوند.

### ۳-۶-۳-۲ منابع حرارتی سرد خارجی<sup>۱</sup>

منابع حرارتی که انرژی سرمایه‌ش واحد را تامین می‌کنند، منابع حرارتی سرد خارجی نام دارند. آب سرد یا سیستم تبرید در سطوح مختلف دمایی را می‌توان برای منابع حرارتی سرد خارجی نام برد.

برخلاف منابع حرارتی گرم خارجی، به هر نسبت که سطح دمایی منبع سرد خارجی پایین‌تر باشد هزینه تامین آن بیشتر خواهد بود. بنابراین به منظور کاهش هزینه‌های انرژی باید منبع حرارتی سرد خارجی مناسب و در دمای بالاتر را انتخاب نمود. منابع حرارتی سرد خارجی و جریان‌های سرد، از لحاظ تامین انرژی گرمایی واحد، مشابه هستند ولی منابع حرارتی خارجی جزء جریان‌های فرآیندی محسوب نمی‌شوند.

### ۴-۶-۳ مبدل‌های حرارتی

در شبکه مبدل یک واحد عملیاتی از نظر تئوری پینچ سه نوع مبدل تعریف می‌شود، که این تعریف براساس جریان‌های مبدل مورد نظر است.

#### ۳-۶-۴-۱ مبدل گرم‌کننده (Heater)

مبدلی که جریان سرد آن جریان فرآیندی و جریان گرم آن منابع حرارتی خارجی (Utility) باشد.

#### ۳-۶-۴-۲ مبدل سردکن (Cooler)

مبدلی که جریان گرم آن جریان فرآیندی و جریان گرم آن منابع حرارتی خارجی (Utility)

---

<sup>۱</sup>Cold Utilities

باشد.

دسته سوم مبدل‌ها، مبدل‌هایی هستند که جریان‌های گرم و سرد آن، جریان فرآیندی است این مبدل‌ها وظیفه دارند که گرما را از یک جریان فرآیندی گرم به جریان فرآیندی سرد منتقل کند.

### ۳-۶-۵ تئوری پینچ

افزایش بار حرارتی مبدل‌های حرارتی و کاهش بارهای حرارتی گرم‌کننده و سردکن‌ها یا به عبارت دیگر افزایش بازیافت انرژی و کاهش استفاده از منابع حرارتی خارجی مطلوب است. هر جریان فرآیندی ابتدا در دمای  $T_s$  است و با طی یک یا چند فرآیند به دمای  $T_t$  می‌رسد که در جریان‌های گرم انرژی مازاد و در جریان سرد انرژی نیاز خواهیم داشت. گرمای مورد نظر بصورت محسوس یا در صورت تغییر فاز نامحسوس خواهد بود.

$$CP = C_p * M \quad (۳-۸۴)$$

$$Q = \int_{T_s}^{T_t} CPdT = CP * (T_s - T_t) \quad (۳-۸۵)$$

$$Q = m * L \quad (۳-۸۶)$$

که در آن  $M$  دبی جریان،  $C_p$  ظرفیت حرارتی ویژه،  $L$  گرمای نهان تبخیر  $T_s$  دمای ابتدا و  $T_t$  دمای انتهایی جریان است.

### ۱-۶-۳ تبادل حرارت بین جریان‌های سرد و گرم:

علاوه بر استفاده از منابع حرارتی گرم و سرد خارجی، تبادل حرارت بین دو جریان نیز امکان پذیر است. در صورت وارد نمودن جریان‌های گرم و سرد فرآیندی در یک مبدل، تبادل انرژی بین

آنها و تبادل انرژی مورد نیاز امکان پذیر می‌گردد و استفاده از منابع حرارتی خارجی به شدت کاهش می‌یابد. این عمل را بازیافت حرارتی<sup>۱</sup> می‌نامند. مبدل‌های حرارتی که از کنار هم قرار دادن جریان گرم و سرد فرآیندی و به منظور بازیافت انرژی تشکیل می‌گردد، شبکه مبدل‌های حرارتی<sup>۲</sup> می‌گویند.

جریان گرم ضمن از دست دادن و انتقال انرژی به جریان سرد، انرژی مازاد خود را از دست می‌دهد و به دمای مورد نظر خود نزدیک تر می‌شود و منبع حرارتی سرد خارجی نیز حذف می‌شود. جریان سرد نیز با دریافت همان میزان انرژی از جریان گرم به دمای نهایی خود نزدیک تر می‌شود و مابقی انرژی مورد نیاز خود را از منابع حرارتی خارجی دریافت می‌کنند. البته امکان انجام این فرآیند، فقط بر مبنای قانون اول ترمودینامیک صحیح است.

در این مبحث بیان زیر کاربرد عملی دارد: گرما و انرژی بصورت خود به خودی و طبیعی از دمای بالا به جسمی با دمای کمتر منتقل نمی‌شود یا به عبارت دیگر برای انتقال گرما باید بین دو منبع گرم و سرد، اختلاف دما وجود داشته باشد، زیرا بدون اعمال نیرو، امکان انتقال گرما از دمای پایین به دمای بالا وجود ندارد. بنابراین در محاسبات بازیافت توان و انرژی، هر دو قانون را باید در نظر گرفت. بر مبنای قانون دوم عامل انتقال حرارت، اختلاف دما بین دو جریان سرد و گرم است. بطوری که دمای جریان گرم، همیشه باید از دمای جریان سرد بیشتر باشد. اختلاف دمای جریان سرد و گرم، در هر دو طرف مبدل را با  $\Delta T$  نشان داده خواهد شد. اگر جریان گرمی با دمای  $T_{h,in}$  وارد مبدل شود و با  $T_{h,out}$  از آن خارج شود و جریان سردی با دمای  $t_{c,in}$  وارد مبدل شود و با  $t_{c,in}$  از آن خارج شود.

---

<sup>۱</sup>Heat recovery

<sup>۲</sup>Heat Exchanger Networks, HEN

### ۳-۶-۵-۲ اختلاف دمای عرضی

بطور کلی جریان گرم در مبدل حرارتی، انرژی از دست داده و سرد می شود و به شرط عدم تغییر فاز جریان خالص، دمای آن کاهش می یابد. جریان سرد نیز در مبدل حرارتی، انرژی دریافت کرده و گرم می شود و به شرط عدم تغییر فاز جریان خالص، دمای آن افزایش می یابد. به عبارت دیگر، دمای جریان گرم در مبدل کاهش و دمای جریان سرد در مبدل افزایش می یابد.

$$T_{h,in} > T_{h,out} \quad (۳-۸۷)$$

$$T_{c,in} < T_{c,out} \quad (۳-۸۸)$$

زیرنویس h به معنی جریان گرم زیرنویس c به معنی جریان سرد و in و out برای جریان ورودی و خروجی است.

### ۳-۶-۵-۳ اختلاف دمای تقاطعی

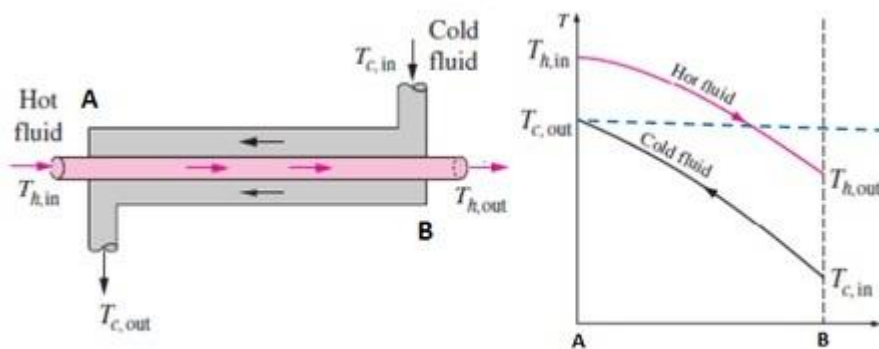
اگر به دلیل انتقال حرارتی زیاد بین جریان ها، دمای جریان گرم خروجی از دمای جریان سرد خروجی کمتر شود مبدل تقاطع دمایی داریم.

### ۳-۶-۵-۴ اختلاف دمای طولی:

لازمه انتقال حرارت بین جریان های گرم و سرد، اختلاف دما بین آنها در تمام قسمت های مبدل است. در شکل (۳-۳) دمای مبادله حرارت جریان های سرد و گرم بر طول مبدل نشان داده شده است.

$$\Delta T_1 = T_{h,in} - t_{c,out} \quad (۳-۹۹)$$

$$\Delta T_2 = T_{h,out} - t_{c,in} \quad (۳-۱۰۰)$$



شکل (۳-۳): اختلاف دمایی بر حسب طول مبدل

پارامتر  $\Delta T$ ، نقش تعیین کننده ای در سطح مبدل ها و میزان استفاده از منابع حرارتی گرم و سرد خارجی (هزینه های انرژی) دارد. افزایش  $\Delta T$  به مفهوم کاهش بازیافت انرژی، کاهش سطح مبدل های حرارتی واحد، کاهش هزینه سرمایه گذاری، افزایش بار حرارتی گرم کن ها و سرد کن ها و افزایش هزینه های انرژی است و کاهش  $\Delta T$  نیز نتایج معکوس به همراه دارد. بدلیل تاثیر قابل توجه ای که  $\Delta T$  بر عملکرد حرارتی واحد دارد، باید مقدار بهینه آن محاسبه گردد. بطور کلی  $\Delta T$  تابعی از هزینه های انرژی و هزینه های سرمایه گذاری است.

### ۳-۶-۵-۵ کمترین اختلاف دمایی مجاز ( $\Delta T_{min}$ ):

کمترین اختلاف دمایی مجاز در مبدل های حرارتی است که این متغییر در طراحی واحد نقش مهمی در هزینه های انرژی و هزینه سرمایه گذاری دارد به عنوان مثال اگر  $\Delta T_{min} = 10^\circ C$  باشد، جریان گرم و سرد حداکثر تا  $10^\circ C$  می توانند به یکدیگر نزدیک شوند و اختلاف دمایی بیشتر از  $10^\circ C$  مجاز است ولی در هیچ یک از قسمت های مبدل نباید اختلاف دمایی کمتر از  $10^\circ C$  شود. به همین دلیل این پارامتر به صورت  $\Delta T_{min}$  نشان داده می شود و برای رسیدن به بیشترین بازیافت انرژی، باید بر مبنای  $\Delta T_{min}$  عمل نمود. به عبارت دیگر، عملکرد مبدل ها در نزدیکی  $\Delta T_{min}$  به مفهوم افزایش تبادل حرارت بین جریان گرم و سرد است. [۴۸]

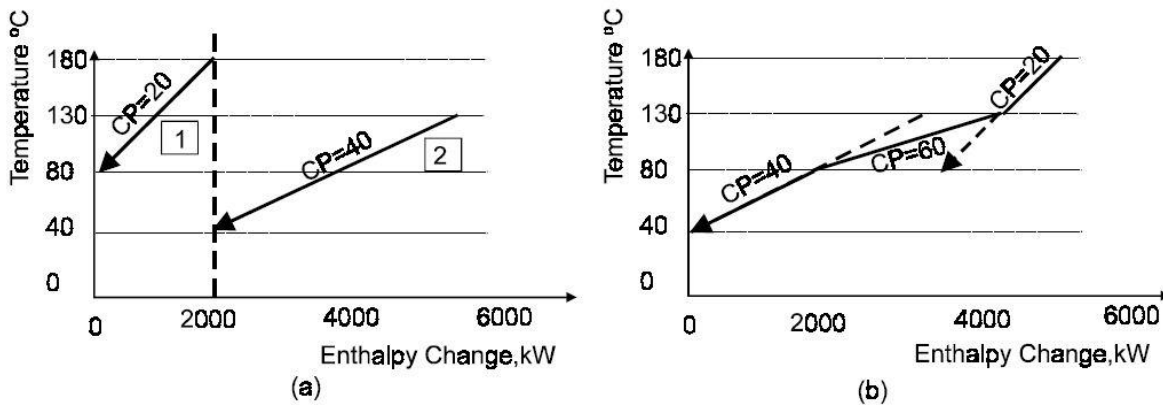
بطور کلی با افزایش  $\Delta T_{\min}$  هزینه انرژی (Energy Cost) افزایش و هزینه سرمایه گذاری (Capital Cost) کاهش می‌یابد. [۴۶]–[۴۸]

### ۳-۶-۶-۳ قاعده سر انگشتی $\Delta T_{\min}$ :

با توجه به نوع فرآیند و موادی که در فرآیند حضور دارند  $\Delta T_{\min}$  را می‌توان طبق قاعده سر انگشتی فرض کرد. در فرآیندهای نفتی  $\Delta T_{\min} = 20-40 \text{ } ^\circ\text{C}$ ، در فرآیندهای شیمیایی و پتروشیمی  $\Delta T_{\min} = 10-20 \text{ } ^\circ\text{C}$ ، در فرآیندهای دما پایین  $\Delta T_{\min} = 3-5 \text{ } ^\circ\text{C}$  معمولاً در نظر گرفته می‌شود. [۴۸]

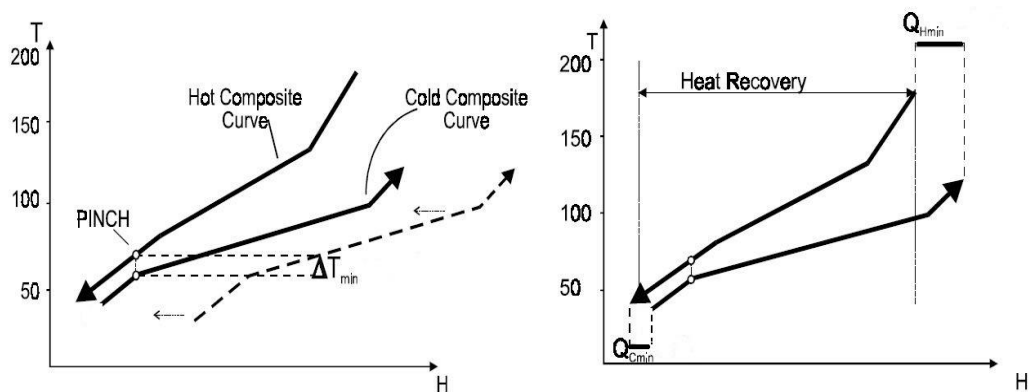
### ۳-۶-۶-۱ نمودار ترکیبی (Composite Curve):

مقدار انتقال حرارت در مبدل حرارتی را می‌توان در نموداری نشان داد که محور افقی آن آنتالپی (انرژی) محور عمودی دما و ضریب زاویه جریان‌های گرم و سرد  $1/mC_p$  ( $1/CP$ ) است. در انتگراسیون فرآیندها باید در هر دما (بازه دمایی) بررسی نمود که کدام جریان‌ها حضور دارند و کل جریان گرم را با یکدیگر جمع و در قالب یک جریان نشان داد. کل جریان‌های سرد نیز با یکدیگر جمع و در قالب جریان دیگری نشان داد. در هر بازه دمایی که چند جریان حضور دارند کافی است  $C_p$  همه ی جریان‌ها را با یکدیگر جمع کنیم تا ضریب زاویه آن بازه دمایی بدست آید. به این منحنی که از جمع جریان‌های سرد و گرم بوجود می‌آید منحنی ترکیبی می‌گویند.



شکل (۳-۴) منحنی جریان‌های گرم و منحنی ترکیبی آن

در انتها یک نمودار گرم و یک نمودار خواهیم داشت که با ثابت نگه داشتن منحنی جریان گرم و جابه‌جایی نمودار سرد در راستای افق به  $\Delta T_{min}$  مورد نظر دست خواهیم یافت. باید به دو نکته دقت داشته باشیم که منحنی سرد در هیچ نقطه‌ای با آنتالپی برابر دمایی بیشتری از منحنی جریان گرم نداشته باشد و  $\Delta T$  تنها در یک نقطه با  $\Delta T_{min}$  برابر می‌شود.



شکل (۳-۵) منحنی ترکیبی (شامل جریان‌های سرد و گرم)

### ۳-۶-۷ حداقل انرژی مصرفی از منبع خارجی ( $Q_{Hmin}$ , $Q_{Cmin}$ ):

حداقل انرژی مصرفی از منبع خارجی زمانی به دست می‌آید که  $\Delta T_{min}$  در نظر گرفته شده برای واحد را در طراحی و استخراج نمودار ترکیبی رعایت شده باشد.



### ۳-۶-۸ نقطه پینچ :

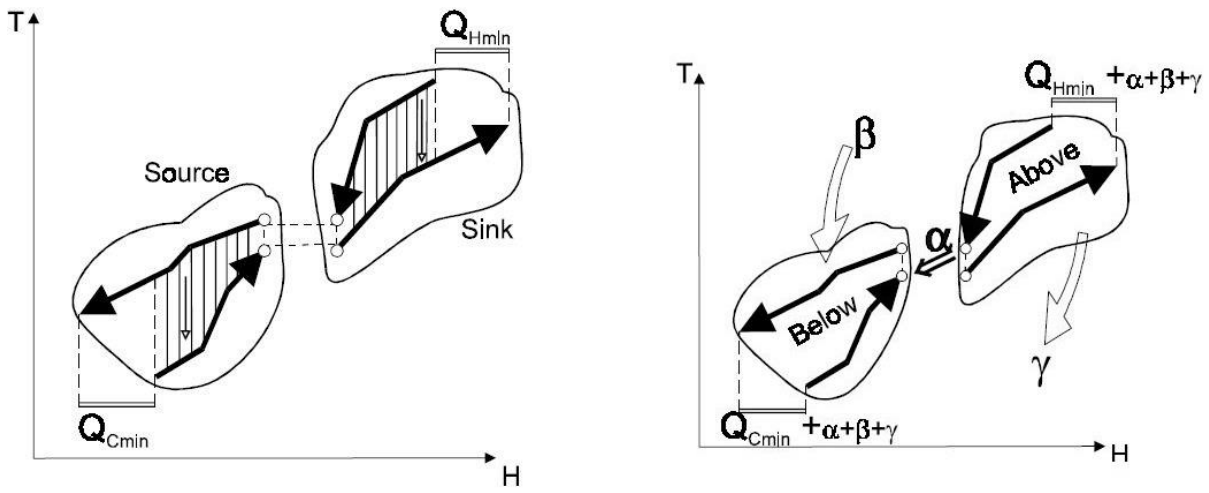
همانطور که اشاره شد  $\Delta T$  تنها در یک نقطه با  $\Delta T_{\min}$  برابر می شود این نقطه را نقطه ی پینچ می گویند. به جای نقطه پینچ ممکن است از دمای پینچ استفاده شود، دمای پینچ، دمای نقطه پینچ روی منحنی سرد و گرم است که  $\Delta T_{\min}/2$  پایین جریان گرم یا  $\Delta T_{\min}/2$  بالای جریان سرد است.

### ۳-۶-۹ سه قانون طلایی پینچ :

- از سرد کن در بالای نقطه پینچ استفاده نشود
- از گرم کن در پایین پینچ استفاده نشود
- انتقال حرارت از نقطه پینچ مجاز نیست

در شکل (۳-۶) ، ناحیه بالای پینچ به اندازه  $\gamma$  حرارت به بیرون انتقال یافته (از سرد کن استفاده شده) و به اندازه  $\beta$  ناحیه پایین پینچ گرم شده است (از گرم کننده استفاده شده) و به اندازه  $\alpha$  انتقال حرارت از نقطه پینچ صورت گرفته است.

چنانچه هریک از قوانین طلایی رعایت نشود، اتلاف انرژی خواهیم داشت. همانطور که از شکل پیداست به میزان  $\alpha + \beta + \gamma$  انرژی منبع سرد خارجی و همین مقدار برای مصرف منبع گرم خارجی اضافه شده است. به عبارت دیگر هریک از قوانین طلایی رعایت نشود دو برابر آن مصرف انرژی افزوده می شود.



شکل (۳-۶): بار حرارتی تحمیلی در صورت عدم رعایت قوانین پینچ

۴. فصل چهارم:

بیان مساله و

پارامترهای تاثیر

گذار

## ۱-۴ مقدمه:

در فصل قبل به طور اجمالی به فرآیند مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایه‌گذاری پروپان اشاره شد. این فصل با بیان دقیق تر و شرح و بسط آن و ارائه دادن پارامترهای تاثیر گذار بر کارایی سیکل به دنبال بهبود آن می‌باشد.

در این تحقیق سیستم‌های مایع سازی گاز طبیعی با مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایه‌گذاری پروپان مورد بررسی قرار می‌گیرد. با توجه به جایگاه گاز طبیعی به عنوان یک سوخت با ارزش حرارتی بالا و آلودگی زیست محیطی پایین و یکنواخت نبودن منابع آن در سطح جهان نیاز به انتقال آن است. LNG (گاز طبیعی مایع در فشار اتمسفریک) برای حجم بالا برای مسافت‌های طولانی انتقال، مورد توجه است.

مطالعه مورد نظر بر روی مایع سازی گاز طبیعی با مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایه‌گذاری پروپان است.

سیکل مبرد مخلوط با پیش سرمایه‌گذاری پروپان (C3MR) پرکاربردترین سیکل در زمینه مایع سازی گاز طبیعی می‌باشد. به طوری که بیش از ۷۰٪ از سایت‌های مایع سازی گاز طبیعی تا سال ۲۰۱۰ را شامل می‌شود. این فرآیند شامل دو سیکل تبرید پیش سرمایه‌گذاری با مبرد پروپان و سیکل تبرید مبرد مخلوط می‌باشد. گاز طبیعی ورودی به فرآیند عملیات هیدروژن زدایی اسید زدایی و غیره را طی کرده است.

در این سیستم سه مبرد برای سرد کردن جریان گرم، بخار می‌شود [۵]:

- مبرد سیستم پیش سرمایه‌گذاری
- فاز مایع حاصل از جدا سازی
- فاز گاز حاصل از جدا سازی

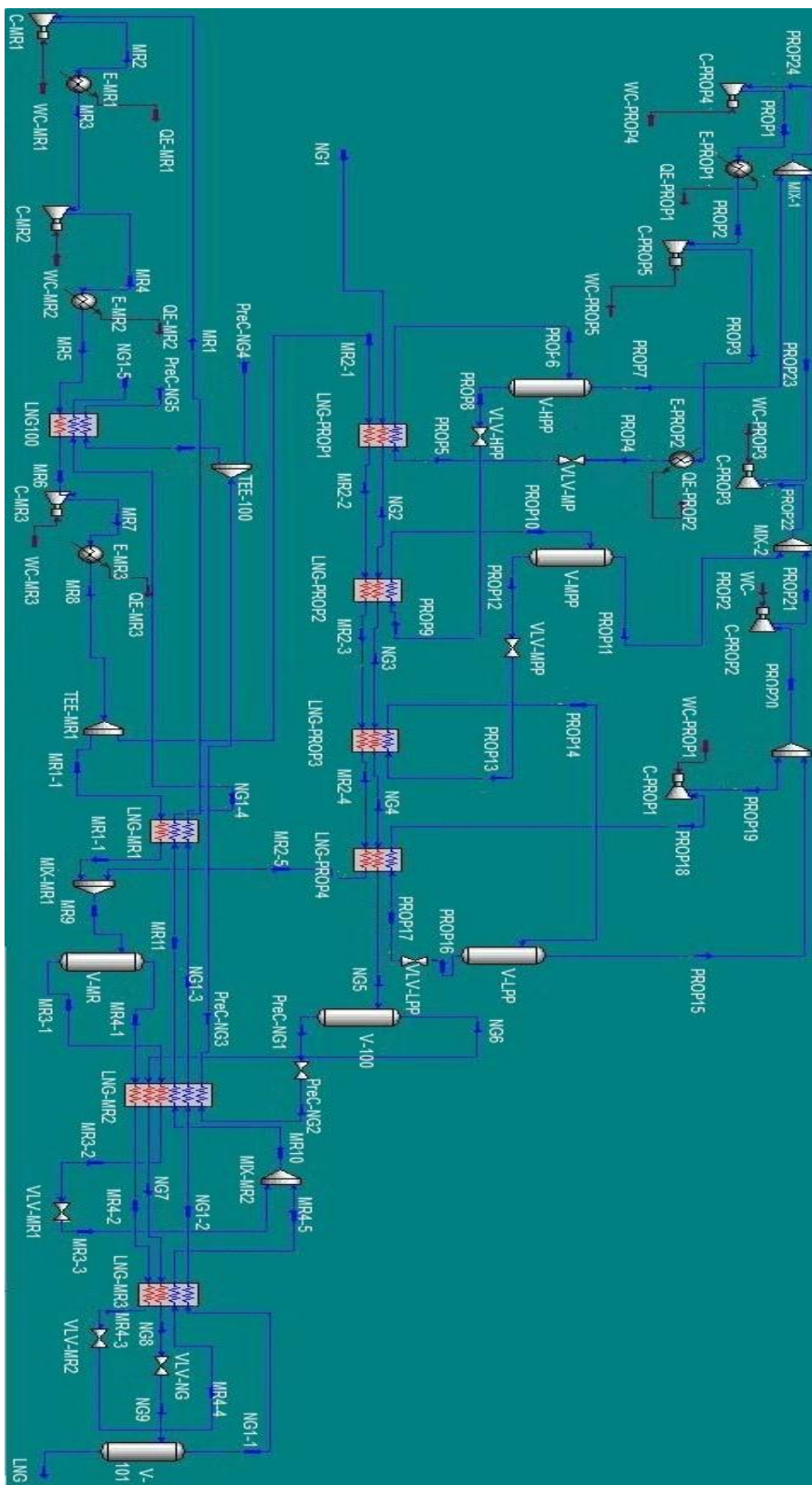
گاز طبیعی توسط سیکل پیش سرمایه‌ش پروپان به دمای ۳۵- تا ۴۵- میرسد، سپس توسط سیستم تبرید مخلوط در مبدل MCHE<sup>۱</sup> مایع شده به دمای ۱۶۲- در فشار اتمسفریک می‌رسد. سیکل پیش سرمایه‌ش پروپان وظیفه سرد کردن دو جریان گاز طبیعی و مبرد مخلوط را در دو حلقه جدا از هم دارد. بعد از سرد کردن دو جریان بخار پروپان از چند مرحله کمپرسور عبور می‌کند. سپس توسط یک کولر که با هوای محیط در تماس به دمای محیط می‌رسد. مبرد مخلوط سرد و مایع شده، گاز طبیعی را در MCHE مایع می‌کند. بخار مبرد مخلوط خارج شده از MCHE با عبور از چند مرحله کمپرسور متراکم می‌شود سپس با گذشتن از چند مبدل که توسط سیکل پیش سرمایه‌ش پروپان سرد می‌شود و پس از جدا سازی وارد MCHE می‌شود [۴۹].

تفاوتی که در فرآیند کلاسیک مایع سازی گاز طبیعی به همراه پیش سرمایه‌ش پروپان و فرآیند مورد مطالعه وجود دارد باز یافت حرارتی است که در این تحقیق به آن پرداخته شده است. جریان گاز طبیعی بعد از گذر از مبدل‌های پیش سرمایه‌ش پروپان سرد شده و هیدروکربن‌های سنگین آن تبدیل به مایع می‌شوند و با گذشتن از جداکننده دو فاز از سیستم خارج می‌شود. این جریان که فشار بالایی دارد، با عبور از یک شیر اختناق به دمای پایینی می‌رسد و می‌توان آن را باز یافت کرد. جریان گاز طبیعی بعد از گذشتن از مبدل‌های سیکل مبرد مخلوط و عبور از شیر اختناق به حالت دو فاز تبدیل می‌شود و جدا شدن به گاز مایع و جریان برگشتی تبدیل می‌شود. از جریان برگشتی به دلیل دمای پایین می‌توان برای تامین قسمتی از سرمایه‌ش مبدل‌های سیکل مبرد مخلوط بهره برد. در سیستم کلاسیک از این انرژی جریان استفاده نمی‌شود. جریان برگشتی از مبدل‌های مبرد مخلوط (ورودی کمپرسور) به دلیل یک سطح دمایی از دمای پیش سرمایه‌ش پایین تر است حداقل دمای ۴۰ °C را داراست که بعد از گذشتن از کمپرسور فشرده شده و گرم می‌شود. می‌توان قسمتی از دبی جریان مبرد مخلوط که وارد سیکل پروپان برای پیش سرمایه‌ش می‌شود را به وسیله این جریان و سایر جریان‌های برگشتی سرد نمود. اگرچه گرم شدن جریان برگشتی از مبدل‌های

---

<sup>1</sup>Main Cryogenic Heat Exchanger

سیکل مبرد مخلوط کار فشرده سازی (کار کمپرسور) را بیشتر می‌کند اما بازیافت حرارتی انرژی بیشتری را نسبت به افزایش کار فشرده سازی بازیافت می‌کند. اجزای اصلی این سیستم شامل مبدل‌های حرارتی، کمپرسور، شیر اختناق، جداساز دو فازی و کولر است. ۸-۱۰ درصد خوراک ورودی به سیکل انرژی مصرفی فرآیند مایع سازی می‌باشد که مصرف زیاد انرژی را نشان می‌دهد. هدف در این تحقیق مدل‌سازی سیکل C3MR است و به تعیین مشخصه‌های عملکرد این سیستم، آنالیز ترمودینامیکی، آنالیز پینچ و آنالیز انرژی تغییر شرایط و آرایش مبدل‌های حرارتی بر راندمان و بررسی اثرات این مشخصه‌ها بر راندمان کلی سیکل پرداخته می‌شود. شکل (۱-۴) فرآیند مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایه‌ی پروپان را نشان می‌دهد. این فرآیند در فصل ۳ بصورت ساده توضیح داده شد، در شکل (۱-۴) این با اضافه شدن مبدل‌های بازیافت حرارتی و اضافه شدن مبدل پیش سرمایه‌ی فرآیند را تغییر داده است.



شکل (۱-۴): شماتیک فرآیند مورد مطالعه

## ۲-۴ توابع هدف:

توابع هدف بسیاری برای این سیستم پیشنهاد داده شده است که می‌توان به کار ورودی کمپرسور به ازای واحد تولید گاز مایع (انرژی مخصوص)، تخریب انرژی اشاره کرد. در این تحقیق تابع هدف مورد نظر کاهش کار ورودی کمپرسورها، انرژی مخصوص سیستم (کار به ازای کیلوگرم گاز مایع تولیدی) و تخریب انرژی است.

## ۴-۲-۱ متغیرهای مورد مطالعه

متغیرهای مورد نظر در این مطالعه به دو بخش متغیرهای سیکل پروپان و سیکل مبرد مخلوط دسته بندی می‌شود. در سیکل پروپان که شامل چهار فشار سیکل پروپان (سطح فشار)، فشار خروجی از کمپرسورهای سیکل پروپان، دبی پروپان و فشار جریان برگشتی مبرد مخلوط، فشار خروجی کمپرسورها، نسبت دبی ورودی مبرد مخلوط به سیکل پروپان به ورودی به مبدل بازیاب حرارتی و دبی مبرد مخلوط در سیکل مبرد مخلوط است. تفاوتی که در این تحقیق وجود دارد استفاده از بار حرارتی چند جریان سرد و استفاده از مبدل بازیاب حرارتی است. این فرآیند به دلیل چیدمان نو در مبدل‌ها و اضافه شدن مبدل بازیابی حرارتی تا به امروز مورد بررسی قرار نگرفته است.

## ۳-۴ سیکل پروپان

وظیفه اصلی سیکل پروپان پیش سرمایش جریان گاز طبیعی و قسمتی از مبرد مخلوط که با بازیابی حرارتی پیش سرد نمی‌شود. پیش سرمایش در چهار سطح فشار پایه (سطح فشار ۱)، سطح فشار بالا (سطح فشار ۲)، سطح فشار متوسط (سطح فشار ۳) و سطح فشار پایین (سطح فشار ۴) در چهار مبدل صورت می‌گیرد. بر اساس قانون اول مجموع انرژی جذب شده و کار کل سیکل پروپان توسط سرد کن‌های سطح فشار پایه با محیط مبادله می‌شود.

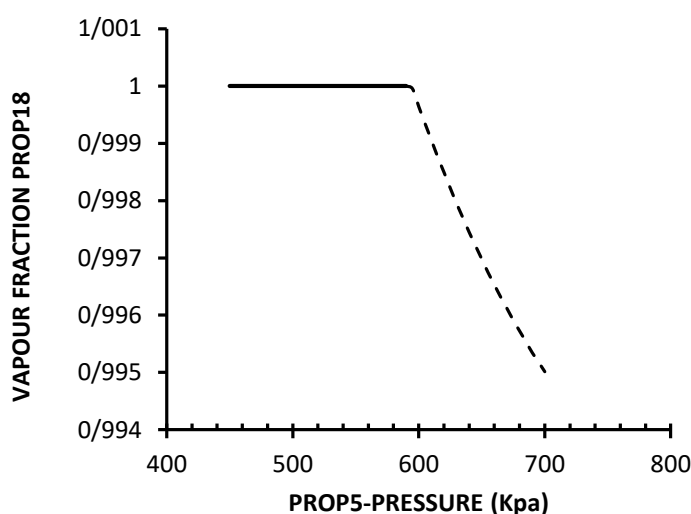


## ۴-۳-۱ سطوح فشار پروپان

سیکل پروپان با جذب حرارت از جریان ورودی، دمای این جریان را تا دمای پیش سرمایش تعریف شده برای سیستم می‌رساند. اگر این حرارت که تقریباً نیمی از کل حرارت مورد نیاز برای مایع سازی است را هر چه بیشتر به سمت تعادلی بودن سوق دهیم میزان اتلاف انرژی و تخریب انرژی کاهش پیدا می‌کند.

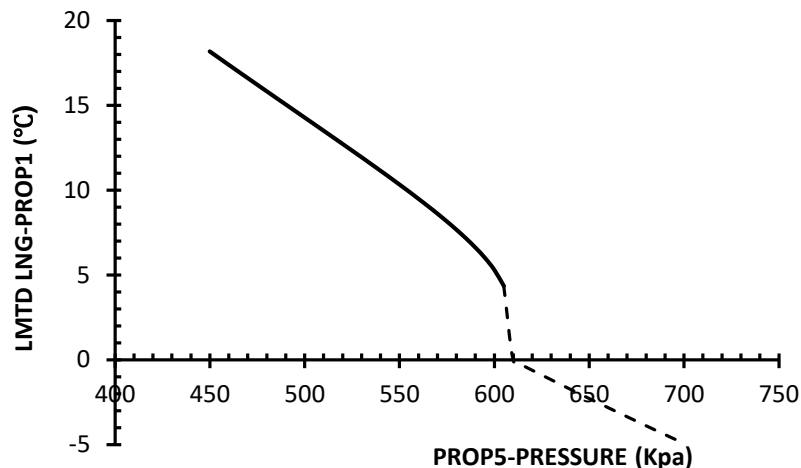
### ۴-۳-۱-۱ فشار خروجی از VLV-MP (سطح فشار ۱)

فشار جریان خروجی از شیر اختناق باید به گونه ای باشد که مبدل‌های سیکل پروپان از نظر فرآیندی بتوانند وظیفه خود را انجام دهند همانطور که در قیده‌های مسئله بیان شد برای مبدل‌ها LMTD کمتر از  $3^{\circ}\text{C}$  قابل قبول نیست، از طرفی دمای و کیفیت خروجی از شیر اختناق، وابسته به فشار خروجی از شیر اختناق است. امکان دارد کیفیت جریان مذکور به صورتی باشد که بعد از گذشتن از جدا کننده‌ها دبی مورد نیاز مبدل‌های سطح فشار بعدی را تامین نکند (شرط  $LMTD > 3^{\circ}\text{C}$  ارضا نشود). با رسم نمودار، قیده‌های محدوده فشار مطلوب بدست می‌آید که به صورت شکل‌های (۴-۱) و (۴-۲) است.



شکل (۴-۱): کیفیت جریان *prop18* بر حسب فشار سطح فشار ۱

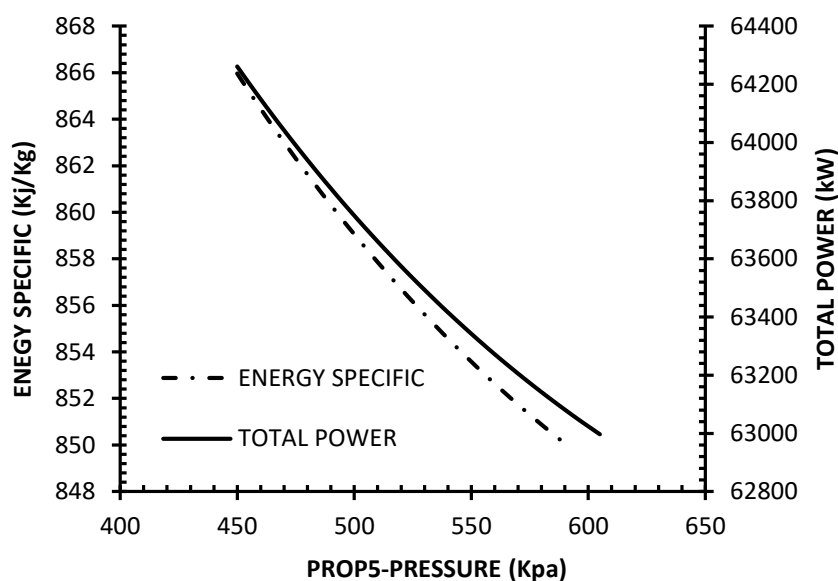
فشار خروجی از شیر اختناق VLV-MP (به دلیل خارج کردن از مدار کمپرسور سطح ۴ فشار) نمی تواند از ۵۹۰ kpa بیشتر باشد .



شکل (۴-۲): LMTD مبدل LNG-PROPI بر حسب فشار سطح ۱

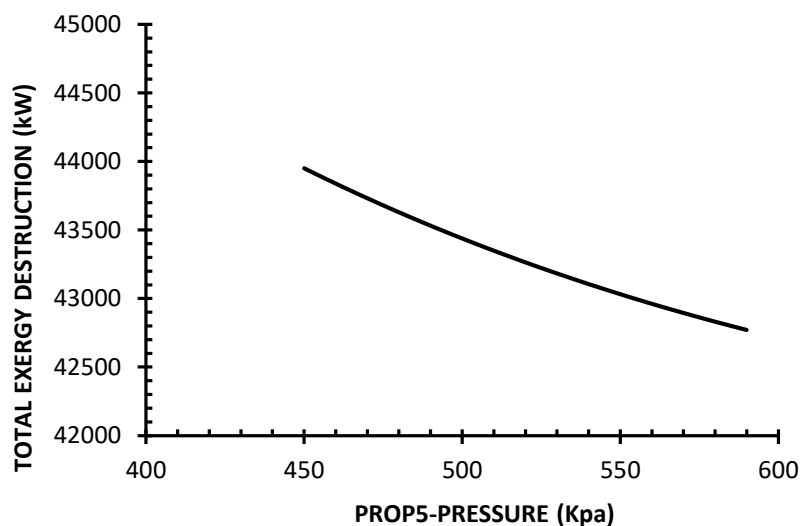
در شکل (۴-۲) همانگونه که مشاهده می شود با افزایش فشار ورودی به مبدل حرارتی LMTD کاهش پیدا می کند و این مقدار از ۶۱۰ kpa به بعد قابل قبول نیست البته در شکل (۴-۱) مشخص شد که این فشار نباید بیشتر از ۵۹۰ kpa باشد پس حداکثر فشار برای جریان خروجی از شیر اختناق (جریان ورودی به مبدل سطح یک فشار) نباید از ۵۹۰ kpa بیشتر باشد (خط چین محدوده غیر قابل قبول را نمایش می دهد).

برای توابع هدف خواهیم داشت:



شکل (۳-۴): انرژی مخصوص و انرژی مصرفی کل بر حسب فشار PROP5

با افزایش فشار جریان PROP5 انرژی مصرفی و انرژی مخصوص سیستم کاهش پیدا می‌کند. بیشترین فشار، بهترین عملکرد را دارد که توسط قیدهایی که از شکل (۲-۴) و (۳-۴) بدست آمده است نمی‌تواند بیشتر از ۵۹۰ kpa باشد.



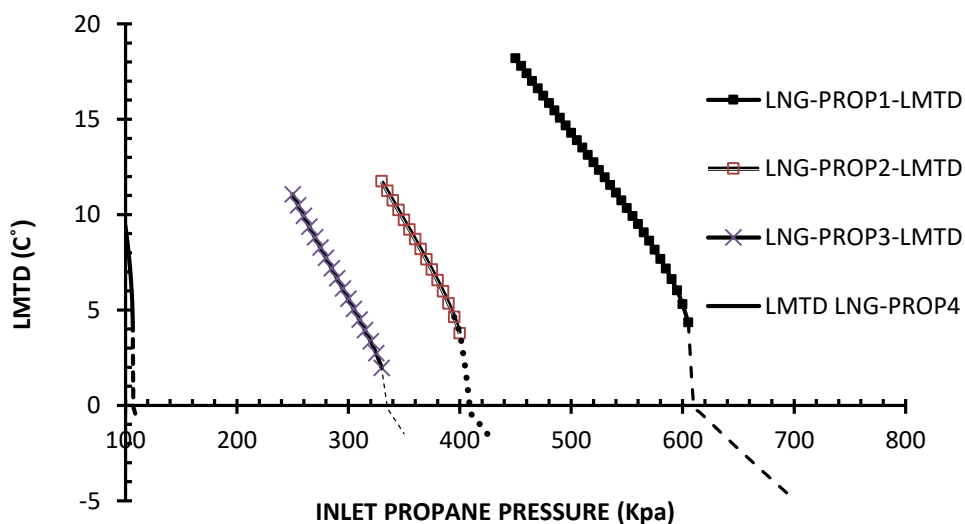
شکل (۴-۴) تخریب انرژی کلی بر حسب سطح فشار ۱

این روند برای تخریب انرژی کلی سیستم هم مشابه شکل (۳-۴) است و روند کاهشی نسبت

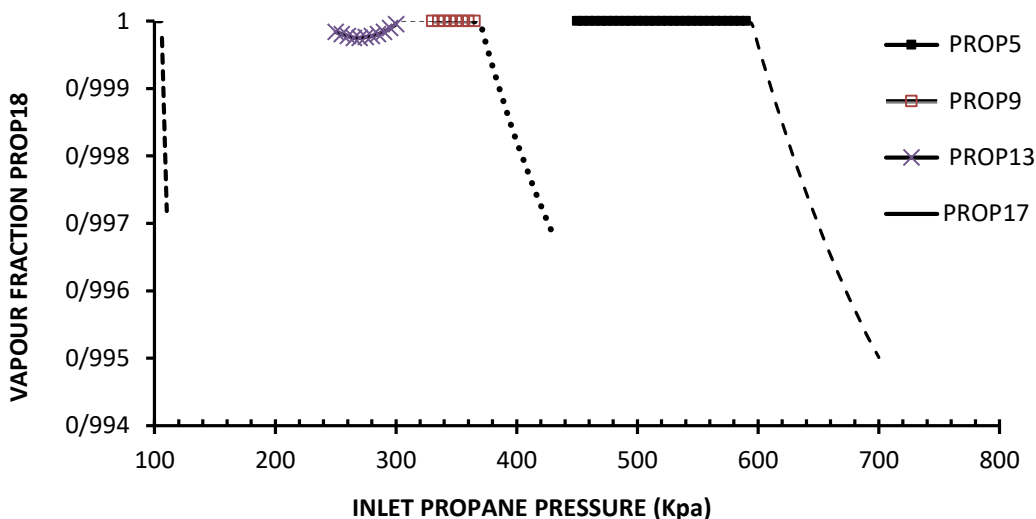
به افزایش فشار دارد. بنابراین برای بهبود عملکرد سیستم می‌بایست بیشترین فشار امکان پذیر را برای جریان PROP5 در نظر گرفت.

## ۴-۳-۱-۲ فشار خروجی از VLV-HPP (سطح فشار ۲)

از آنجایی که عملکرد و رفتار مبدل‌های سیکل پروپان شبیه هم است و تاثیر مشابه ای رو قیده‌ها و توابع هدف دارند و تاثیر چندانی بر LMTD مبدل‌های سطح‌های فشار پایینی ندارد اطلاعات مربوط به LMTD هر مبدل بر اساس تغییرات فشار ورودی پروپان همان مبدل در یک نمودار رسم شده است که محدوده فشار برای جریان ورودی پروپان هر مبدل از نمودار بدست می‌آید. نمودار کیفیت جریان ورودی کمپرسور سطح فشار چهار نیز بر همین اساس ترسیم شده است.

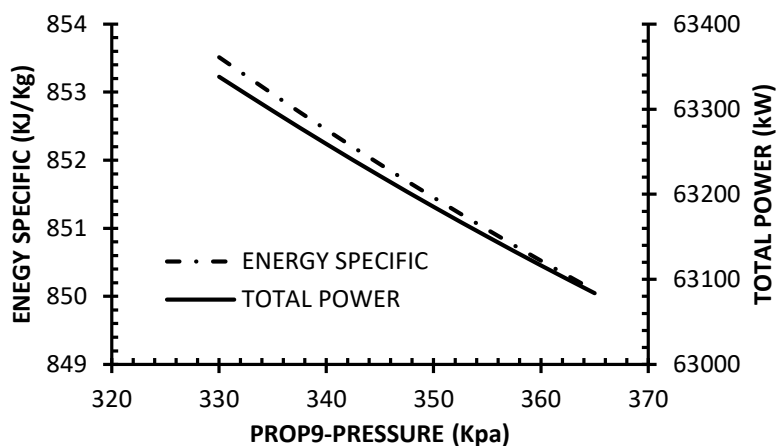


شکل (۴-۵):  $LMTD$  مبدل‌های بر حسب سطوح فشار ۱ تا ۴



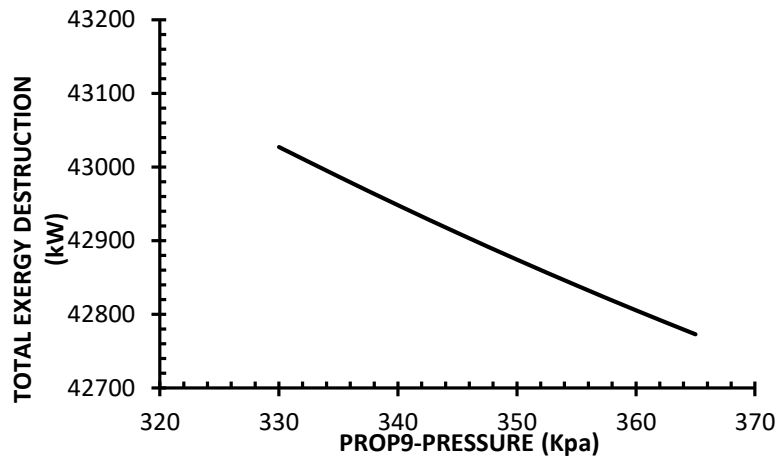
شکل (۴-۶): کیفیت جریان *prop18* برحسب سطوح فشار ۱ تا ۴

در شکل‌های (۴-۵) و (۴-۶) LMTD و کیفیت جریان PROP18 (جریان ورودی کمپرسور سطح فشار چهار) نمایش داده شده است تا محدوده فشار مجاز برای هر سطح فشار بدست آید. در شکل (۴-۵) سطوح فشار به ترتیب (۱ تا ۴)، فشار بیشتر از ۶۱۰ kpa، ۴۰۰ kpa، ۳۳۰ kpa، ۱۰۶/۵ kpa نباید داشته باشد. در شکل (۴-۶) نیز این محدوده برای سطح فشار اول کمتر از ۵۹۰ kpa برای سطح فشار دوم کمتر از ۳۶۵ kpa برای سطح فشار سوم بیشتر از ۲۷۰ kpa و کمتر از ۱۰۶ kpa خواهد بود.



شکل (۴-۷): انرژی مخصوص و انرژی مصرفی کل بر حسب سطح فشار ۲

همانطور که در شکل (۴-۷) نشان داده شده است با افزایش فشار انرژی مصرفی و انرژی مخصوص کاهش پیدا کرده است بنابراین بهترین فشار برای بهترین عملکرد سیستم بیشترین فشار امکان پذیر است که این فشار برابر ۳۶۵ kpa می باشد.

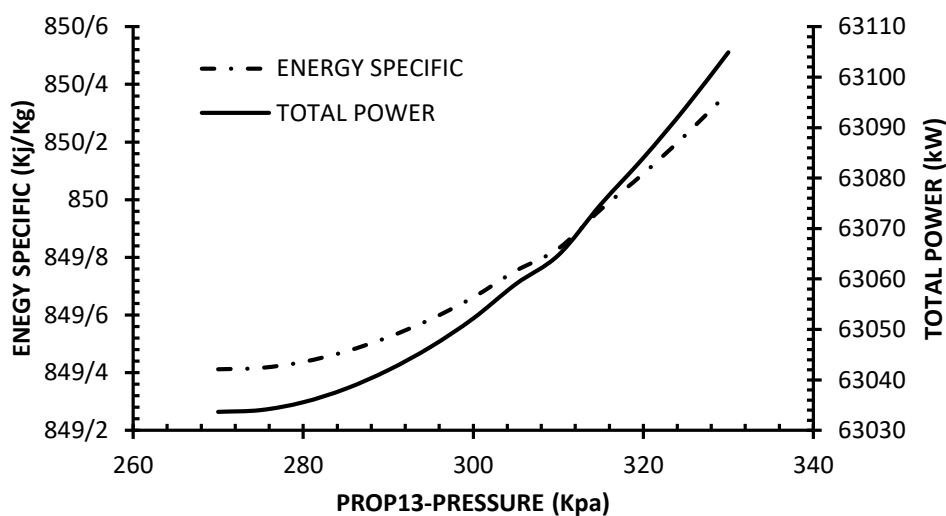


شکل (۴-۸): تخریب انرژی کلی بر حسب سطح فشار ۲

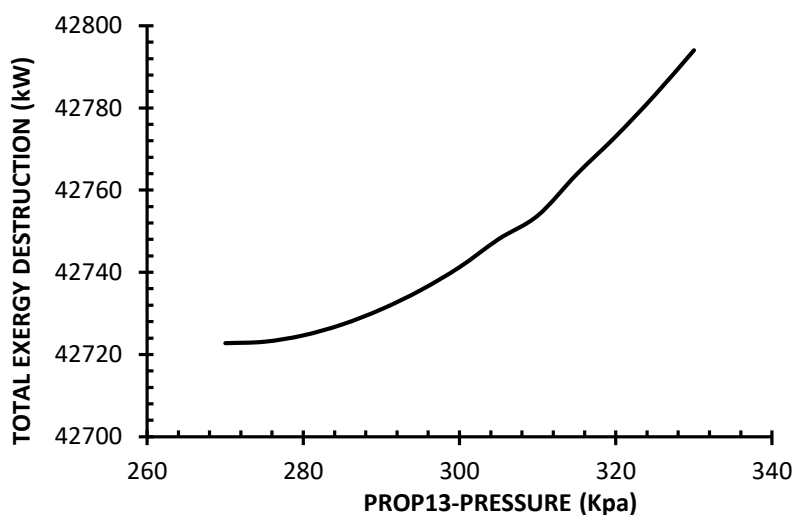
تخریب انرژی بر حسب فشار سطح دوم پروپان به صورت شکل (۴-۸) است. با افزایش فشار سطح دوم تخریب انرژی کم می شود بنابراین هر سه تابع هدف در فشار ۳۶۵ kpa بهترین مقدار خود را دارند.

### ۴-۳-۱-۳ فشار خروجی از VLV-MPP (سطح فشار ۳)

این سطح فشار باید بین ۲۷۰ kpa تا ۳۳۰ kpa باشد مقادیر کمتر از ۲۷۰ kpa باعث می شود کیفیت جریان پروپان ورودی به کمپرسور سطح چهار کمتر از یک شود و با ورود جریان دو فازی به کمپرسور، سیستم دچار مشکل می شود و مقادیر بیشتر از ۳۳۰ kpa دمای مورد نیاز مبدل سطح ۳ را تامین نمی کند.



شکل (۴-۹): انرژی مخصوص و انرژی مصرفی کل بر حسب سطح فشار ۲



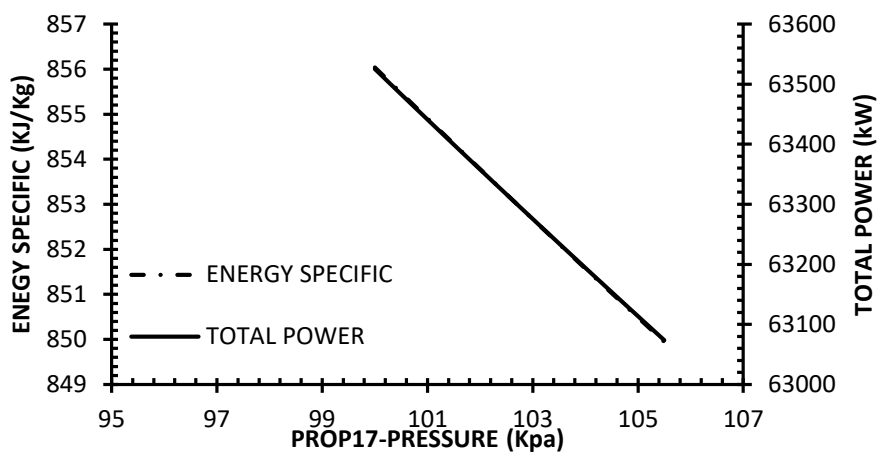
شکل (۴-۱۰): تخریب انرژی کلی بر حسب سطح فشار ۳

همانطور که از شکل (۴-۹) و (۴-۱۰) مشخص است با کاهش فشار ورودی پروپان (PROP13) ، برای مبدل سطح سوم توابع هدف بهبود پیدا می کند محدوده فشار برای این سطح از ۲۷۰ kpa تا ۳۳۰ kpa است که در بازه ۲۷۰-۲۸۰ kpa مقادیر تخریب انرژی تغییر چندانی نمی کنند.

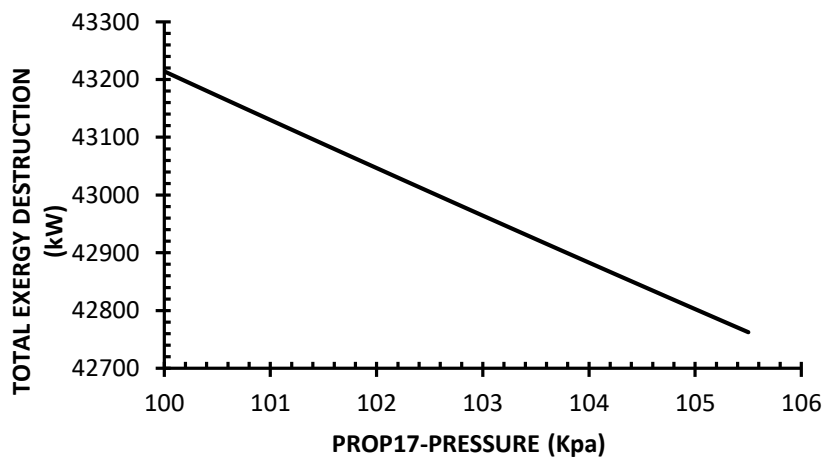
#### ۴-۳-۱-۴ فشار خروجی از VLV-LPP (سطح فشار ۴)

این سطح فشار که پایین ترین سطح فشار در سیکل پروپان است، باید به گونه ای انتخاب

شود که اولاً مبدل این سطح وظیفه حرارتی خود که رساندن جریان مبرد مخلوط و گاز طبیعی به دمای پیش سرمایش است را به خوبی انجام دهد، ثانیاً جریان خروجی از مبدل باید در ناحیه فوق اشباع قرار داشته باشد و ثالثاً نباید فشار این سطح کمتر از فشار محیط باشد. محدوده فشار طبق شکل (۴-۵) و (۴-۶) باید بین ۱۰۵-۱۰۰ kpa باشد.



شکل (۴-۱۱): انرژی مخصوص و انرژی مصرفی کل بر حسب سطح فشار ۴



شکل (۴-۱۲): تخریب انرژی کلی بر حسب سطح فشار ۴

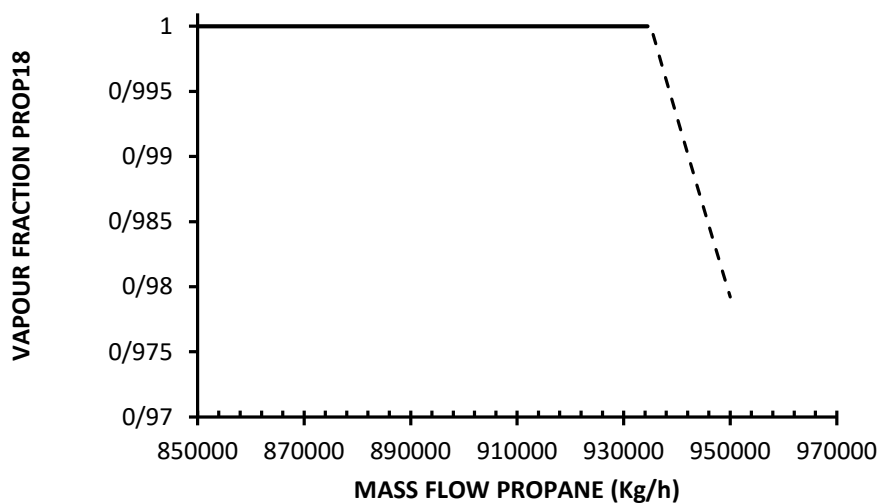
باتوجه به اثر تغییرات سطح فشار ۴ بر توابع هدف که در شکل‌های (۴-۱۱) و (۴-۱۲) مشاهده می‌شود کاهش سطح فشار باعث افزایش تخریب انرژی، انرژی مخصوص، و انرژی مصرفی خواهد شد. محدوده عملکردی این سطح فشار بسیار کوچک است کوچکی این بازه به دلیل اختلاف دمای



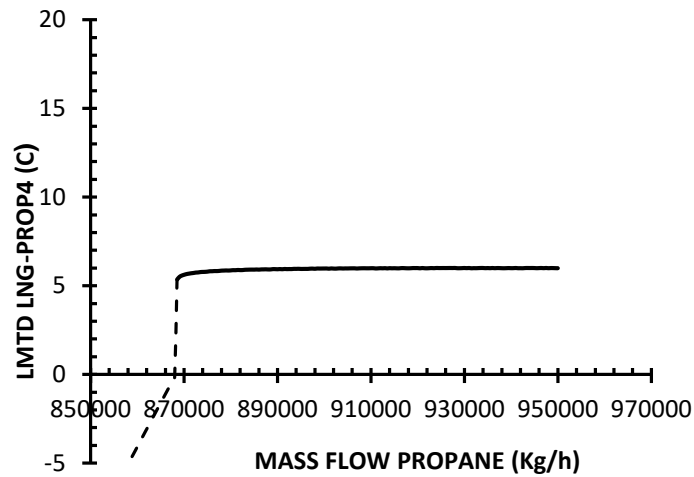
بیشتری است که این مبدل رو جریان گاز طبیعی ایجاد می کند این امر باعث می شود که دمای این سطح کمی پایین تر از دمای پیش سرمایش باشد. در عمل اگر فشار ما بیشتر از این بازه باشد دما بیشتر از دمای پیش سرمایش خواهد شد.

### ۲-۳-۴ دبی جرمی پروپان

همانطور که برای سطوح فشار بررسی محدوده فشار را انجام دادیم در مورد دبی جرمی پروپان نیز باید محدوده فشار عملکردی را تعیین کنیم برای این کار باید مثل سطوح فشار با اثر تغییر دبی را بروی LMTD مبدل های چند جریان سیکل پروپان و کیفیت جریان ورودی به کمپرسور سطح چهار را بررسی کنیم.

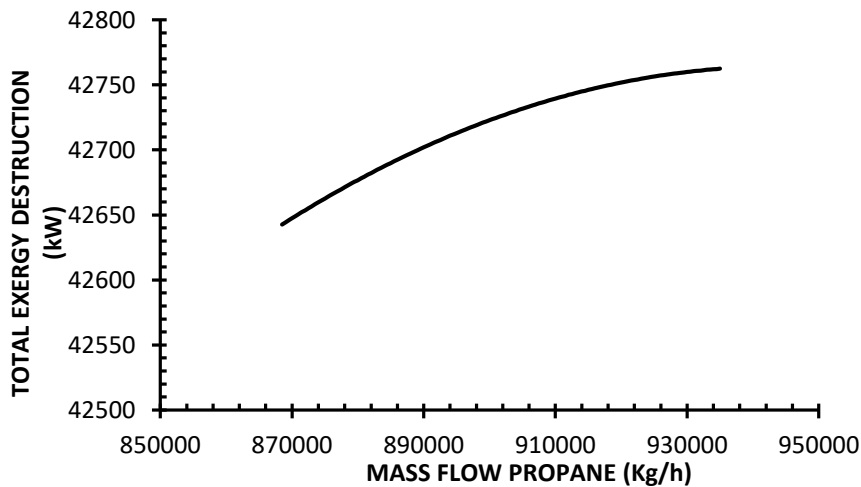


شکل (۴-۱۳): کیفیت جریان *prop18* بر حسب جریان جرمی پروپان

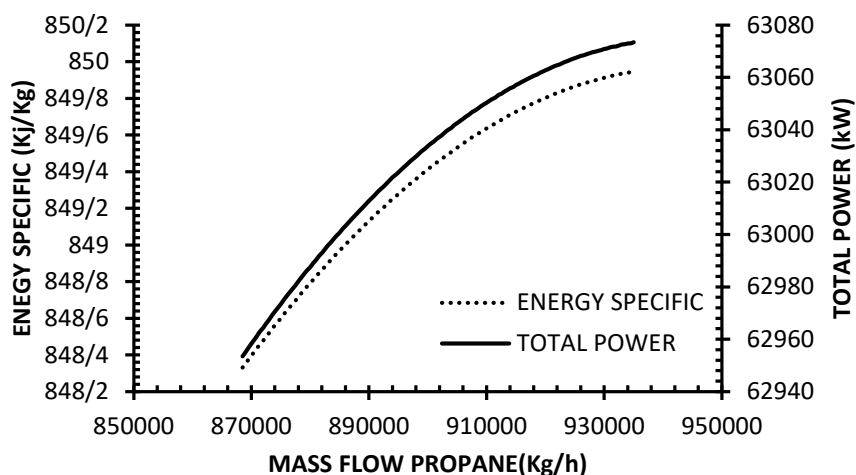


شکل (۴-۱۴):  $LMTD$  مبدل سطح ۴ بر حسب جریان جرمی پروپان

همانطور که از شکل‌های (۴-۱۳) تا (۴-۱۵) مشخص می‌شود دبی حجمی باید بین  $868000 \text{ kg/h}$  تا  $935500 \text{ kg/h}$  باشد تا سیکل پروپان بتواند پیش سرمایه‌ش را انجام دهد. با کاهش جریان جرمی اولین مبدلی که از مدار خارج می‌شود مبدل سطح ۴ (LNG-PROP4) است. این مبدل به دلیل قیدهایی که برای دمای ورودی و خروجی لحاظ شده است از یک مقدار مشخص و کمتر از آن برای دبی جریان جرمی پروپان از مدار خارج می‌شود.



شکل (۴-۱۵): تخریب انرژی کلی بر حسب جریان جرمی پروپان



شکل (۴-۱۶): انرژی مخصوص و انرژی مصرفی کل بر حسب جریان جرمی پروپان

با توجه به شکل‌های (۴-۱۵) و (۴-۱۶) برای توابع هدف، تغییر دبی جرمی پروپان نسبت مستقیم با تمامی توابع هدف دارد اما این تغییرات بسیار کم است، این کاهش به دلیل این است که با کاهش دبی جریان، کار کمپرسورهای سیکل پروپان و به همراه آن تخریب انرژی کاهش پیدا می‌کند.

#### ۴-۳-۳ کمپرسور سیکل پروپان

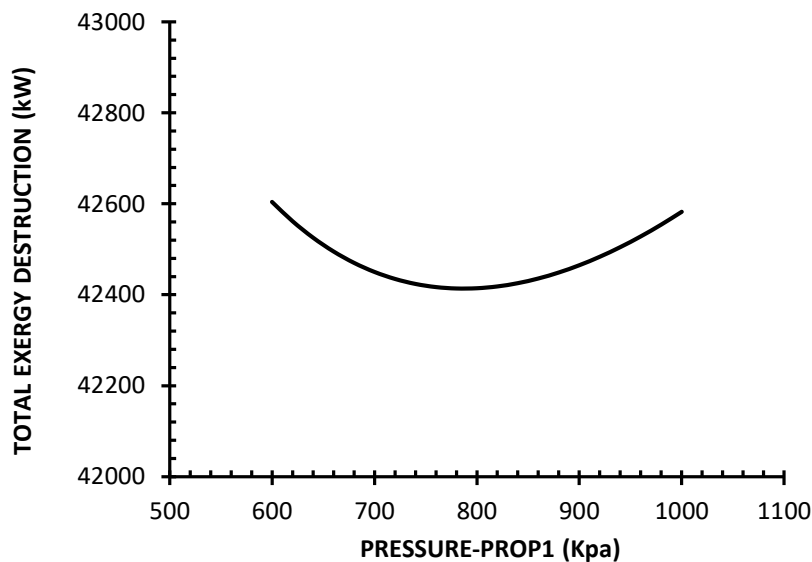
در پیش سرمایه‌گذاری پروپان، ۵ کمپرسور وظیفه فشرده کردن جریانها را انجام می‌دهد. سه کمپرسور برای سطوح فشار دو، سه و چهار و دو کمپرسور برای تامین فشار سطح یک را ایجاد شده‌اند. فشار سه کمپرسور سطوح فشار پایین وابسته به فشار عملکردی مبدل هر سطح است و یک پارامتر وابسته محسوب می‌شود. دو کمپرسور سطح فشار اول وظیفه ایجاد اختلاف فشار لازم برای سطح اول تا دوم را دارند. در بین این کمپرسورها یک سرد کن میانی تعبیه شده است. جریان پروپان بعد از گذشتن از کمپرسور اول گرم و حجم مخصوص آن زیاد شده است. حجم مخصوص رابطه مستقیمی با کار مصرفی کمپرسور دارد. بنابراین با گذشتن از سرد کن میانی حجم مخصوص

کمتری پیدا می‌کند و وارد کمپرسور دوم می‌شود. در این سیستم فشار دو کمپرسور سطح اول فشار پارامتر مستقل و مابقی کمپرسورها وابسته به فشار خروجی از شیرهای اختناق (فشار جریان ورودی پروپان به مبدل) هستند.

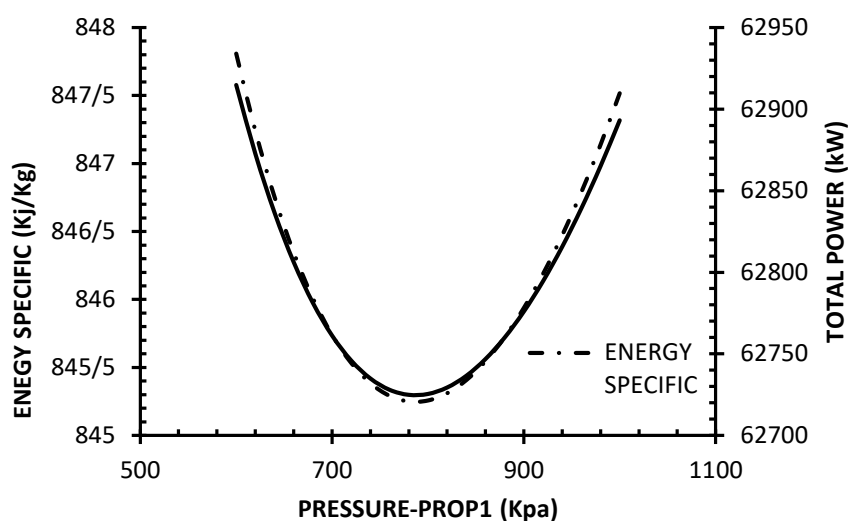
#### ۴-۳-۱-۵ فشار خروجی کمپرسور C-prop4

گرچه اکثر تحقیقات اثر فشار میانی دو کمپرسور را بر روی مجموع کار دو کمپرسور بررسی کرده اند اما با توجه به این که مجموع کار دو کمپرسور نیز در توابع هدف این تحقیق گنجانده شده است طبق روندی که تا کنون برای پارامترها انجام داده شده است برای این پارامتر نیز به همان صورت انجام می‌شود.

این متغیر تاثیر چندانی بر روی LMTD مبدل ها و کیفیت جریان PROP18 ندارد بنابراین ضرورتی برای ترسیم نمودار آنها نیست.



شکل (۴-۱۷): تخریب انرژی کلی بر حسب فشار خروجی کمپرسور مرحله اول



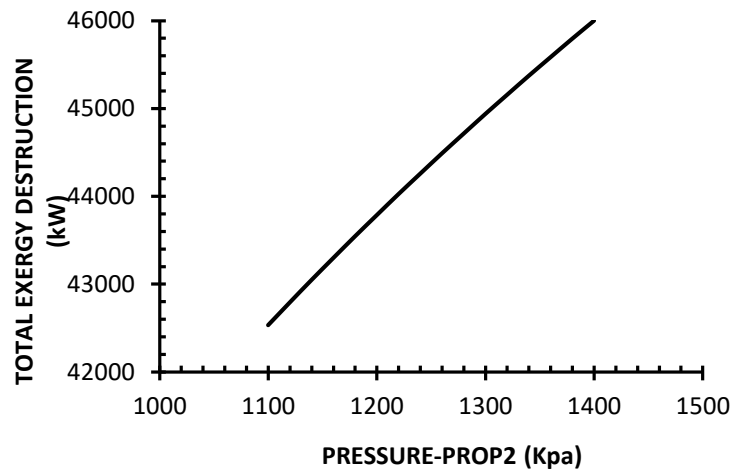
شکل (۴-۱۸): انرژی مخصوص و انرژی مصرفی کل بر حسب فشار خروجی کمپرسور مرحله اول

با تغییر فشار کمپرسور مرحله اول توابع هدف به صورت شکل (۴-۱۷) و (۴-۱۸) بدست می‌آید که در فشار ۷۸۰ kpa انرژی مخصوص، انرژی مصرفی کل و تخریب انرژی کمینه می‌شوند.

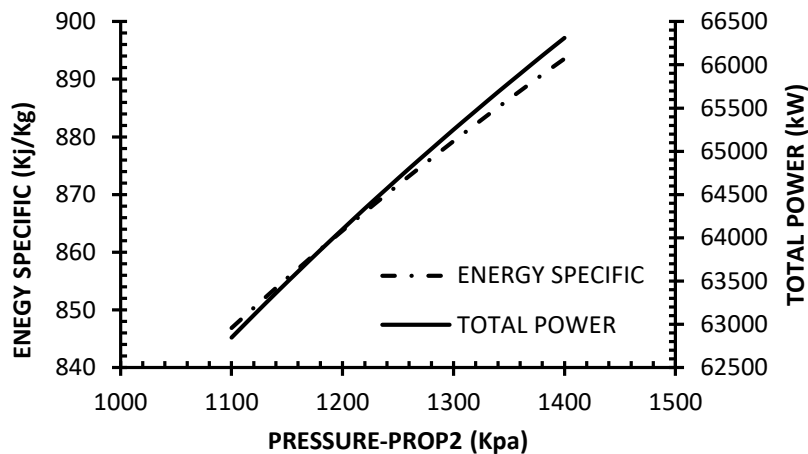
#### ۴-۳-۱-۶ فشار خروجی کمپرسور C-prop5

از آنجایی که تامین فشار سطح اول بر عهده کمپرسور دوم (C-prop5) است انتظار می‌رود تغییرات فشار این سطح تاثیر زیادی بر عملکرد سیستم داشته باشد. در واقع این کمپرسور فشار بالاترین سطح را تامین می‌کند و مرحله به مرحله با گذشتن از شیرهای اختناق بقیه سطوح فشار ایجاد می‌شوند.

فشار خروجی این سیستم اگر کمتر از ۱۰۹۰ kpa باشد همه پروپان ورودی به مبدل سطح اول بخار می شود و برای سایر مبدل ها جریان پروپان عبور نمی کند (باید جریان خروجی پروپان از تمام مبدل ها غیر از مبدل سطح ۴ ، در حالت دو فازی باشد).



شکل (۱۹-۴): تخریب انرژی کلی بر حسب فشار خروجی کمپرسور مرحله دوم



شکل (۲۰-۴): انرژی مخصوص و انرژی مصرفی کل بر حسب فشار خروجی کمپرسور مرحله دوم

همانطور که انتظار داشتیم تغییرات فشار برای کمپرسور دوم تاثیر زیادی بر روی توابع هدف داشت. تغییرات فشار کمپرسور دوم با انرژی مخصوص، انرژی مصرفی کل و تخریب انرژی رابطه مستقیم دارد.

## ۴-۴ سیکل مبرد مخلوط

برخلاف سیکل پروپان که دارای چهار سطح فشار بود، سیکل مبرد مخلوط دارای یک سطح فشار است. این سیکل وظیفه رساندن جریان گاز طبیعی از دمای پیش سرمایش به دمای مایع سازی را دارد. گاز طبیعی با عبور از دو مبدل چند جریانه به دمای مطلوب خود می‌رسد. این سیکل به دلیل کارکرد در دمای پایین تر از سیکل پروپان ابتدا توسط سیکل پروپان پیش سرد شده و سپس به دو شاخه تقسیم می‌شود. این انشعاب در یک جدا کننده دو فازی انجام می‌شود. شاخه اول (فاز مایع مبرد مخلوط) با گذشتن از مبدل اول یا مبدل سرد (LNG-MR2) سرد شده و پس از آن با عبور از شیر اختناق دمای پایین تری نسبت به همان مبدلی که از آن عبور کرده را پیدا می‌کند. شاخه دوم (فاز گاز مبرد مخلوط) با گذشتن از مبدل اول و دوم، مادون سرد شده و با عبور از یک شیر اختناق دمایی پایین تر از مبدل مادون سرد (LNG-MR3) خواهد داشت. حال این جریان می‌تواند بار حرارتی مبدل مادون سرد را تامین نماید. جریانهای گرم این مبدل گاز طبیعی و شاخه دوم مبرد مخلوط قبل از مادون سرد شدن هستند. این جریان بعد از گذشتن از مبدل مادون سرد، گرم تر شده و با شاخه اول مبرد مخلوط، ترکیب می‌شود. جریان بوجود آمده وظیفه تامین بار حرارتی سرد مبدل اول را دارد (دو شاخه جریان مبرد مخلوط فشار یکسان دارند). در واقع برای این سیکل دو سطح دمایی توسط دو مبدل ایجاد می‌شود که فاز مایع مبرد مخلوط سطحی با دمای پایین و فاز گاز مبرد مخلوط سطحی با دمای پایین تر است.

جریان مبرد مخلوط با گذشتن از مبدل LNG-MR2 دارای دمای پایین تر نسبت به محیط است. این جریان می‌تواند بخشی از مبرد مخلوط را پیش سرد کند و بار حرارتی مورد نیاز سیکل پروپان را تا حدودی کمتر کند. از طرفی جریان گاز طبیعی با گذشتن از مرحله پیش سرمایش

وارد جدا کننده دوفازی به منظور جدا شدن میعانات و هیدروکربن‌های سنگین می‌شود. از این میعانات که دارای فشار بالایی هستند و همچنین مرحله پیش سرمایش را گذارنده اند می‌توان به منظور بازیافت حرارتی استفاده نمود. با گذشتن میعانات گاز طبیعی از یک شیر اختناق دمایی پایین تری را خواهیم داشت. این جریان به همراه جریان مبرد مخلوط برگشتی از مبدل‌های دما پایین می‌تواند بار حرارتی بخش قابل ملاحظه‌ای از پیش سرمایش مبرد مخلوط را تامین کند.

با توجه به اینکه جریان گاز طبیعی پس از گذشتن مرحله مایع‌سازی و اختناق در حالت دوفازی قرار دارد. مقداری از گاز طبیعی در فاز گازی به عنوان گاز برگشتی غیر قابل مایع‌سازی به بیرون سیستم هدایت می‌شود. این گاز دمایی بسیار پایینی دارد و می‌توان از آن برای تامین بخشی از سرمایش مبدل‌های دما پایین و مبدل بازیاب استفاده نمود.

در ادامه به بررسی پارامترهای سیکل مبرد مخلوط می‌پردازیم.

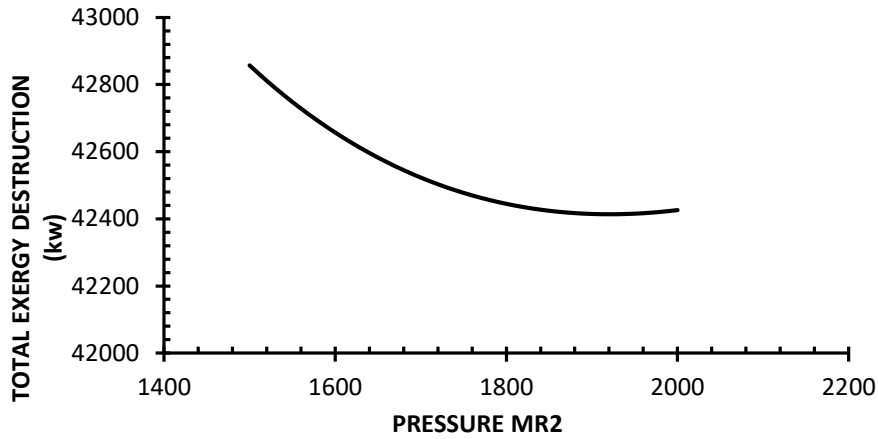
#### ۴-۴-۱ کمپرسور

در سیکل مبرد مخلوط سه کمپرسور وجود دارد. این سه کمپرسور با سرد کن میانی وظیفه تامین فشار مورد نیاز برای اختناق را دارد. گرچه وجود یک کمپرسور هم می‌تواند فشار مورد نیاز فرآیند را تامین کند اما از نظر مصرف انرژی بهتر است از کمپرسور با سرد کن میانی استفاده شود. فشار خروجی هر کدام از کمپرسور به عنوان متغیر مورد بحث قرار خواهد گرفت.

#### ۴-۴-۱-۱ کمپرسور C-MR1 و C-MR2

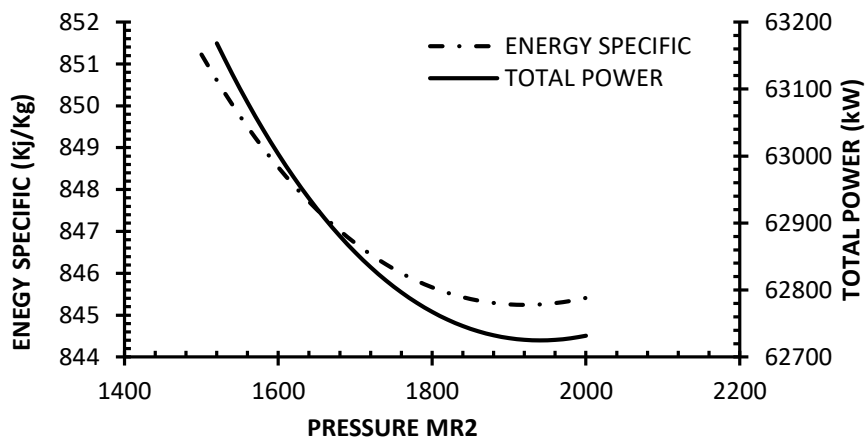
این دو کمپرسور از نظر رفتاری کاملاً مشابه هستند و فشار خروجی از آنها جهت کاهش مصرف انرژی کمپرسورها مورد اهمیت است. فشار بهینه که کمترین میزان مصرف انرژی را دارد برای کمپرسور مرحله اول ۱۹۲۰ kpa و کمپرسور مرحله دوم ۲۳۸۰ kpa است.





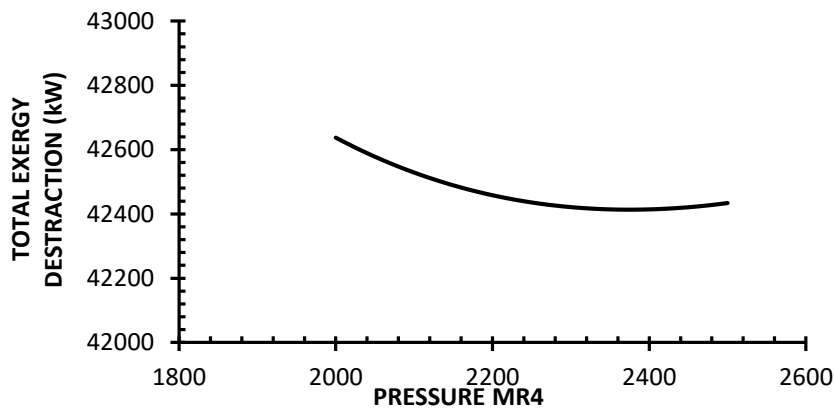
شکل (۴-۲۱): انرژی مخصوص و مصرف انرژی کلی بر حسب فشار خروجی کمپرسور مرحله اول

سیکل مبرد مخلوط

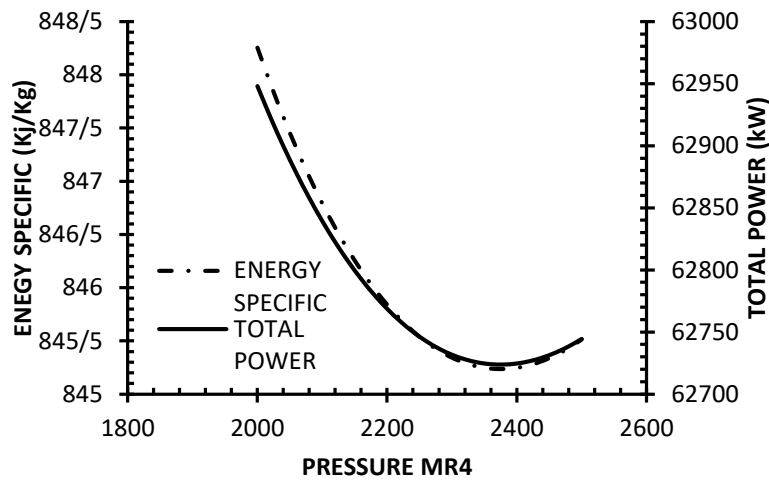


شکل (۴-۲۲): انرژی مخصوص و مصرف انرژی کلی بر حسب فشار خروجی کمپرسور مرحله دوم سیکل مبرد

مخلوط



شکل (۴-۲۳): تخریب انرژی کلی بر حسب فشار خروجی کمپرسور مرحله اول سیکل مبرد مخلوط

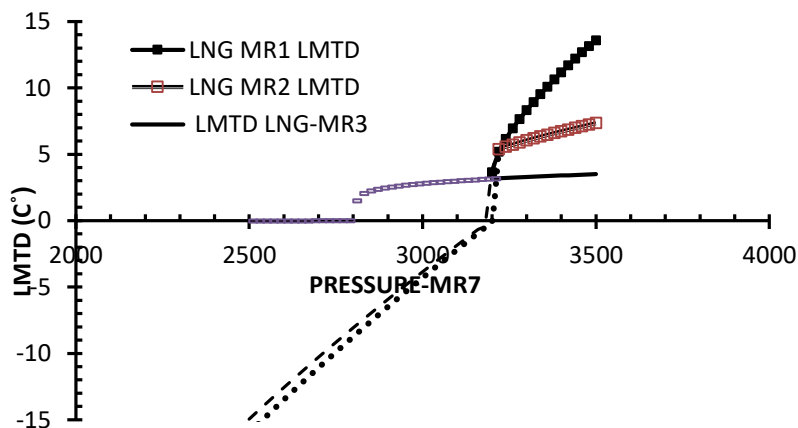


شکل (۴-۲۴): انرژی مخصوص و مصرف انرژی کلی بر حسب فشار خروجی کمپرسور مرحله دوم

سیکل مبرد مخلوط

### ۴-۴-۱-۲ کمپرسور C-MR3

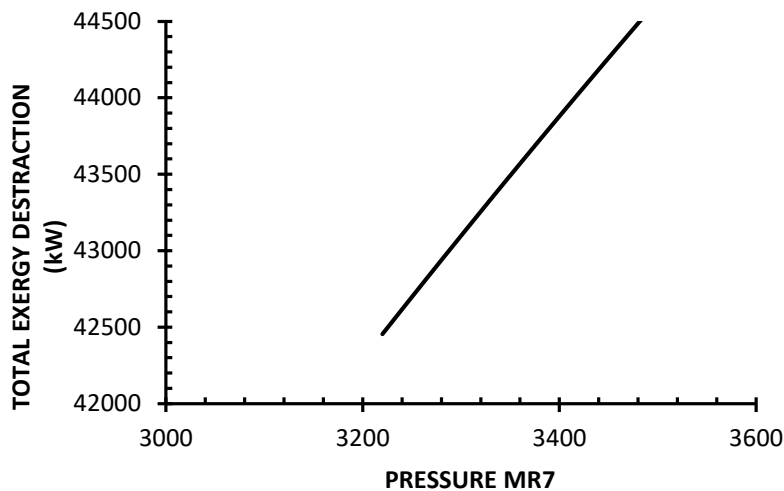
این کمپرسور وظیفه تامین فشار برای دو شیر اختناق سیکل مبرد مخلوط را دارد. فشار این کمپرسور باید به گونه ای باشد که با انجام فرآیند اختناق بروی دو مسیر مبرد مخلوط بار حرارتی مبدل‌های سرد و مادون سرد را تامین کند.



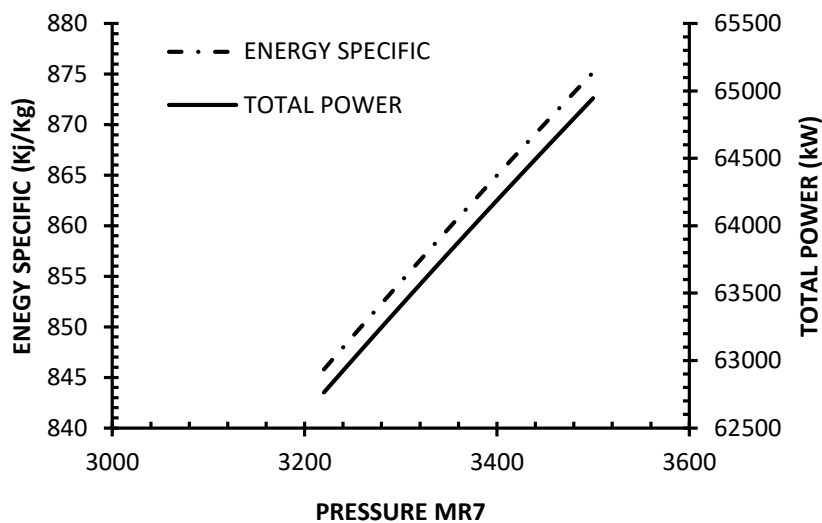
شکل (۴-۲۵):  $LMTD$  مبدل‌های چند جریان سیکل مبرد مخلوط بر اساس فشار کمپرسور مرحله

سوم

برای تامین بار حرارتی توسط جریان مبرد مخلوط مطابق شکل (۴-۲۶) فشار خروجی نباید کمتر از ۳۲۲۰ kpa باشد.



شکل (۴-۲۶): تخریب انرژی کلی بر حسب فشار خروجی کمپرسور مرحله سوم سیکل مبرد مخلوط



شکل (۴-۲۷): انرژی مخصوص و مصرف انرژی کلی بر حسب فشار خروجی کمپرسور مرحله سوم سیکل مبرد

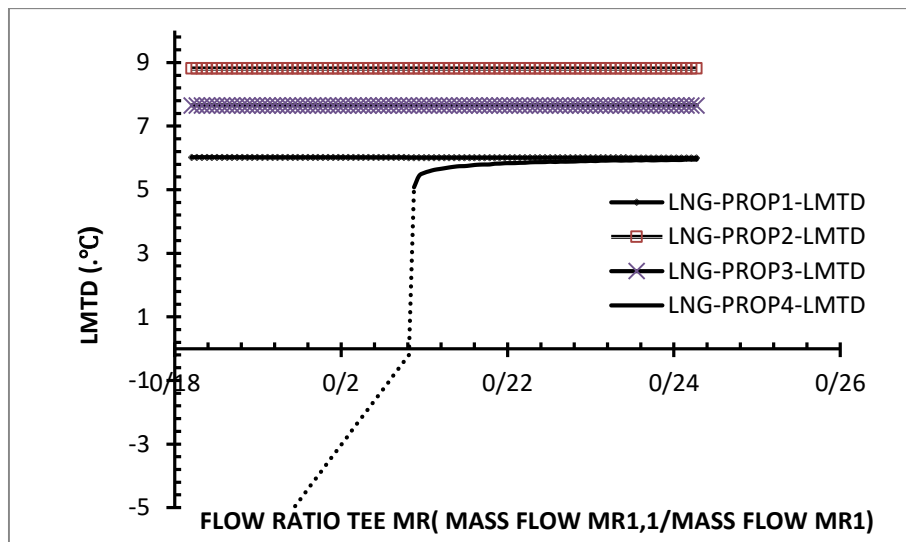
مخلوط

این متغیر تاثیر زیادی بر انرژی مصرفی دارد و با کاهش آن انرژی مصرفی و تخریب انرژی به صورت محسوسی کاهش می یابد مطابق شکل (۴-۲۶) و (۴-۲۷) بهترین عملکرد برای سیستم در

فشار ۳۲۱۵ kpa بدست خواهد آمد. در واقع این فشار کمترین انرژی را مصرف می کند که اگر فشار از این مقدار کمتر شود مبدل های چند جریاته دچار مشکل خواهند شد.

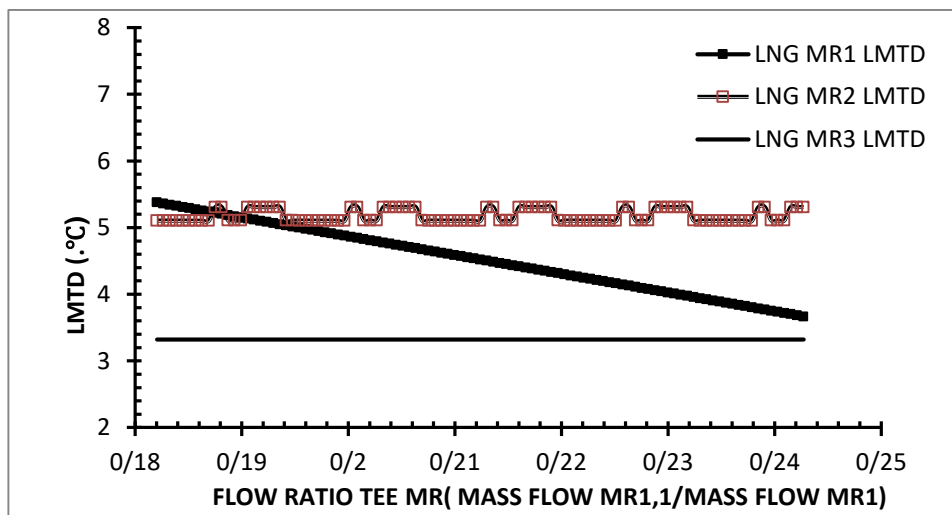
#### ۴-۴-۲ نسبت دبی TEE MR

این نسبت بیانگر این است که چه مقدار از دبی جرمی مبرد مخلوط توسط بازیافت حرارتی و جریانهای هدر رفت پیش سرد شود. این پارامتر بصورت نسبت دبی جرمی مبرد مخلوط ورودی مبدل بازیافت حرارتی (LNG-MR1) به دبی جرمی کل مبرد مخلوط بیان می شود. افزایش این متغیر بیانگر این موضوع است که مبرد مخلوط بیشتری توسط بازیافت حرارتی پیش سرد می شود



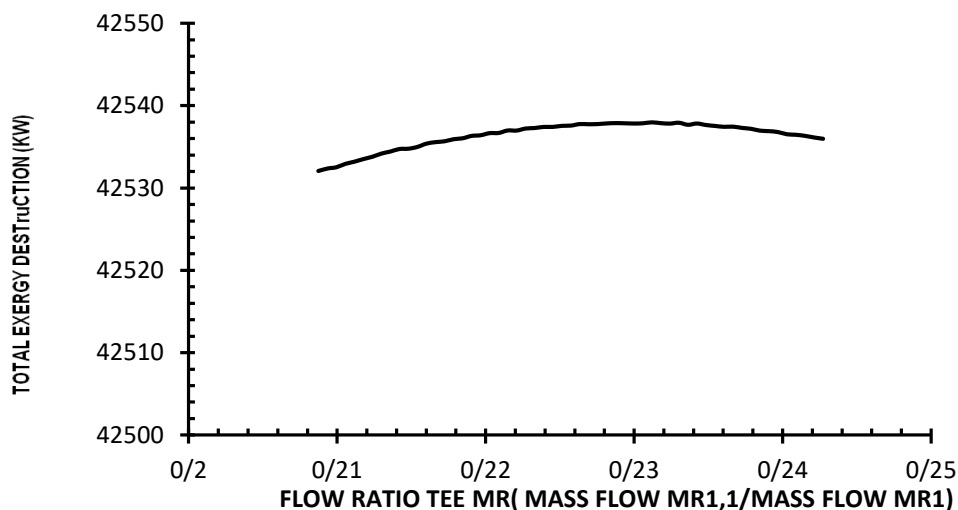
شکل (۴-۲۸):  $LMTD$  مبدل های چند جریانه سیکل پروپان بر اساس نسبت دبی  $TEE MR$

از شکل (۴-۲۸) می توان دریافت که با کاهش دبی ورودی به مبدل بازیافت حرارتی در واقع سهم سیکل پروپان از مبرد مخلوط بیشتر شده است و این موضوع باعث می شود که مبدل انتهایی (مبدل سطح چهار فشار پروپان) نتواند بار حرارتی لازم برای پیش سرمایش مبرد مخلوط را تامین کند بنا براین  $LMTD$  آن کم شده و از مدار خارج می شود.

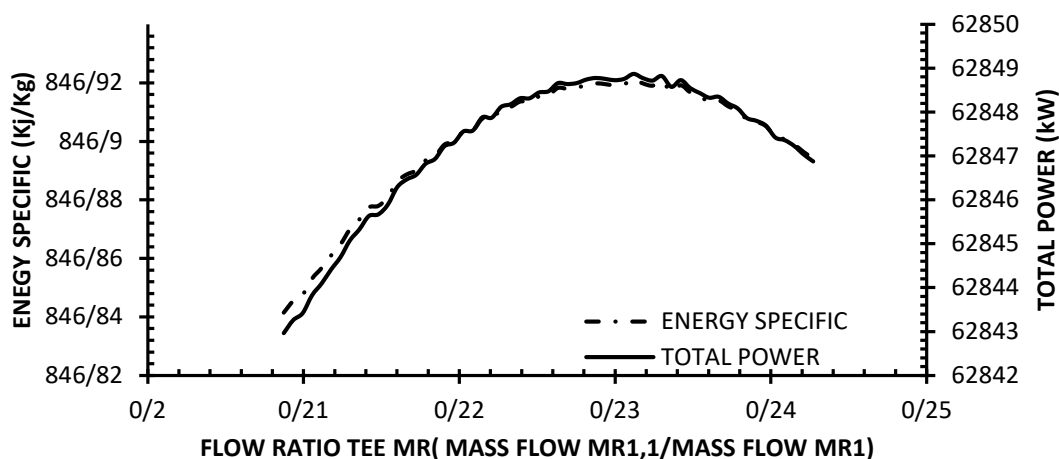


شکل (۴-۲۹):  $LMTD$  مبدل‌های چند جریانه سیکل مبرد مخلوط بر اساس نسبت دبی  $TEE MR$

با در نظر داشتن این موضوع که بار حرارتی بازیافت شده مقدار ثابتی است و افزایش دبی مبرد مخلوط مربوط به مبدل بازیافت  $LMTD$  مبدل کم می‌شود تا اینکه از مدار خارج شود. بر اساس دو شکل (۴-۲۹) و (۴-۳۰) محدوده نسبت دبی بین ۰/۲۱ تا ۰/۲۵ باید باشد تا سیستم بتواند عمل کند.



شکل (۴-۳۰): تخریب انرژی کلی بر حسب نسبت دبی  $TEE MR$

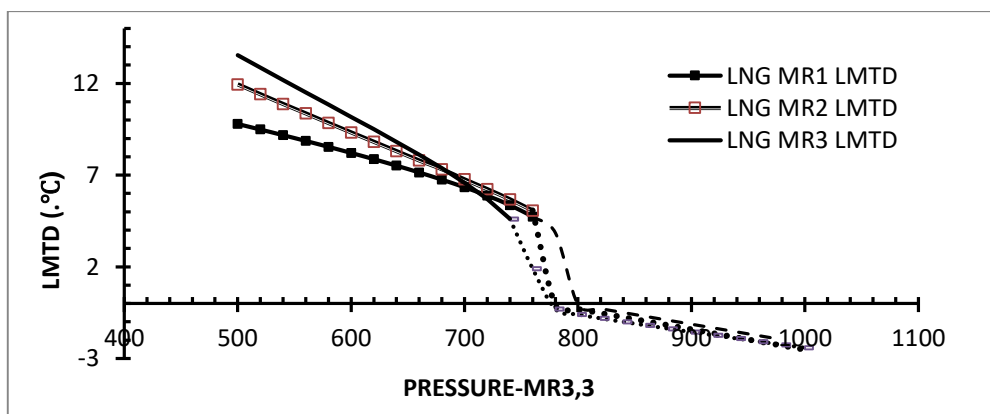


شکل (۴-۳۱): انرژی مخصوص و مصرف انرژی کلی بر حسب نسبت دبی  $TEE MR$

با توجه به نمودار استخراج شده اگر نسبت دبی در حدود ۰/۲۱ باشد بهترین توابع هدف حاصل می‌شود اگرچه این پارامتر تاثیر چندانی در عملکرد سیستم ندارد.

#### ۴-۴-۳ فشار خروجی از شیر اختناق $VLV-MR1$ و $VLV-MR2$

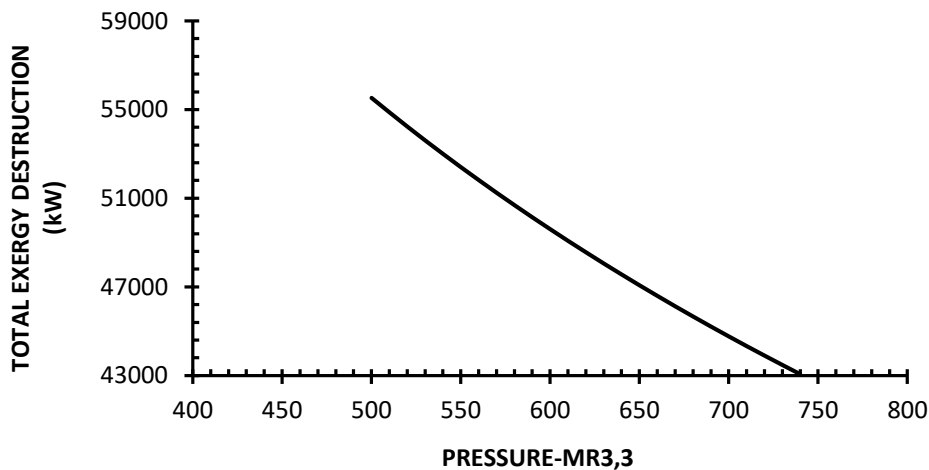
فشار خروجی از شیرهای اختناق سیکل مبرد مخلوط به دلیل اختلاط باهم برابر است. بنابراین نمودارهای ارائه شده بر حسب فشار خروجی از هر کدام باشد تفاوتی ندارد و آثار یکسانی بر سیستم دارند.



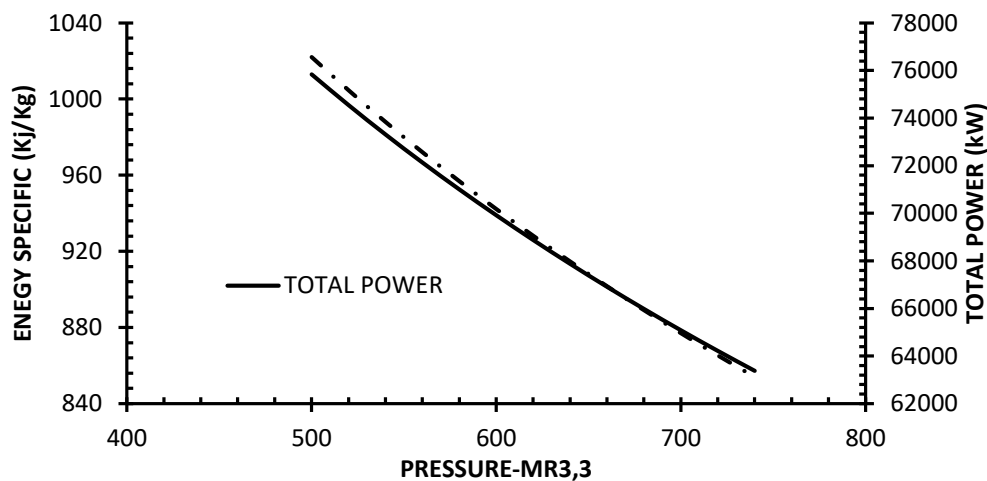
شکل (۴-۳۲)  $LMTD$  میدلهای چند جریانه سیکل مبرد مخلوط بر اساس فشار خروجی از شیر اختناق

مبرد مخلوط

این فشار تاثیری بر LMTD مبدل بازیاب ندارد به همین علت از ترسیم این نمودار صرف نظر شده است فشار شیرهای اختناق برای عملکرد صحیح سیکل طبق شکل‌های (۴-۳۳) و (۴-۳۴) نمی‌تواند از ۷۴۰ kpa بیشتر باشد.



شکل (۴-۳۳): تخریب انرژی کلی بر حسب فشار خروجی از شیر اختناق مبرد مخلوط



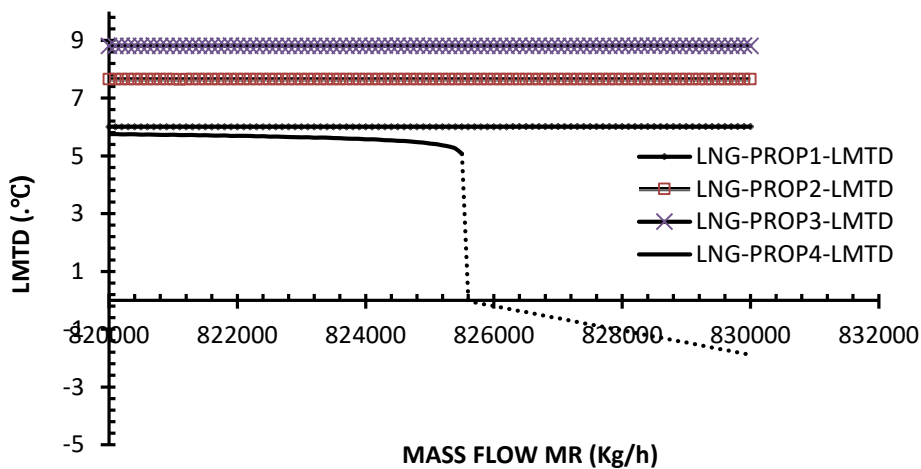
شکل (۴-۳۴): انرژی مخصوص و مصرف انرژی کلی بر حسب فشار خروجی از شیر اختناق مبرد

مخلوط

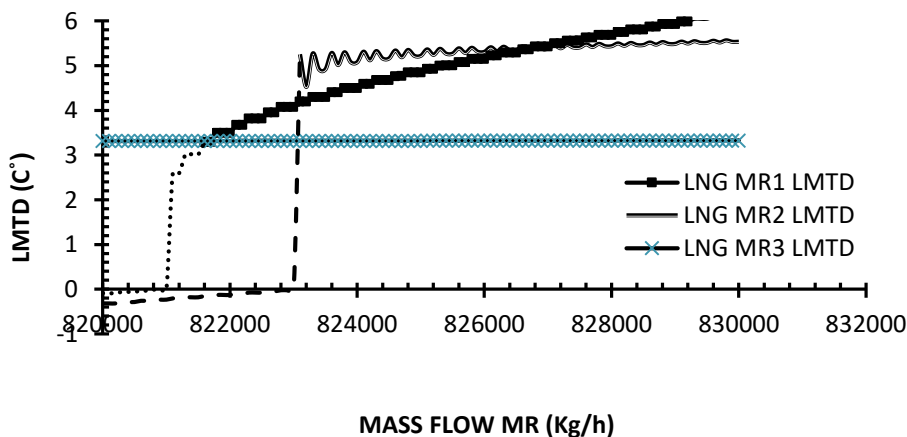
مطابق شکل‌های (۴-۳۳) و (۴-۳۴) با افزایش فشار خروجی از شیر اختناق مبرد مخلوط توابع هدف بهبود می‌یابد. تغییر این پارامتر تاثیر زیادی بر روی مصرف انرژی و تخریب انرژی دارد.

#### ۴-۴-۴ دبی جرمی مبرد مخلوط

دبی جرمی مبرد مخلوط از متغیرهای مهم در طراحی سیکل مبرد مخلوط است اگر چه تاثیر چندانی بر مصرف انرژی سیستم ندارد اما باید به شکلی محاسبه شود که بتواند وظیفه سرمایشی خود را در مبدل‌ها انجام دهد و از طرفی تاثیر مستقیم بر عملکرد سیکل پروپان دارد. به همین منظور برای بررسی این متغیر ابتدا باید دامنه تغییرات آن مشخص گردد.



شکل (۴-۳۵)  $LMTD$  مبدل‌های چند جریان سیکل پروپان بر اساس دبی مبرد مخلوط

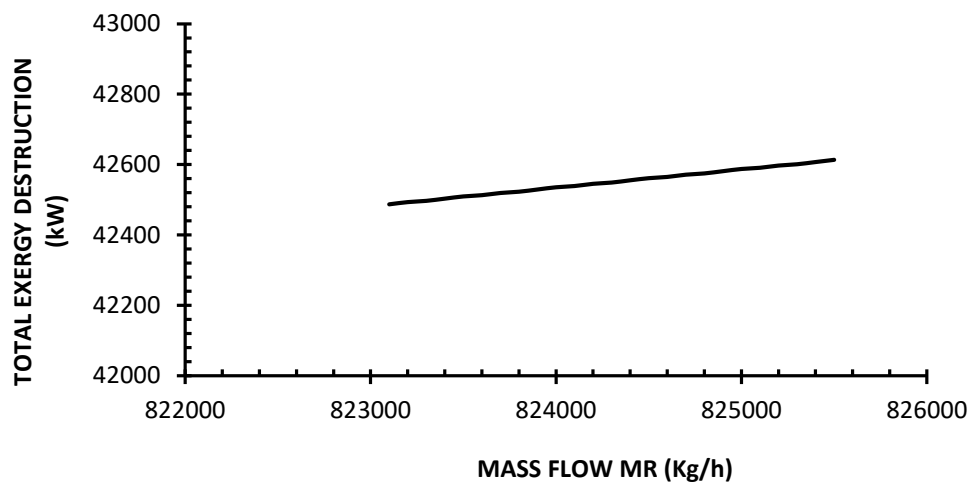


شکل (۴-۳۶)  $LMTD$  مبدل‌های چند جریان سیکل مبرد مخلوط بر اساس دبی مبرد مخلوط

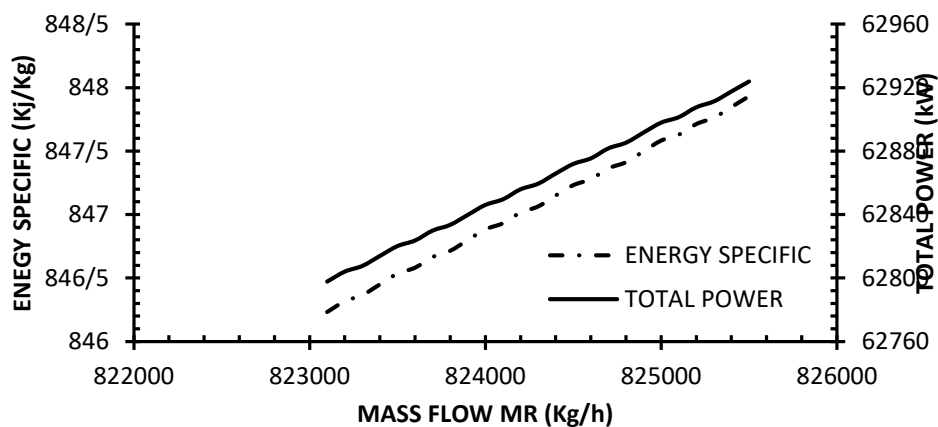
با توجه به شکل (۴-۳۵) و (۴-۳۶) محدوده عملکردی مبدل‌ها برای سیکل پروپان و مبرد



مخلوط، دبی جرمی مبرد مخلوط می‌بایست بین ۸۲۳۱۰۰ تا ۸۲۵۵۰۰ kg/h باشد.



شکل (۴-۳۷): تخریب انرژی کلی بر حسب دبی مبرد مخلوط



شکل (۴-۳۸): انرژی مخصوص و مصرف انرژی کلی بر حسب دبی مبرد مخلوط

همانطور مشاهده می‌شود با افزایش دبی جرمی مبرد مخلوط مقدار مصرف انرژی افزایش داشته

است اما این پارامتر تاثیر چندانی بر انرژی مصرفی و تخریب انرژی ندارد.

## ۴-۵ انرژی

در تحلیل انرژی یک سیستم مشخص می‌شود که کدام اجزا از حالت بازگشت پذیر دور هستند

و تلفات اگزرژی در آنها چقدر است. این تحلیل به ما امکان هدف گذاری براساس میزان تخریب اگزرژی و بررسی میزان اثر بخش بودن اقدامات انجام شده را می دهد.

در این تحقیق تحلیل ترمودینامیکی مقدم بر تحلیل اگزرژی بوده است. تحلیل اگزرژی انجام شده براساس مقادیر بهینه متغیرها برای توابع هدف است. در تحلیل ترمودینامیکی انجام شده تخریب اگزرژی کلی یکی از توابع هدف بوده است و آثار متغیرها بر تخریب اگزرژی کل سایت بررسی شده است. در این قسمت به مشخص می شود که تخریب اگزرژی در چه تجهیزاتی زیاد است و علت آن چیست.

#### ۴-۵-۱ بازده اگزرژی

بازده اگزرژی معیاری انحراف سیستم از حالت بازگشت پذیر است. بازده اگزرژی به صورت های متفاوتی بیان می شود. برای این سیستم بازده اگزرژی توسط وانگ و همکاران [۳۳] بصورت رابطه (۴-۱) بیان شده است .

$$\eta_{II} = \frac{E_{LNG} - E_{NG}}{\sum_{i=1}^n W_i} \quad ۴-۱$$

اما به نظر می رسد بهتر است تعریف تازه ای در مورد بازده اگزرژی ارائه شود. بر روی گاز طبیعی غیر از فرآیند جدا سازی هیچ عملیات دیگری صورت نمی گیرد و پیوسته توسط رشته ای از مبدل ها دمایش کم می شود. طبق تعریف بازده اگزرژی و ماشین کارنو زمانی که فرآیند در سیستم برگشت پذیر صورت گیرد تخریب اگزرژی آن برابر صفر خواهد بود. بنابراین کمترین تخریب اگزرژی زمانی صورت خواهد گرفت که گاز طبیعی در یک فرآیند هم دما به گاز طبیعی مایع تبدیل شود. اگر ترکیب گاز طبیعی مایع را در شرایط ورودی گاز طبیعی (دما و فشار) در نظر بگیریم و در یک فرآیند هم دما به مایع تبدیل شود آنگاه تخریب اگزرژی سیستم برابر صفر خواهد بود. بنابراین بازده اگزرژی به صورت رابطه (۴-۲) بدست می آید.

$$\eta_{II} = \frac{E_{LNG} - E_{LNG, InletCondition}}{\sum_{i=1}^n W_i} \quad ۲-۴$$

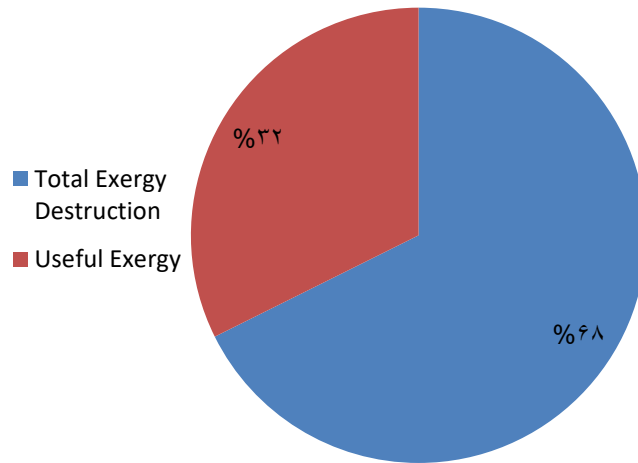
که در رابطه (۲-۴)  $E_{LNG}$ ، انرژی گاز مایع تولید شده،  $E_{LNG, InterCondition}$ ، انرژی گاز مایع در شرایط خوراک ورودی، بنابراین:

$$\eta_{II} = \frac{m_{LNG} ((h_{LNG} - h_{LNG, InletCondition}) - T_a (s_{LNG} - s_{LNG, InletCondition}))}{\sum_{i=1}^n W_i} \quad \begin{matrix} ۴ \\ - \\ ۳ \end{matrix}$$

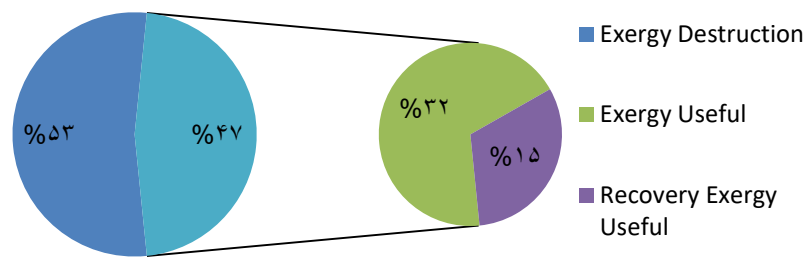
که در رابطه (۳-۴) زیر نویس LNG مربوط به گاز مایع تولیدی و ریز نویس InterCondition، مربوط به گاز مایع در شرایط خوراک ورودی،  $T_a$  دمای محیط و  $m_{LNG}$  دبی گاز مایع تولیدی با جایگذاری مقادیر بازده انرژی بدست خواهد آمد.

$$\eta_{II} = \frac{29383}{62796} \square 46.8\%$$

کل انرژی مصرفی فرآیند در حدود ۱۶۱/۵ MW است که از این مقدار حدود ۴۲/۵ MW آن تخریب انرژی است و حدود ۲۰/۳ MW انرژی مفید مصرفی است که با توجه به این دادهها بازده قانون دوم در حدود ۳۲٪ خواهد بود اما با توجه به بازیافت حرارتی جریانهای ذکر شده در قسمت‌های قبلی که حدود ۱۲/۵ MW انرژی در خود ذخیره دارند این مقدار منهای تخریب انرژی در فرآیند بازیابی حرارتی در این جریانها باید به انرژی مفید مصرفی اضافه شود که در این صورت انرژی مصرفی ۲۹ MW و بازده قانون دوم بدون تغییر نسبت به رابطه اخیر خواهد بود.



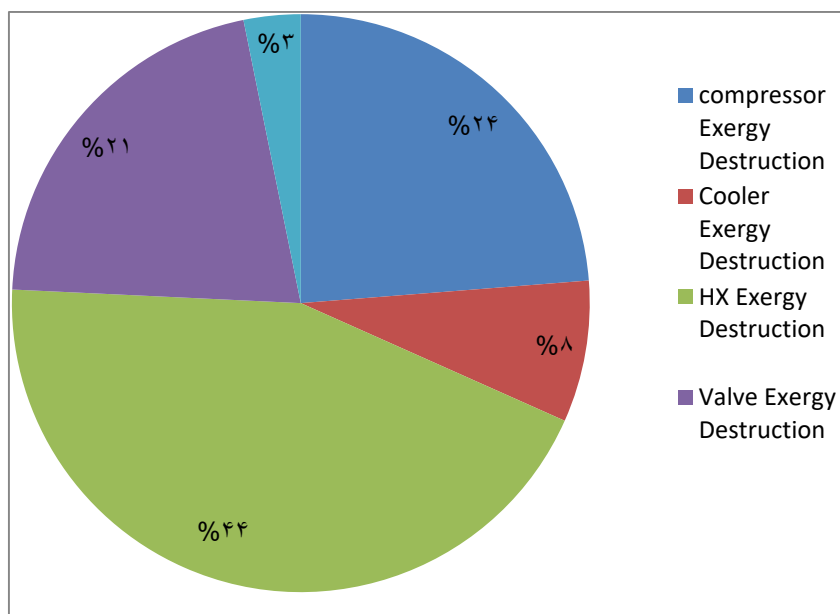
شکل (۳۹-۴): اگزرژی مفید و تخریب اگزرژی فرآیند



شکل (۴۰-۴): اگزرژی مفید و اگزرژی بازیافتی و تخریب اگزرژی فرآیند

#### ۲-۵-۴ تخریب اگزرژی تجهیزات مختلف

در این قسمت ارائه نمودار و اطلاعات مربوط به تجهیزات مختلف و مقایسه آنها با یکدیگر صورت می‌گیرد. با مقایسه آنها در خواهیم یافت کدام تجهیزات تخریب اگزرژی بیشتری را انجام می‌دهند و دلیل آنها مورد بحث قرار خواهد گرفت.

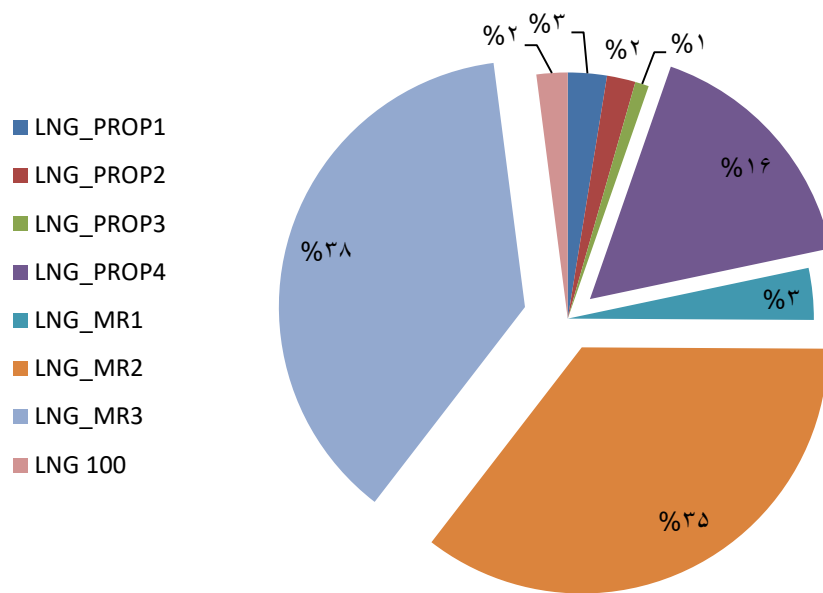


شکل (۴-۴۱): تخریب انرژی اگزرژی به تفکیک تجهیزات فرآیند

بر اساس اطلاعات بدست آمده در تحلیل انرژی اگزرژی مجموع تخریب انرژی اگزرژی تجهیزات مشابه در شکل (۴-۴۱) ترسیم شده است. بیشترین تخریب انرژی اگزرژی مربوط به مبدل‌های چند جریان به مقدار  $18/7 \text{ MW}$  است که ۴۴٪ کل تخریب انرژی اگزرژی را تشکیل می‌دهد. این موضوع مربوط به اختلاف دمای مورد نیاز برای انتقال حرارت است. در این فرآیند که فرآیندی تبریدی است و فرآیندهای مشابه طبیعی است که مبدل‌ها قسمت زیادی از تخریب انرژی اگزرژی را انجام می‌دهند. در مبدل‌های چند جریان چون بیش از سه جریان باهم تبادل حرارتی انجام می‌دهند تخریب انرژی اگزرژی بیشتر نسبت به سایر مبدل‌ها با دو جریان را خواهند داشت.

#### ۴-۵-۲-۱ تخریب انرژی اگزرژی مبدل‌های چند جریان

همانطور که در قسمت قبل مطرح شد این تجهیز در سیستم بیشترین تخریب انرژی اگزرژی را داراست. با رسم نموداری براساس تخریب انرژی اگزرژی هر کدام از مبدل‌ها به دنبال دریافتن این مسئله هستیم که کدام مبدل بیشترین تخریب انرژی اگزرژی را انجام می‌دهد و چرا.



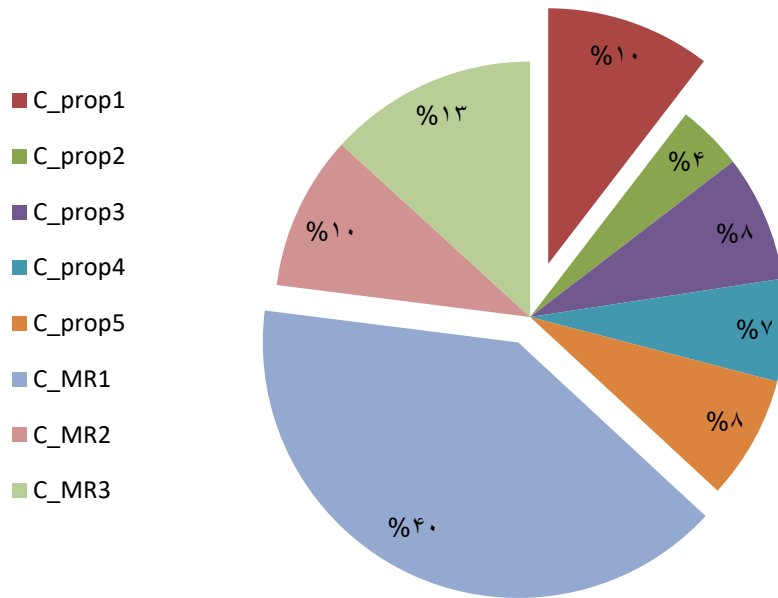
شکل (۴۲-۴): تخریب اگزرژی مبدل‌های چند جریانه

بیشترین تخریب اگزرژی مربوط به دو مبدل مادون سرد است. با توجه با آنکه گاز طبیعی و جریان‌های گرم دیگر با عبور از دو مبدل سیکل مبرد مخلوط از دمای پیش سرمایه‌گذاری (۴۰ °C-) به دمای ۱۵۰ °C- می‌رسند و با توجه به اختلاف دمای ایجاد شده و تعداد جریان‌های ورودی به مبدل، این تخریب اگزرژی ملموس می‌نماید. در سیکل پروپان در مبدل سطح چهار فشار بیشترین تخریب اگزرژی صورت می‌گیرد با مراجعه به اطلاعات شبیه‌سازی و دریافت این موضوع که بیشترین اختلاف دما ایجاد شده برای جریان‌های گرم در این مبدل صورت گرفته است طبیعی است که این مبدل نسبت به سایر مبدل‌های سیکل پروپان تخریب اگزرژی بیشتری داشته باشد.

#### ۴-۵-۲-۲ تخریب اگزرژی کمپرسورها

در کمپرسورها با توجه به بازگشت ناپذیری و انحراف از حالت ایزنتروپیک تخریب اگزرژی گریز ناپذیر است؛ بطور کلی در تمامی فرآیندها تخریب اگزرژی کمپرسورها بخش زیادی از بازگشت ناپذیری‌ها را شامل می‌شوند. در این فرآیند حدود ۱۰ MW تخریب اگزرژی

توسط کمپرسورها صورت می‌گیرد که ۲۱٪ کل تخریب انرژی است.

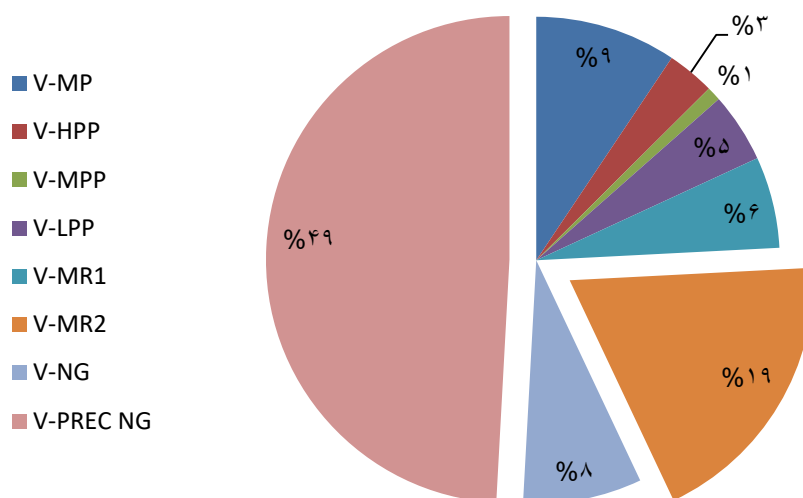


شکل (۴-۴۳): تخریب انرژی کمپرسورها

۴۰٪ در صد تخریب انرژی مربوط به کمپرسورها در کمپرسور مرحله اول سیکل مبرد مخلوط است این کمپرسور بیشترین اختلاف فشار را در سیکل مبرد مخلوط ایجاد می‌کند و بیشترین کار مصرفی نیز مربوط به همین کمپرسور می‌شود. در سیکل پروپان نیز مشابه سیکل مبرد مخلوط اتفاق می‌افتد. کمپرسور مرحله اول سطح فشار ۱ که دارای بیشترین نسبت فشار و کار مصرفی است. با توجه به این موضوع بدیهی است که این دو کمپرسور بیشترین تخریب را در میان کمپرسورهای سیکل خودشان داشته باشند.

### ۴-۵-۲-۳ تخریب انرژی شیرهای اختناق

تخریب انرژی در فرآیند اختناق اجتناب ناپذیر است. با توجه به تعداد و افت فشار زیاد در برخی از آنها قسمت قابل ملاحظه‌ای از تخریب انرژی را شامل می‌شود.



شکل (۴-۴): تخریب اگزرژی شیرهای اختناق

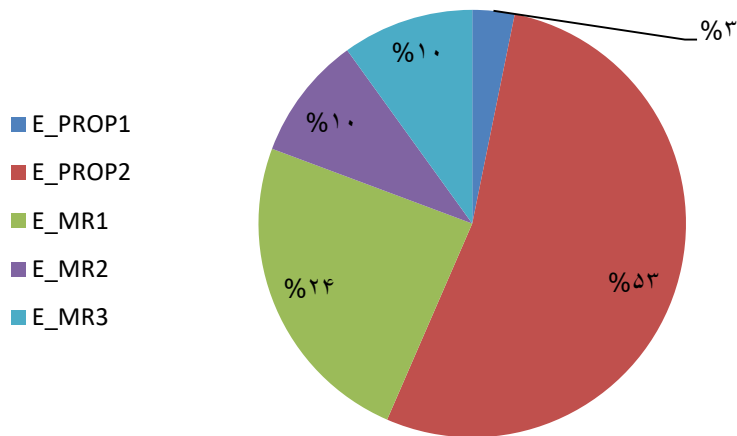
۴۹٪ از تخریب اگزرژی شیرهای اختناق که مقدار آن ۴/۴ MW است مربوط VLV- PREC NG می‌شود. این شیر در مسیر میعان‌ات جدا شده از گاز طبیعی قرار دارد و وظیفه شکستن فشار این جریان به منظور رسیدن به دمای پایین تر را دارد. جهت بازیافت حرارتی این موضوع غیر ممکن است بدون فرآیند اختناق بازیابی خوبی بتوان از این جریان کرد. این شیر اختناق میعان‌ات جدا شده از گاز طبیعی را از فشار ۶۵۰۰ kpa به ۱۰۰ kpa و دمای آن از ۴۰- به ۱۱۲ °C- میرساند. ۲۱٪ از تخریب اگزرژی مربوط به شیرهای اختناق در شیر اختناق VLV-MR2 صورت می‌گیرد این شیر که وظیفه تامین بار حرارتی برای مبدل مادون سرد سیکل پروپان را دارد نیز افت فشار ۲۴۰۰ kpa ایجاد می‌کند این اختلاف فشار در سیستم مورد نیاز است و نمی‌توان آن را تغییر داد.

#### ۴-۵-۲-۴ تخریب اگزرژی سرد کن‌ها

سرد کن‌ها که در فرآیند بعد از کمپرسورهای چند مرحله ای قرار می‌گیرند وظیفه سرد کردن جریان برای کاهش حجم مخصوص مبرد را دارند. طبق قانون اول تبادل حرارتی با یک چشمه حرارتی امکان پذیر نیست. سرد کن‌ها وظیفه تبادل حرارتی با چشمه دما بالا را دارند.



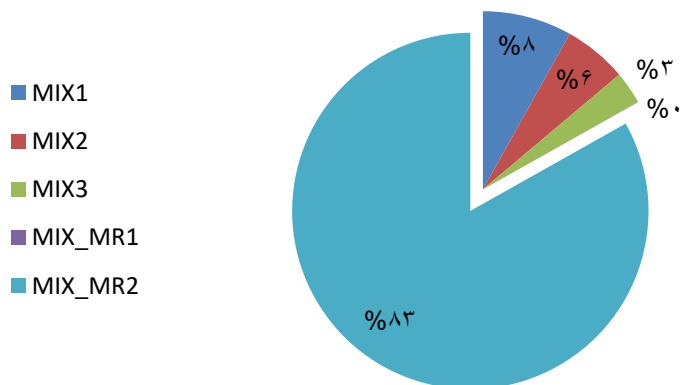
تخریب اگزرژی کل سرد کن‌ها در حدود ۸٪ کل تخریب اگزرژی فرآیند و مقدار آن در حدود ۳/۳ MW است.



شکل (۴-۴۵): تخریب اگزرژی سرد کن‌ها

#### ۴-۵-۲-۵ تخریب اگزرژی میکسرها

به دلیل سطوح فشار و دما مختلف در فرآیند میکسرها عضو غیر قابل حذف فرآیند هستند. عمده تخریب اگزرژی به خاطر اختلاف دمایی جریان‌های مخلوط شده در میکسر رخ می‌دهد هرچه اختلاف دما و دبی جریان‌های مخلوط شده بیشتر باشد طبعاً تخریب اگزرژی بیشتر خواهد بود. میکسرها حدود ۱/۳ MW تخریب اگزرژی ایجاد می‌کنند، ۳٪ کل تخریب اگزرژی را شامل می‌شود.



### شکل (۴-۴): تخریب انرژی میکسرها

بیشترین تخریب انرژی در میان میکسرها توسط MIX\_MR2 صورت می‌گیرد که این مسئله به خاطر اختلاف دمایی موجود در بین جریان‌های ورودی و دبی بیشتر نسبت به سایر میکسرها است.

## ۴-۶ تحلیل پینچ

همانطور که در فصل ۳ گفته شد در تحلیل پینچ سیستم بصورت جریانی بررسی می‌شود. این جریان‌ها از دمای ابتدایی به دمای هدف می‌رسند. تحلیل پینچ، دنبال آن است با آرایشی از مبدل‌ها بتواند گرمای حاصل از جریان‌های گرم را به جریان‌های سرد بدهد بطوری که میزان نیاز به انرژی سرد و گرم خارجی کمترین مقدار شود.

## ۴-۶-۱ جریانهای گرم

جریانهای گرم جریانهایی هستند که دمای ابتدایی آن از دمای هدف آنها بیشتر است این جریان‌ها با از دست دادن انرژی خود به جریانهای سرد یا محیط به دمای هدف خود می‌رسند. در این فرآیند ۱۱ جریان گرم حضور دارند که در جدول (۴-۱) می‌توان اطلاعات آنها را مشاهده کرد.

جدول (۴-۱): دمای ابتدایی و دمای هدف جریانهای گرم فرآیند مبرد مخلوط با پیش سرمایه‌گذاری پروپان

نام جریان	دمای ابتدایی (°C)	دمای هدف (°C)	انرژی (kW)
NG1-NG5	۲۵	-۴۱	۲۴۷۹۵
NG6-NG8	-۴۱	-۱۵۰	۷۸۶۶۲۶

PROP1-PROP2	۳۷	۳۰	۳۶۷۹
PROP3-PROP4	۳۹	۳۰	۹۶۰۶۸
MR2-MR4	۴۷	۲۵,۲	۱۲۲۶۷
MR5-MR7	۴۷	۳۰	۹۸۳۳
MR8-MR9	۴۷	۳۰	۹۸۳۳
MR2.1-MR2.5	۳۰	-۴۱	۵۰۷۱۹
MR1.1-MR1.2	۳۰	-۴۵	۲۱۳۳۷
MR3.1-MR3.2	-۴۲	-۱۰۰	۱۲۹۰۳
MR4.1-MR4.3	-۴۳	-۱۵۰	۱۰۵۲۷۲

#### ۴-۶-۲ جریانهای سرد

جریانهای سرد جریانهایی هستند که دمای هدف آن از دمای ابتدایی آنها بیشتر است، این جریانها با جذب انرژی از جریانهای گرم یا جریان انرژی خارجی به دمای هدف خود میرسند. در این فرآیند، ۸ جریان سرد حضور دارند که در جدول (۴-۲) می توان اطلاعات آنها را مشاهده کرد.

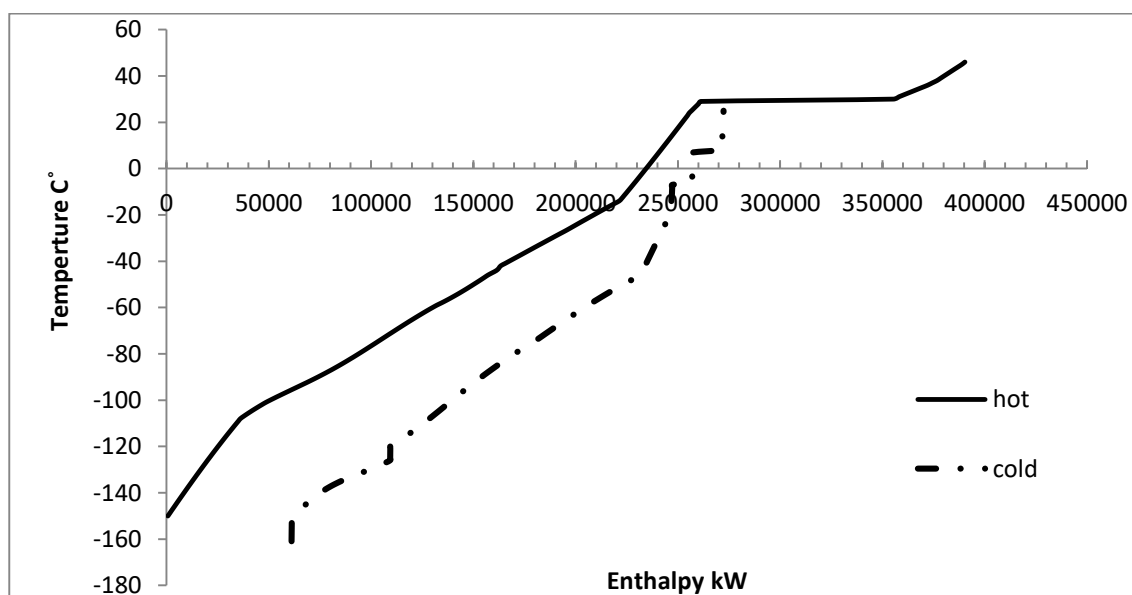
جدول (۴-۲): دمای ابتدایی و دمای هدف جریانهای سرد فرآیند میرد مخلوط با پیش سرمایه‌گذاری پروپان

نام جریان	دمای ابتدایی (°C)	دمای هدف (°C)	انرژی (kW)
PreC_NG6-	-۱۱۲	۲۷	۹۳۴۱

PreC_NG2			
NG1.1-NG1.5	۱۶۰,۴	۲۷	۲۵۳۵
MR4.4-MR4.5	-۱۵۰	-۱۲۵	۴۷۷۲۵
MR11-MR1	-۱۱۸,۸	-۱۸	۱۲۷۰۱۵
prop5-prop6	۸,۵	۸,۵	۱۳۸۶۰
prop9-prop10	۵	۵	۹۵۵۴
prop13-prop14	-۱۱	-۱۱	۱۰۳
prop17-prop18	-۴۲,۵	-۴۲,۵	۱۰۷۰

#### ۳-۶-۴ نمودار ترکیبی

با جمع آنتالپی تجمعی جریانهای گرم و سرد در بازه کارکرد هر کدام نمودار ترکیبی بدست می‌آید. این نمودار نقشه کلی تبادل حرارتی در سایت است. با توجه به قاعده سرانگشتی ارائه شده برای فرآیند دما پایین  $\Delta T_{\min} = 5\text{ }^{\circ}\text{C}$  برای این نمودار در نظر گرفته شده است. این نمودار اطلاعات زیادی در مورد فرآیند از نظر حرارتی در اختیار قرار می‌دهد.



شکل (۴-۴۸): نمودار ترکیبی فرآیند مبرد مخلوط یا پیش سرمایه‌گذاری پروپان

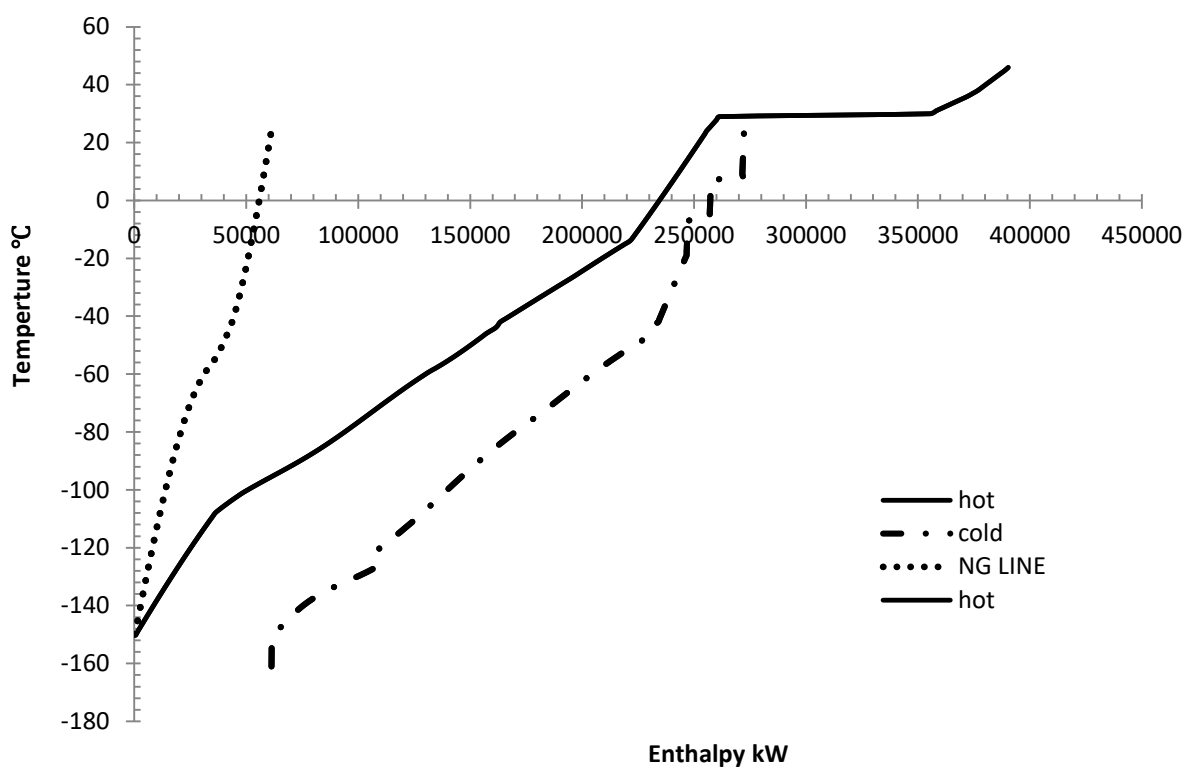
در جریان گرم کمترین دما  $150^{\circ}\text{C}$  - و بیشترین دما  $147^{\circ}\text{C}$  است. در دمای  $30^{\circ}\text{C}$  جریان گرم موازی با محور حرارت می شود که این امر به خاطر ورود ۵ جریان حرارتی خروجی از سرد کن ها است و در مبدل E-prop2 تغییر فاز اتفاق می افتد. جریان پروپان در دمای  $30^{\circ}\text{C}$  -  $31^{\circ}\text{C}$  از فاز گاز تبدیل به مایع می شود. انرژی نهان تبخیر میعان باعث تغییر شکل نمودار به شکل افقی می شود. طبق قانون اول اختلاف چشم گیر حرارت جریان گرم نسبت به جریان سرد در این ناحیه به دلیل گرمای گرفته شده در سیکل پیش سرمایه گذاری و کار مصرفی کمپرسورهای این سیکل است. این انرژی توسط سرد کن های سیکل پروپان با محیط پیرامون تبادل می شود. مجموع سرد کن ها  $130/7 \text{ kW}$  انرژی به محیط اطراف می دهند.

در جریان سرد کمترین دما  $160/4^{\circ}\text{C}$  - بیشترین دما  $25^{\circ}\text{C}$  است. همانطور که در فصل ۳ گفته شد، شیب نمودار ترکیبی رابطه معکوس با دبی و  $C_p$  دارد. موازی شدن در دمای  $150^{\circ}\text{C}$  - به خاطر دبی کم جریان سرد این ناحیه است. در ناحیه دمایی  $40^{\circ}\text{C}$  - تا  $25^{\circ}\text{C}$  نمودار سرد به صورت پله ای است. مناطقی که نمودار موازی محور دما است به دلیل فرآیند اختناق چهار سطح فشار بدین شکل در آمده است. مناطق موازی محور حرارت به دلیل دو فازی بودن جریان پروپان در مبدل های هر سطح فشار است.

### ۱-۳-۴-۳-۱ حرارت خارجی

مقدار مورد نیاز حرارت خارجی سرد و گرم از نمودار ترکیبی قابل استحصال است. بهتر است جریان گاز طبیعی که در واقع جریان اصلی کل فرآیند است به صورت جریانی جدا از دو جریان سرد و گرم رسم شود.

این امر باعث می شود میزان انرژی مورد نیاز جریان گاز ورودی را بتوانیم به صورت مقایسه ای در کنار جریان تجمعی سرد و گرم سیستم داشته باشیم، داشتن این نمودار کمک به درک حرارت مبادله شده در سیستم می کند. با توجه به شکل (۴-۴۹)،



شکل (۴-۴۹): نمودار ترکیبی فرآیند و منحنی سرمایه‌گذاری گاز طبیعی

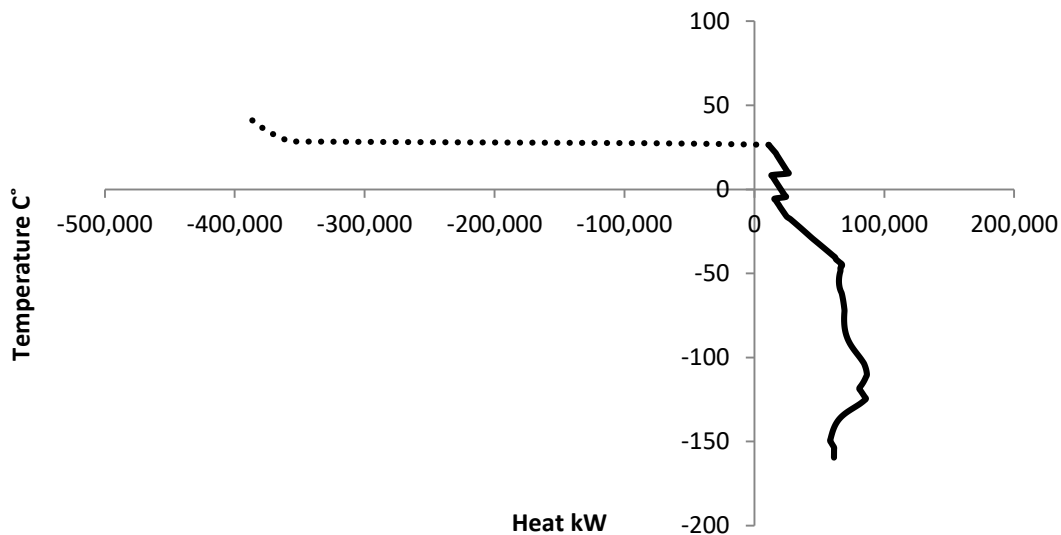
این فرآیند به حرارت خارجی گرم نیازی ندارد. هنگامی جریان ترکیبی سرد یا جریان ترکیبی گرم بدون نیاز به حرارت خارجی به دمای هدف خود برسد، فرآیند را فرآیند حالت آستانه می‌گویند. حالت آستانه زمانی اتفاق می‌افتد که سیستم فقط با یک منبع حرارتی خارجی کار کند. مقدار مورد نیاز منبع حرارتی سرد خارجی نیز دقیقاً برابر با مقدار انرژی سرمایه‌گذاری مورد نیاز جریان گاز طبیعی است. این مقدار تقریباً برابر با  $61/5 \text{ kW}$  است.

#### ۴-۶-۴ نمودار ترکیبی کلی<sup>۱</sup>

یکی از نمودارهایی که در تحلیل پینچ بکار می‌رود نمودار ترکیبی کلی است. با استفاده از این نمودار می‌توان نقطه پینچ و منبع حرارت خارجی مناسب را تعیین کرد. منحنی ترکیبی

<sup>۱</sup>Grand Composite Curve(GCC)

مقدار انرژی مورد نیاز فرآیند را تعیین می‌کند و نمودار ترکیبی کلی نوع بهینه آن نشان می‌دهد.

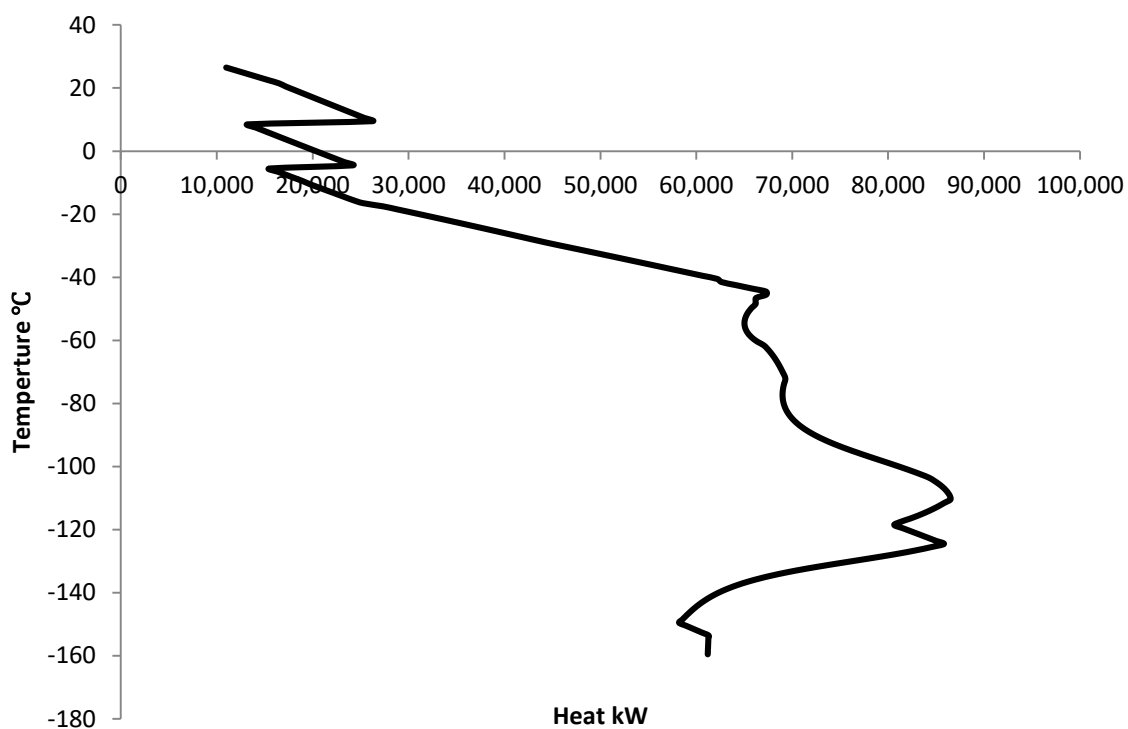


شکل (۵۰-۴): نمودار ترکیبی کلی فرآیند مبرد مخلوط یا پیش سرمایه‌گذاری پروپان

نقطه چین نشان دهنده گرمای اضافی در جریان گرم است که جریان سرد به آن احتیاج ندارد و باید به محیط داده شود.

#### ۴-۶-۵ نقطه پینچ

نقطه پینچ را می‌توان از هر دو نمودار ترکیبی و نمودار ترکیبی کلی تعیین نمود. در نمودار ترکیبی نزدیکترین نقطه جریان سرد و گرم نقطه پینچ نام دارد و به دمای آن نقطه دمای پینچ می‌گویند. در نمودار ترکیبی کلی نقطه پینچ، نزدیکترین فاصله منحنی با محور دما است. با توجه به دو نمودار نقطه پینچ در بیشترین دمای جریان سرد اتفاق می‌افتد. بطور کلی در فرآیندی که در حال آستانه قرار دارد نقطه پینچ در انتهای جریان سرد یا گرم اتفاق می‌افتد.



شکل (۴-۵۱): نمودار ترکیبی کلی فرآیند با حذف حرارت اضافی جریان گرم

با حذف حرارت اضافی جریان گرم در شکل (۴-۵۱) نقطه پینچ را می‌توان به وضوح دید. این مشخصات برای نطقه پینچ در دمای ۲۵° اتفاق می‌افتد، این دما همان دمایی است که سرد کن‌ها با محیط تبادل حرارتی انجام می‌دهد.



۵. نتیجه گیری

کلی و پیشنهادات

## ۱-۵ نتیجه گیری آنالیز ترمودینامیکی

در فصل ۴ با بررسی اثر متغیرهای عملکردی فرآیند بر انرژی مخصوص مصرفی، تخریب انرژی و انرژی مصرفی کلی دریافتیم

۱. با کاهش نسبت فشار کمپرسورهای سری فرآیند انرژی مخصوص و تخریب انرژی کاهش می‌یابد

۲. فشار خروجی از شیر اختناق سیکل پروپان هرچه بیشتر باشد انرژی مخصوص و تخریب انرژی کمتر می‌شود. (به استثناء شیر اختناق سطح ۳ فشار)

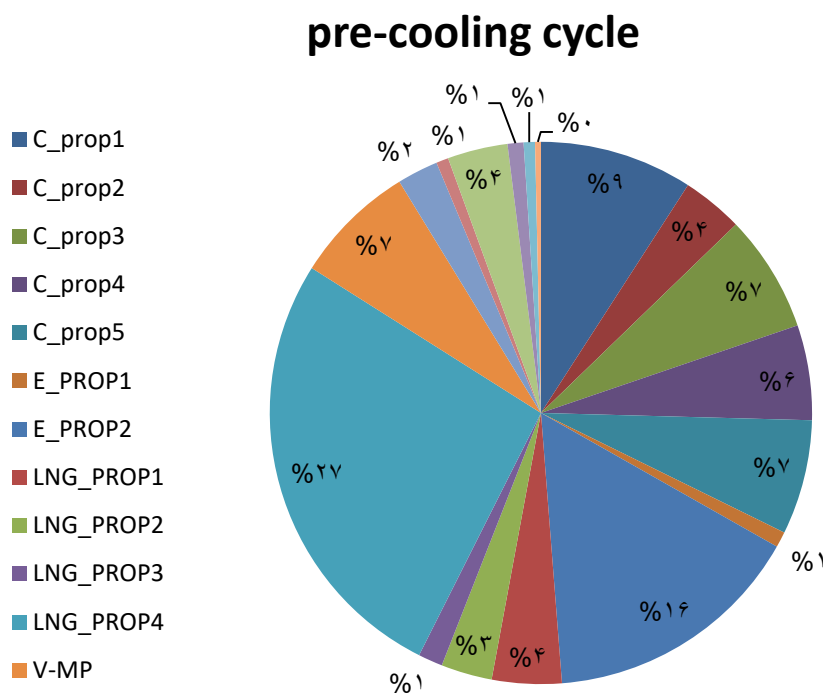
۳. کاهش دبی مبرد مخلوط و پروپان اثر زیادی بر انرژی مصرفی کلی دارد و آن را کاهش می‌دهد.

۴. فشار بازگشتی کمپرسور سیکل مبرد مخلوط باید به گونه ای باشد که جریان گاز را تا ناحیه مادون سرد بتواند خنک کند، این فشار با کاهش انرژی مصرفی سیکل مبرد مخلوط را زیاد می‌کند.

در پایان مقادیر بهینه انرژی برای انرژی مخصوص  $845/2 \text{ kg/kJ}$  و مجموع انرژی مصرفی (کار مصرفی کمپرسورها)  $62796 \text{ kW}$  و مجموع تخریب انرژی کل سایت برابر  $42485 \text{ kW}$  خواهد بود.

## ۵-۲ نتیجه گیری تحلیل اگزرژی

همانطور که اشاره شد، تحلیل اگزرژی به دنبال آن است که بداند بیشترین تخریب اگزرژی در چه تجهیزاتی است و دلیل چه بوده است. قابلیت کاردهی یا اگزرژی جریان‌ها با عبور از تجهیزات دچار تخریب می‌شود و مقداری اگزرژی صرف بازگشت ناپذیری‌ها می‌شود.



شکل (۵-۱) تخریب اگزرژی کل تجهیزات فرآیند

مقدار تخریب اگزرژی در کل فرآیند ۴۲MW است که ۱۱/۵MW، سهم سیکل پروپان و ۲۵MW سهم سیکل مبرد مخلوط است و مابقی مربوط به جریان گاز طبیعی می‌باشد. شکل (۵-۱) تخریب اگزرژی به تفکیک تجهیزات فرآیند پیش سرمایه‌ش آمده است که بیشترین مقدار آن مربوط به مبدل سطح ۴ (LNG\_PROP4) با ۲۷٪، کولر E-prop با ۱۶٪ است. سهم سیکل پروپان از کل تخریب اگزرژی حدوداً ۱۱/۵ MW که ۲۷٪ در صد از کل تخریب اگزرژی را شامل می‌شود.

### ۳-۵ نتیجه گیری پینچ

اگر چه در این تحقیق مبرد به گونه ای انتخاب شده است که منحنی سرمایش مبرد شبیه منحنی سرمایش گاز طبیعی باشد اما با بررسی و ترکیب اجزاء مختلف می توان تا حد زیادی نیاز به مصرف انرژی فرآیند را کاهش داد. در این فرآیند به خاطر شرایط خاص آن حالت آستانه رخ می دهد، به دلیل خروج جریان و به همراه آن خروج انرژی (انرژی سرد) به همراه گاز طبیعی و مبادله حرارتی سرد کن ها در دمای محیط، این فرآیند فقط به انرژی سرد خارجی نیاز دارد و به دلیل وجود نداشتن ناحیه بالای پینچ هیچکدام از قوانین پینچ نقض نمی شود. دمای پینچ فرآیند  $25^{\circ}\text{C}$  و حداقل میزان مورد نیاز حرارت سرد خارجی  $61/5 \text{ kW}$  است.

### ۴-۵ مقایسه این مطالعه با مطالعات مشابه

در جدول (۵-۱) تعدادی از مطالعات مشابه دیگر محققین شامل فرآیندهای SMR و C3MR آمده است. در این تحقیقات از روش های عددی و شبیه سازی نرم افزاری برای بهبود فرآیند استفاده شده است. محققان اثر متغیرهای مختلفی شامل آنالیز مبرد، متغیرهای عملکردی شامل دما و فشار و طراحی نو مورد توجه قرار دادند.

## ۵-۵ پیشنهادات

- ۱- می‌توان با انتخاب صحیح مبرد یا استفاده از نانو سیال‌ها به عنوان مبرد تا حد زیادی انرژی فرآیند را کاهش داد. این موضوع می‌تواند برای تحقیقات آینده مورد توجه باشد.
- ۲- این فرآیند می‌تواند با استفاده از سیکل تبریدی برای سرد کردن‌ها میانی، انرژی مصرفی کمپرسورها را کاهش دهد.

- [1] M. Kalhorzade, M; Chartaghi, M; Mehrpouya, “Energy recovery in the LNG regasification,” Shahrood University Of Technology, 2015.
- [2] “How to measure fuel efficiency, energy costs, and carbon emissions for home heating.” [Online]. Available: [http://greenecon.net/how-to-measure-fuel-efficiency-energy-costs-and-carbon-emissions-for-home-heating/energy\\_economics.html](http://greenecon.net/how-to-measure-fuel-efficiency-energy-costs-and-carbon-emissions-for-home-heating/energy_economics.html).
- [3] J. Gudmundsson and M. Mork, “STRANDED GAS TO HYDRATE FOR STORAGE AND TRANSPORT,” *ipt.ntnu.no*, pp. 1–13, 2001.
- [4] D. DE Helgestad, “Modelling and optimization of the C3MR process for liquefaction of natural gas,” *Process Syst. Eng.*, 2009.
- [5] G. Venkatarathnam, *Cryogenic mixed refrigerant processes*. New York, NY: Springer New York, 2008.
- [6] N. B. Najibullah Khan, A. Barifcani, M. Tade, and V. Pareek, “A case study: Application of energy and exergy analysis for enhancing the process efficiency of a three stage propane pre-cooling cycle of the cascade LNG process,” *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 29, pp. 125–133, 2016.
- [7] J. B. Jensen and S. Skogestad, *Single-cycle mixed-fluid LNG process Part II: Optimal operation*, First Edit., no. 1. Elsevier B.V., 2009.
- [8] W. Lim, K. Choi, and I. Moon, “Current Status and Perspectives of Liquefied Natural Gas (LNG) Plant Design,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 52, no. 9, pp. 3065–3088, 2013.
- [9] M. Wang, J. Zhang, and Q. Xu, “Optimal design and operation of a C3MR refrigeration system for natural gas liquefaction,” *Comput. Chem. Eng.*, vol. 39, pp. 84–95, 2012.
- [10] H. Sanavandi and M. Ziabasharhagh, “Design and comprehensive optimization of C3MR liquefaction natural gas cycle by considering operational constraints,” *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 29, pp. 176–187, Feb. 2016.
- [11] J. . Geist, “The role of LNG in energy supply,” *Int. J. Refrig.*, vol. 6, no. 5–6, pp. 283–297, Sep. 1983.

- [12] B. Patel, "Gas monetisation: a techno-economic comparison of gas-to-liquid and LNG," *7th World Congr. Chem. Eng.*, 2005.
- [13] M. Boyarsky, B. Yudin, and V. Mogorychny, "Cryogenic mixed gas refrigerant for operation within temperature ranges of 80° K-100° K," *US Pat.*, 1995.
- [14] M. Mehrpooya, M. Hossieni, and A. Vatani, "Novel LNG-based integrated process configuration alternatives for coproduction of LNG and NGL," *Ind. Eng.*, 2014.
- [15] H. Chang, M. Chung, S. Lee, and K. Choe, "An efficient multi-stage Brayton–JT cycle for liquefaction of natural gas," *Cryogenics (Guildf.)*, 2011.
- [16] A. Aspelund, D. O. Berstad, and T. Gundersen, "An Extended Pinch Analysis and Design procedure utilizing pressure based exergy for subambient cooling," *Appl. Therm. Eng.*, vol. 27, no. 16 SPEC. ISS., pp. 2633–2649, 2007.
- [17] B. Linnhoff and V. R. Dhole, "Shaftwork targets for low-temperature process design," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 47, no. 8, pp. 2081–2091, 1992.
- [18] I. Lee, K. Tak, W. Lim, K. Choi, and I. Moon, "Optimization of Pure-Refrigerant Cycle Compressing Ratio on C3-MR Process," in *Computer Aided Chemical Engineering*, vol. 31, no. July, Elsevier B.V., 2012, pp. 1472–1476.
- [19] Y. H. Abdullah Alabdulkarema, Amir Mortazavi, "Optimization of propane pre-cooled mixed refrigerant LNG plant," *Appl. Therm.*, 2011.
- [20] S. Baek, G. Hwang, and S. Jeong, "DEVELOPMENT OF THE HYBRID JT-EXPANDER CYCLE FOR NG LIQUEFACTION CYCLE," *Conf. Adv. ...*, 2010.
- [21] K. V. Boiarski M, Khatri A, "Design optimization of the throttle-cycle cooler with mixed refrigerant. Cryocoolers," pp. 457–65, 1999.
- [22] G. D. Cammarata G, Fichera A, "Optimization of a liquefaction plant using genetic algorithms," *Appl Energy*, pp. 19–29, 2001.
- [23] L. Castillo, M. Majzoub Dahouk, S. Di Scipio, and C. A. Dorao, "Conceptual analysis of the precooling stage for LNG processes," *Energy Convers. Manag.*, vol. 66, pp. 41–47, 2013.
- [24] J. J.-H. Hwang, N. N.-K. Ku, M. M. M.-I. Roh, K. Lee, N. N.-K. Ku, M. M. M.-I. Roh, and K. Lee, "Optimal Design of Liquefaction Cycles of Liquefied Natural Gas Floating, Production, Storage, and Offloading Unit Considering Optimal Synthesis," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 52, no. 15, pp. 5341–5356, Apr. 2013.

- [25] H. P. Du, Y. D. Huang, H. Y. Li, Q. S. Ying, Q. H. Fan, and L. X. Jia, "Numerical Simulation and Optimization of Small- Scale LNG Plant for Skid Mounted," in *2010 Asia-Pacific Power and Energy Engineering Conference*, 2010, pp. 1–4.
- [26] T. Gao, W. Lin, A. Gu, and M. Gu, "Coalbed methane liquefaction adopting a nitrogen expansion process with propane pre-cooling," *Appl. Energy*, vol. 87, no. 7, pp. 2142–2147, 2010.
- [27] P. Hatcher, R. Khalilpour, and A. Abbas, "Optimisation of LNG mixed-refrigerant processes considering operation and design objectives," *Comput. Chem. Eng.*, vol. 41, pp. 123–133, 2012.
- [28] B. Ghorbani, M.-H. Hamed, and M. Amidpour, "Development and optimization of an integrated process configuration for natural gas liquefaction (LNG) and natural gas liquids (NGL) recovery with a nitrogen rejection unit (NRU)," *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 34, pp. 590–603, Aug. 2016.
- [29] M. S. Khan, I.A. Karimi, A. Bahadori, and M. Lee, "Sequential coordinate random search for optimal operation of LNG (liquefied natural gas) plant," *Energy*, vol. 89, pp. 757–767, Sep. 2015.
- [30] M. Wang, R. Khalilpour, and A. Abbas, "Thermodynamic and economic optimization of LNG mixed refrigerant processes," *Energy Convers. Manag.*, vol. 88, pp. 947–961, 2014.
- [31] S. A. Nezhad, B. Shabani, and M. Soleimani, "Thermodynamic analysis of liquefied natural gas (LNG) production cycle in APCI process," *J. Therm. Sci.*, vol. 21, no. 6, pp. 564–571, 2012.
- [32] M. Wang, J. Zhang, Q. Xu, and K. Li, "Thermodynamic-analysis-based energy consumption minimization for natural gas liquefaction," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 50, no. 22, pp. 12630–12640, 2011.
- [33] M. Wang, R. Khalilpour, and A. Abbas, "Operation optimization of propane precooled mixed refrigerant processes," *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 15, pp. 93–105, 2013.
- [34] M. M. F. Hasan, I. A. Karimi, and H. E. Alfadala, *Optimizing Compressor Operations in an LNG Plant*, vol. 1. Woodhead Publishing Limited, 2009.
- [35] W. S. Cao, X. S. Lu, W. S. Lin, and A. Z. Gu, "Parameter comparison of two small-scale natural gas liquefaction processes in skid-mounted packages," *Appl. Therm. Eng.*, vol. 26, no. 8–9, pp. 898–904, 2006.
- [36] M. G. Jacobsen and S. Skogestad, "Optimization of LNG plants - challenges and strategies," *Comput. Aided Chem. Eng.*, vol. 29, pp. 1854–1858, 2011.



- [37] E. Vol, E. Science, G. Britain, and R. Engineering, “How Do the Inaccuracies of Enthalpy and V a P O U R - L I Q U I D Equilibrium Calculations Influence Baseload Lng Plant Design ?,” vol. 20, no. 1, pp. 1–11, 1996.
- [38] M. Mokarizadeh Haghghi Shirazi and D. Mowla, “Energy optimization for liquefaction process of natural gas in peak shaving plant,” *Energy*, vol. 35, no. 7, pp. 2878–2885, 2010.
- [39] A. Mortazavi, C. Somers, Y. Hwang, R. Radermacher, P. Rodgers, and S. Al-Hashimi, “Performance enhancement of propane pre-cooled mixed refrigerant LNG plant,” *Appl. Energy*, vol. 93, pp. 125–131, 2012.
- [40] L. N. G. Plant and R. T. Operations, “Chapter 7 - LNG Plant and Regasification Terminal Operations,” pp. 297–320, 2014.
- [41] M. S. Khan, S. Lee, G. P. Rangaiah, and M. Lee, “Knowledge based decision making method for the selection of mixed refrigerant systems for energy efficient LNG processes,” *Appl. Energy*, vol. 111, pp. 1018–1031, 2013.
- [42] H. Taleshbahrami and H. Saffari, “Optimization of the C3MR cycle with genetic algorithm,” *Trans. Can. Soc. Mech. Eng.*, vol. 34, no. 3–4, pp. 433–448, 2010.
- [43] R. Reid, J. Prausnitz, and B. Poling, “The properties of gases and liquids,” 1987.
- [44] T. He and Y. Ju, “A novel process for small-scale pipeline natural gas liquefaction,” *Appl. Energy*, 2014.
- [45] “Aspen Technology Inc. Aspen and Hysys software. [www.aspentech.com](http://www.aspentech.com).” .
- [46] L. March, “Introduction to Pinch Technology,” *New Des.*, p. 63, 1998.
- [47] I. C. Kemp, *Pinch analysis and process integration: A user guide on process integration for the efficient use of energy*. Elsevier, 2007.
- [48] م. گ. م. ت. ف. اکبری، طراحی شبکه مبدل حرارتی. ۱۳۸۷
- [49] G. H. Hasan MMF, Karimi IA, Alfadala H, “Modeling and simulation of main cryogenic heat exchanger in a base-load liquefied natural gas plant,” . *Comput Aided Chem Eng*, 2007.





## **Abstract**

Today, oil and gas are considered as the main energy resources in the world but these resources are not spread steadily in the world. The necessity of using these resources throughout the world requires that research in the scope of energy transfer from reservoirs to those regions that need higher consumption occur with a higher speed. Rapid increase in the demand for fuel and energy in regions that are encountering the lack of energy resources and surplus fuel transfer from regions that have these resources as the sources of resolving economic needs to regions with lack of resources has caused natural liquid gas as the most important way of energy resources transfer to be considered as the critical issue. Natural gas transfer done in different methods that regardless of transfer type, it is a process with high energy consumption. Natural gas liquefaction is usually used for far distances and large volumes. In this thesis, the goal is improving process performance and Efficiency second law of thermodynamics by changing effective process parameters and using streams with cold exergy and after analyzing pinch. Simulation and sensitivity analysis are done with Aspen-Hysys and then simulated case have been performed for three objectives functions of specific energy (the amount of energy required for one-kilogram product), total deconstruction exergy and total consumed work. By changing process and by using streams that have cold exergy, improved process performance and consumed energy for natural gas liquefaction will decrease as well. In this research by thermal recovery and study of effective factors, performance of mixed refrigerants process along improves with pre-cooling propane. The lowest specific energy provided in others researches, is 973 kg/kj that in this research has reduced to 845.2 kg/kj that has had a 13% improvement; on one hand, the obtained exergy output in this research is %46.8 that has a % 2.6 increase in comparison with similar studies. The analysis of pinch process, shows that system doesn't need external hot energy and the minimum demand for external cold energy is 59.4 Mw that in this research is obtained 61.1 Mw. In this analysis, the obtained pinch point is 25 C°.

**Keywords: Natural gas liquefaction, Efficiency second law of thermodynamics, C3mr, thermodynamic analysis, Aspen-Hysys, pinch**





**Shahrood University of Technology**

**Faculty of Mechanical Engineering**

**Analysis pinch and exergy and improve process performance propane  
mixed refrigerant(C3MR) precooled**

**Amin Hajji**

**Supervisor:**

**Dr. Mahmood Chahartaghi**

**Advisor:**

**Dr. Mostafa Kahani**

**Feb. 2017**