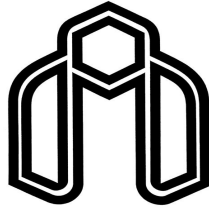


بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشگاه صنعتی شاهرود

دانشکده مهندسی مکانیک و مکاترونیک

پایان نامه کارشناسی ارشد مهندسی سیستم های انرژی

بررسی فنی و اقتصادی تولید گاز طبیعی مایع (LNG) در مقیاس کوچک

نگارنده: ایمان شیردل

اساتید راهنما

دکتر محمود فرزانه گرد

دکتر علی جباری مقدم

بهمن ۱۳۹۷

شماره: ۳۵۵/۲۸۷/۱۵۵
تاریخ: ۹۷/۱۲/۴

باسمه تعالی



مدیریت تحصیلات تکمیلی

فرم شماره (۳) صورتجلسه نهایی دفاع از پایان نامه دوره کارشناسی ارشد

با نام و یاد خداوند متعال، ارزیابی جلسه دفاع از پایان نامه کارشناسی ارشد آقای ایمان شیردل با شماره دانشجویی ۹۴۱۰۸۰۴ رشته مهندسی مکانیک گرایش سیستم های انرژی تحت عنوان بررسی فنی و اقتصادی تولید گاز طبیعی مایع (LNG) در مقیاس کوچک که در تاریخ ۱۳۹۷/۱۱/۰۹ با حضور هیأت محترم داوران در دانشگاه صنعتی شاهرود برگزار گردید به شرح ذیل اعلام می گردد:

<input type="checkbox"/> مردود	<input checked="" type="checkbox"/> قبول (با درجه: <u>خیلی خوب</u>)
<input type="checkbox"/> عملی	<input checked="" type="checkbox"/> نظری

عضو هیأت داوران	نام و نام خانوادگی	مرتبۀ علمی	امضاء
۱- استاد راهنمای اول	دکتر محمود فرزانه گرد	استاد	
۲- استاد راهنمای دوم	دکتر علی جباری مقدم	دانشیار	
۳- استاد مشاور	—	—	—
۴- نماینده تحصیلات تکمیلی	دکتر محمد ضامن	استادیار	
۵- استاد ممتحن اول	دکتر مجید هاشمیان	استادیار	
۶- استاد ممتحن دوم	دکتر محمد حسین احمدی	استادیار	

نام و نام خانوادگی رئیس دانشکده: دکتر محمد محسن شاه مردان

تاریخ و امضاء و مهر دانشکده:

تصوه: در صورتی که کسی مردود شود حداکثر یکبار دیگر (در مدت مجاز تحصیل) می تواند از پایان نامه خود دفاع نماید (دفاع

مجدد نباید زودتر از ۴ ماه برگزار شود).



تقدیم و سپاس

ماحصل آموخته‌هایم را تقدیم می‌کنم به آنان که مهر آسمانی‌شان آرام بخش آلام زمینی -
ام است:

به استوارترین تکیه‌گاهم، دستان پر مهر پدرم

به سبزترین نگاه زندگی‌ام، چشمان سبز مادرم

که هرچه آموختم در مکتب عشق شما آموختم و هرچه بکوشم قطره‌ای از دریای بیکران
مهربانیتان را سپاس نتوانم بگویم.

در ادامه از استادان با کمالات و شایسته؛ جناب آقای دکتر **محمود فرزانه‌گرد** و دکتر

علی جباری مقدم که در کمال سعه صدر، با حسن خلق و فروتنی، از هیچ کمکی در

این عرصه بر من دریغ نمودند و زحمت راهنمایی این رساله را بر عهده گرفتند، کمال

تشکر و سپاس را دارم.

تعهد نامه

- ◆ اینجانب ایمان شیردل دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته مکانیک / سیستم‌های انرژی دانشکده مکانیک و مکاترونیک دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده پایان نامه بررسی فنی و اقتصادی تولید گاز طبیعی مایع (LNG) در مقیاس کوچک تحت راهنمایی دکتر محمود فرزانه گرد و دکتر علی جباری مقدم متعهد می‌شوم.
- ◆ تحقیقات در این پایان‌نامه توسط اینجانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است.
- ◆ در استفاده از نتایج پژوهش محققان دیگر به مرجع مورداستفاده 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 حوزه اطلاعات شخصی افراد دسترسی یافته یا استفاده شده است اصل رازداری، ضوابط و اصول اخلاق انسانی رعایت شده است.

تاریخ امضای دانشجو

مالکیت نتایج و حق نشر

- ◆ کلیه حقوق معنوی این اثر و محصولات آن (مقالات مستخرج، کتاب، برنامه رایانه‌ای، نرم‌افزارها و تجهیزات ساخته شده است) 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:

با توجه به منابع عظیم و مشترک گاز طبیعی با کشورهای همسایه و اولویت بهره‌برداری از منابع مشترک لزوم استفاده از این منابع احساس می‌شود. با توجه به هزینه بالای احداث خطوط انتقال گاز طبیعی به سراسر کشور و به‌خصوص مناطق دورافتاده لزوم بهره‌برداری از فناوری‌های جدید در مورد گاز طبیعی لازم می‌باشد. یکی از مشکلات استفاده از خطوط انتقال گاز طبیعی افت فشار شدید آن در زمان‌های اوج مصرف یعنی در فصل سرما می‌باشد. به‌منظور حل این مشکل و جلوگیری از قطع گاز برای مصارف مختلف اعم از شهری و صنعتی لزوم استفاده از واحدهای مینی ال ان جی به شدت احساس می‌گردد. در این تحقیق با توجه به اطلاعات جمع‌آوری شده در خصوص زیان‌دهی واحدهای صنعتی در زمان قطع گاز شهری، به بررسی احداث واحدهای مینی ال ان جی پرداخته شده است. ابتدا سیکل‌های مورد استفاده در تولید ال ان جی مطالعه شده و سپس با توجه به وضعیت اقتصادی و محدودیت‌های فراوان برای سرمایه‌گذاری، چهار فرایند مناسب با شرایط استفاده در کشور طوری انتخاب شده است که هزینه سرمایه‌گذاری کم و تجهیزات بکار رفته در سیکل‌ها قابلیت ساخت در داخل کشور را داشته باشند. چهار سیکل شبیه‌سازی شده عبارت‌اند از سیکل تبرید با استفاده از مبرد نیتروژن با یک مبدل و یک اکسپندر، سیکل تبرید با استفاده از مبرد نیتروژن با دو مبدل و دو اکسپندر، سیکل تبرید با استفاده از مبرد متان با یک مبدل و یک اکسپندر و سیکل تبرید بدون استفاده از اکسپندر با تک مبرد متان. نتایج شبیه‌سازی نشان داده است که بیشترین میزان سرمایه‌گذاری مربوط به سیکل دوم می‌باشد که بیشترین تجهیزات در آن بکار رفته است. از طرفی مصرف انرژی در سیکل دوم کمترین میزان را در مقایسه با سایر سیکل‌ها دارد. نتایج نشان می‌دهد که زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود ۶ درصد برای سیکل‌های اول تا چهارم به ترتیب برابر ۳/۵، ۴/۵، ۳/۹ و ۳/۵ به دست آمده است.

کلیدواژه: مینی ال ان جی، سیکل تبرید، مایع‌سازی گاز طبیعی، تحلیل اقتصادی

مقالات استخراج شده از پایان نامه:

Technical and economic review of the production of liquid natural gas (LNG) on a small scale, submitted in ISME.

فهرست مطالب

۱	فصل ۱: مقدمه
۱-۱	۱-۱-۱ ال ان جی
۲	۱-۱-۲ خواص ال ان جی
۳	۱-۱-۳ واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک
۴	۱-۱-۴ مهم ترین نقش های واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک
۵	۱-۱-۵ ضرورت احداث واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک در ایران
۷	۱-۱-۶ آماده سازی گاز طبیعی در پالایشگاه
۸	۱-۱-۷ بخش مایع سازی
۹	۱-۱-۸ تکنولوژی مایع سازی
۹	۱-۱-۹ فرایندهای مورد استفاده در مایع سازی
۱۱	۱-۱-۹-۱ فرآیند APCI propane pre-cooled mixed refrigerant
۱۱	۱-۱-۹-۲ فرآیند آبشاری بهینه فیلیپس
۱۳	۱-۱-۹-۳ فرآیند Black and Veatch PRICO®
۱۴	۱-۱-۹-۴ فرآیند آبشاری سیال مخلوط (MFCP) Stat oil / Linde
۱۵	۱-۱-۹-۵ فرآیند مایع سازی Axen
۱۶	۱-۱-۹-۶ فرآیند مبرد مختلط دوگانه شرکت Shell
۱۷	
۱۹	فصل ۲: فرآیندهای مورد استفاده در مینی ال ان جی
۲۰	۲-۱-۱ سیکل های تبرید مورد استفاده در صنایع گاز
۲۰	۲-۱-۱-۱ سیکل های تبرید ژول-تامسون
۲۱	۲-۱-۱-۲ سیکل های تبرید همراه با توربوآکسپندر
۲۴	۲-۱-۱-۳ سیکل های تبرید آبشاری
۲۵	۲-۱-۱-۴ سیکل های تبرید مبرد مختلط
۲۷	۲-۲ فرآیندهای تبرید مورد استفاده در واحدهای مینی ال ان جی
۲۷	۲-۲-۱ سیکل های تبرید مبرد مختلط
۳۲	۲-۲-۲ سیکل های تبرید همراه با توربوآکسپندر
۴۰	۲-۳ مزایا و معایب فرآیندهای مایع سازی گاز طبیعی

- ۴۰-۳-۲-۱- مزایای فرآیندهای مایع سازی با استفاده از مبرد مختلط.....
- ۴۱-۳-۲-۲- معایب فرآیندهای مایع سازی با استفاده از مبرد اختلاط.....
- ۴۲-۳-۲-۳- مزایای فرآیندهای مایع سازی با استفاده از توربو اکسپندر.....
- ۴۳-۳-۲-۴- معایب فرآیندهای مایع سازی با استفاده از توربو اکسپندر.....
- ۴۴-۳-۲-۵- ملاک‌های اساسی برای انتخاب بهترین فرایند برای یک واحد مینی ال ان جی.....
- ۴۵-۳-۲-۶- جدیدترین تکنولوژی و راهبردها برای طراحی بهینه در توربو اکسپندر.....
- ۴۷-۲-۴- مخازن نگهداری LNG.....
- ۴۸-۲-۴-۲- مخزن نگهداری LNG نوع اول.....
- ۵۰-۳-۴-۲- مخزن نگهداری LNG از نوع دوم.....
- ۵۰-۴-۴-۲- مخزن نگهداری LNG از نوع سوم.....
- ۵۱-۲-۵- ایمنی مخازن LNG.....

فصل ۳: مروری بر تحقیقات پیشین..... ۵۳

- ۵۴-۳-۱- گزیده‌ای از پیشینه تحقیق.....
- ۵۸-۳-۲- معرفی کار حاضر.....

فصل ۴: سیکل‌های طراحی شده در تحقیق جهت مایع سازی گاز طبیعی..... ۵۹

- ۶۰-۴-۱- مقدمه.....
- ۶۰-۴-۲- مدل سازی و شبیه سازی فرایند.....
- ۶۱-۴-۳- معادله حالت پنگ - رابینسون (۱۹۷۶).....
- ۶۲-۴-۴- تجهیزات فرایند و معادلات حاکم بر آن‌ها.....
- ۶۲-۴-۴-۱- کمپرسور.....
- ۶۳-۴-۴-۲- نیروی محرکه کمپرسورها.....
- ۶۳-۴-۴-۳- مبدل‌های حرارتی.....
- ۶۴-۴-۴-۴- شیر فشارشکن.....
- ۶۴-۴-۴-۵- مخلوط کننده جریان.....
- ۶۴-۴-۴-۶- تقسیم کننده جریان.....
- ۶۵-۴-۴-۷- جداکننده فازی.....
- ۶۵-۴-۵- ارزیابی و توابع اقتصادی.....
- ۶۵-۴-۵-۱- ارزیابی اقتصادی.....

- ۶۶ ۴-۵-۲- توابع اقتصادی
- ۶۷ ۴-۵-۳- هزینه سرمایه گذاری
- ۶۷ ۴-۵-۴- زمان بازگشت سرمایه
- ۶۷ ۴-۶- مدل سازی فرایند
- ۶۸ ۴-۷- شبیه سازی فرایند
- ۶۸ ۴-۸- مشخصات جریان گاز طبیعی ورودی
- ۶۸ ۴-۸-۲- سیکل تبرید با استفاده از مبرد نیتروژن با یک مبدل و با تجهیز اکسپندر (Hamworthy)
- ۷۲ ۴-۸-۳- سیکل تبرید با استفاده از مبرد نیتروژن با دو مبدل و با تجهیز دو اکسپندر
- ۷۵ ۴-۸-۴- سیکل تبرید با استفاده از مبرد متان با یک مبدل و با تجهیز یک اکسپندر
- ۷۶ ۴-۸-۵- سیکل تبرید بدون استفاده از اکسپندر با تک مبرد متان
- ۷۷ ۴-۸-۶- بهینه سازی
- ۷۸ ۴-۸-۷- تابع هدف، قیدها و الگوریتم
- ۸۱ ۴-۹- نتایج اقتصادی

فصل ۵: نتیجه گیری و پیشنهادات ۹۱

- ۹۲ ۵-۱- نتیجه گیری
- ۹۳ ۵-۲- پیشنهادات
- ۹۴ ۵-۳- منابع

فهرست شکل

- شکل (۱-۱) نمای کلی از یک واحد پالایشگاه گاز [1] ۸
- شکل (۲-۱) منحنی سرد کردن [۱۲] ۱۰
- شکل (۳-۱) نمایی از مبدل‌های حرارتی ۱۱
- شکل (۴-۱) فرآیند [13] APCI propane pre-cooled mixed refrigerant ۱۲
- شکل (۵-۱) فرآیند AP-X [۱۴] ۱۳
- شکل (۶-۱) فرآیند آبخاری بهینه فیلیپس [15] ۱۴
- شکل (۷-۱) فرآیند [16] Black and Veatch PRICO® ۱۵
- شکل (۸-۱) فرآیند آبخاری سیال مخلوط [۱۲] ۱۶
- شکل (۹-۱) فرآیند اکسن [۱۲] ۱۷
- شکل (۱۰-۱) فرآیند مبرد مخلوط دوگانه شرکت شل [۱۷] ۱۸
- شکل (۱-۲) سیکل تبرید ساده ژول-تامسون ۲۱
- شکل (۲-۲) نمایی از یک توربوآکسپندر ۲۱
- شکل (۳-۲) نمایی از یک سیکل تبرید که از توربوآکسپندر استفاده می‌کند ۲۲
- شکل (۴-۲) نمایی از یک سیکل بسته تبرید ۲۳
- شکل (۵-۲) نمایی از یک سیکل باز تبرید ۲۴
- شکل (۶-۲) سیکل تبرید آبخاری ۲۵
- شکل (۷-۲) فرآیند تبرید به کمک مبرد مختلط ۲۵
- شکل (۸-۲) منحنی ترکیبی فرآیندهای تبرید آبخاری و مبرد مختلط ۲۶
- شکل (۹-۲) نمایی از فرآیند Prico ۲۸
- شکل (۱۰-۲) فرآیند AP-M [۳] ۲۹
- شکل (۱۱-۲) نمایی از فرآیند LiMuM [۳] ۳۰
- شکل (۱۲-۲) نمایی از فرآیند PCMR [۲۲] ۳۱
- شکل (۱۳-۲) فرآیند OSMR [۳] ۳۱
- شکل (۱۴-۲) فرآیند Nitrogen Expansion (APCI) ۳۳
- شکل (۱۵-۲) فرآیند Propane Precooling [۳] ۳۳
- شکل (۱۶-۲) فرآیند NDX-1 [۳] ۳۴
- شکل (۱۷-۲) فرآیند OCX-2 [۳] ۳۵

۳۵	شکل (۱۸-۲) فرآیند OCX-R [۳].....
۳۶	شکل (۱۹-۲) فرآیند Ecorel [۲].....
۳۷	شکل (۲۰-۲) فرآیند Niche [۳].....
۳۷	شکل (۲۱-۲) فرآیند EXP [۲۲].....
۳۸	شکل (۲۲-۲) فرآیند Nitrogen Expansion (Hamworthy).....
۳۹	شکل (۲۳-۲) فرآیند Dual Nitrogen Expander.....
۴۰	شکل (۲۴-۲) فرآیند Dual Nitrogen Expander (Statoil) [۲۳].....
۴۶	شکل (۲۵-۲) نمایی از استفاده روش CFD در طراحی توربو اکسپنדרها.....
۴۶	شکل (۲۶-۲) نمایی از استفاده روش FEM در طراحی توربو اکسپنדר.....
۴۷	شکل (۲۷-۲) انواع مخازن ذخیره LNG.....
۴۹	شکل (۲۸-۲) نمایی از مخزن نوع اول جهت نگهداری LNG.....
۵۰	شکل (۲۹-۲) نمایی از مخزن نوع دوم جهت نگهداری LNG.....
۵۱	شکل (۳۰-۲) نمایی از مخزن نوع سوم جهت نگهداری LNG.....
۶۹	شکل (۱-۴) دیاگرام مربوط به سیکل تبرید با استفاده از مبرد نیتروژن با یک مبدل و با تجهیز اکسپنדר.....
۷۰	شکل (۲-۴) سیکل تبرید با استفاده از مبرد نیتروژن با یک مبدل و با تجهیز اکسپنדר.....
۷۲	شکل (۳-۴) سیکل تبرید Dual Expander با مبرد نیتروژن.....
۷۳	شکل (۴-۴) سیکل Dual Expander با استفاده از مبرد نیتروژن در نرم افزار اسپن هایسیس.....
۷۶	شکل (۵-۴) سیکل تبرید Prico بدون استفاده از اکسپنדר با تک مبرد متان.....
۸۹	شکل (۶-۴) نمودار میله‌ای زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 2%.....
۸۹	شکل (۷-۴) نمودار میله‌ای زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 6%.....
۹۰	شکل (۸-۴) نمودار میله‌ای زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 10%.....

فهرست جداول

- جدول (۱-۱) درصد ترکیبات موجود در ال ان جی ۳
- جدول (۲-۱) مقایسه واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک و واحدهای ال ان جی در مقیاس بزرگ [۲, ۳] ۴
- جدول (۳-۱) برخی از واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک در دنیا [۲] ۶
- جدول (۱-۲) شرکت‌های صاحب فناوری در زمینه سیکل‌های تبرید مبرد مختلط [۲] ۲۷
- جدول (۲-۲) شرکت‌های صاحب فناوری در زمینه سیکل‌های تبرید به همراه توربوآکسپندر [۲, ۳] ۳۲
- جدول (۱-۴) : درصد هزینه‌های مستقیم در سرمایه‌گذاری در واحدهای صنعتی ۶۷
- جدول (۲-۴) ترکیبات جریان گاز ورودی به سیکل ۶۸
- جدول (۳-۴) مشخصات کمپرسورها و آکسپندر موجود در سیکل تبرید اول ۷۱
- جدول (۴-۴) مشخصات ایرکولرهای استفاده شده در سیکل تبرید اول ۷۱
- جدول (۵-۴) مشخصات مبدل قرار گرفته در سیکل تبرید اول ۷۱
- جدول (۶-۴) مشخصات کولرهای موجود در سیکل تبرید دوم ۷۴
- جدول (۷-۴) مشخصات کمپرسور و توربوآکسپندرهای موجود در سیکل تبرید دوم ۷۴
- جدول (۸-۴) مشخصات مبدل‌های موجود در سیکل تبرید دوم ۷۴
- جدول (۹-۴) مشخصات کولرهای موجود در سیکل تبرید سوم ۷۵
- جدول (۱۰-۴) مشخصات کمپرسورهای موجود در سیکل تبرید سوم ۷۵
- جدول (۱۱-۴) مشخصات مبدل‌های موجود در سیکل تبرید سوم ۷۶
- جدول (۱۲-۴) مشخصات کولرهای مسیر جریان تبرید در سیکل تبرید چهارم ۷۷
- جدول (۱۳-۴) مشخصات کمپرسورهای مسیر جریان تبرید در سیکل تبرید چهارم ۷۷
- جدول (۱۴-۴) مشخصات مبدل مسیر جریان تبرید در سیکل تبرید چهارم ۷۷
- جدول (۱۵-۴) قیدها و محدوده آنها برای سیکل اول ۷۹
- جدول (۱۶-۴) قیدها و محدوده آنها برای سیکل دوم ۷۹
- جدول (۱۷-۴) قیدها و محدوده آنها برای سیکل سوم ۷۹
- جدول (۱۸-۴) قیدها و محدوده آنها برای سیکل چهارم ۸۰
- جدول (۱۹-۴) مقادیر بهینه قیدها ۸۰
- جدول (۲۰-۴) میزان مصرف انرژی قبل و بعد از بهینه‌سازی ۸۱
- جدول (۲۱-۴) پارامترهای اقتصادی [۵۳, ۵۵] ۸۲

- جدول (۲۲-۴) نتایج حاصل از محاسبه سود و هزینه‌های سالانه سیکل اول ۸۳
- جدول (۲۳-۴) نتایج حاصل از محاسبه سود و هزینه‌های سالانه سیکل دوم ۸۴
- جدول (۲۴-۴) نتایج حاصل از محاسبه سود و هزینه‌های سالانه سیکل سوم ۸۵
- جدول (۲۵-۴) نتایج حاصل از محاسبه سود و هزینه‌های سالانه سیکل چهارم ۸۶
- جدول (۲۶-۴) زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود ۶ درصد ۸۶
- جدول (۲۷-۴) تأثیر نرخ افزایش سود بر زمان بازگشت سرمایه ۸۸

فهرست علائم

LNG	گاز طبیعی مایع شده	NGL	مایعات گازی
LPG	گاز مایع	T_c	دمای بحرانی
P	فشار (bar)	T_r	دمای کاهیده
R	ثابت جهانی گازها	κ	ثابت معادله حالت پنگ رابینسون
V_m	حجم مولی گاز	P_c	فشار بحرانی
b	ثابت معادله حالت پنگ رابینسون	ω	ضریب عدم تقارن
a	ثابت معادله حالت پنگ رابینسون	T_{in}	دمای ورودی
λ	گرمای نهان ویژه	T_{out}	دمای خروجی
\dot{Q}	نرخ حرارت مبادله شده	\dot{W}	نرخ کار (kW)
h	آنتالپی (kJ/kg)	HX	مبدل حرارتی
SEP	جدا کننده فازی	C_p^0	قیمت تجهیز (\$)
A	ظرفیت یا پارامتر تجهیز	K_1	ضریب ثابت در توابع اقتصادی
R	ثابت جهانی گازها	K_2	ضریب ثابت در توابع اقتصادی
DF	فاکتور تنزیل	K_3	ضریب ثابت در توابع اقتصادی
IR	نرخ بهره	T	دما (K)
n	میزان سال کارکرد (year)	V_m	حجم مولی گاز
PB	زمان بازگشت سرمایه (year)	NPV	ارزش حال خالص
ANP	سود خالص سالیانه	CC	هزینه سرمایه‌گذاری

فصل ۱: مقدمه

۱-۱- ال ان جی

در سال‌های اخیر افت فشار شبکه مصرف گاز کشور به‌ویژه در فصل سرما دغدغه‌ای بوده است که دولت و وزارت نفت را متأثر نموده و در مواردی مردم کشورمان بشدت دچار مشکل شده‌اند که کاهش شدید مصرف نیروگاه‌ها و بعضاً توقف صادرات گاز برای کاهش بحران به‌عنوان راه‌حل به کار رفته است. بنابراین تمهیدات و تدابیری برای برقراری پایداری در راستای امنیت شبکه توزیع و انتقال امری مهم و ضروری می‌باشد. اختلاف چشمگیر بین مصارف تابستانی و زمستانی با توجه به دوری مبادی تولید تا نواحی عمده مصرف در زمستان، ایجاب می‌کند که ایجاد ذخایر نزدیک به مراکز عمده مصرف بیش از پیش موردتوجه قرار گیرد و تنها به سیستم تولید و انتقال و تأمین گاز به‌صورت مستقیم و مخازن مربوط به آن در مجاورت نواحی پرمصرف برای اوج زدایی ال ان جی اکتفا نکرد. احداث واحدهای کوچک تولید مصرف روزانه در زمستان مناسب است. در این مجتمع‌های کوچک، در طول ماه‌های گرم سال می‌توان گاز را به مایع تبدیل و به هنگام ضرورت در روزهای سرد زمستان تبخیر و به شبکه گازرسانی تزریق کرد. ایران با داشتن حدود ۱۶ درصد ذخایر گاز طبیعی دنیا دومین کشور عمده جهان از لحاظ میزان ذخایر گاز است. به همین دلیل لزوم استفاده بهینه از این انرژی به‌صورت فراورده‌های مایع برای مصرف داخلی (به‌جای فراورده‌های نفتی) ضروری می‌باشد. از میان فناوری‌های موجود، ال ان جی برای بهره‌برداری یکی از مناسب‌ترین روش‌ها می‌باشد. نبود منابع مالی موردنیاز و تحریم‌های اقتصادی، احداث واحدهای ال ان جی را با محدودیت‌هایی مواجه کرده است و مزایای واحدهای مینی ال ان جی^۱، از سوی دیگر موجب شده است که احداث این واحدها که پیچیدگی واحدهای ال ان جی را ندارند، بسیار موردتوجه قرار گیرد. همچنین امروزه گازهای صنعتی نقش بسیار مهمی در چرخه فرآیندهای شیمیایی، فرآیندهای جداسازی و اقتصاد کشور دارند. به همین دلیل طراحی و انتخاب بهترین روش مایع سازی و سردسازی این گازها بسیار پراهمیت می‌باشد.

¹ Mini LNG Plants

۱-۲- خواص ال ان جی

ال ان جی گاز طبیعی مایع شده است که بخش اعظم آن را متان تشکیل می دهد. جدول (۱-۱) ترکیب درصد ال ان جی را نشان می دهد. علاوه بر ترکیبات موجود در جدول (۱-۱) ممکن است گازهایی مانند دی اکسید کربن و هیدروژن سولفید نیز به مقدار بسیار کم در ترکیب ال ان جی وجود داشته باشند. چنانچه گاز طبیعی را در فشاری نزدیک فشار اتمسفری و تا دمای حدود ۱۶۲- درجه سانتی گراد سرد کنیم، ال ان جی تولید می گردد. ال ان جی مایعی بی رنگ، بی بو و غیررسمی است که حجم آن ۶۰۰ برابر کمتر از حجم گاز طبیعی است. ارزش حرارتی ال ان جی با توجه به ترکیب گاز و نوع فرایند مایع سازی مورد استفاده حدود ۲۴-۲۱ مگاژول بر لیتر است. این مقدار به ترتیب برابر ۲/۴، ۰/۶ و ۰/۷ ارزش حرارتی گاز طبیعی فشرده گازوئیل بر لیتر است. دانسیته ال ان جی با توجه به ترکیب، دما و فشار آن بین ۴۱۰ تا ۵۰۰ کیلوگرم بر مترمکعب است، همچنین محدوده اشتغال پذیری این ماده ۰/۱۵ - ۰/۵ است [۱].

جدول (۱-۱) درصد ترکیبات موجود در ال ان جی

ماده	درصد مولی
نیترژن	۰-۱
متان	۸۴/۵۵-۹۶/۳۸
اتان	۲-۱۱/۴۱
پروپان	۰/۳۵-۳/۲۱
ایزو بوتان	۰-۰/۷
نرمال بوتان	۰-۱/۳
ایزو پنتان	۰-۰/۰۲
نرمال پنتان	۰-۰/۰۴

۱-۳- واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک

همان‌طور که از نام ال ان جی مقیاس کوچک مشخص است، این واحدها در مقایسه با واحدهای بزرگ ال ان جی^۱ ظرفیت تولید کمتری دارند. نظرات متفاوتی در مورد ظرفیت واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک وجود دارد ولی به‌طور کلی واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک به واحدهایی اطلاق می‌شود که ظرفیت تولید، سالیانه آن‌ها کمتر از ۱/۵ میلیون تن باشد؛ از این‌رو هزینه ساخت پیچیدگی فرآیند، فضای موردنیاز و انرژی مصرفی در این واحدها به‌مراتب کمتر از واحدهای بزرگ تولید ال ان جی است. از آنجایی که ظرفیت تولید این واحدها پایین است، می‌توان از مخازن گازی کوچک به‌عنوان تأمین‌کننده خوراک ورودی به این واحدها استفاده کرد. مهم‌ترین مشخصه این واحدها این است که محصول تولیدشده در واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک برخلاف واحدهای بزرگ تولید ال ان جی برای مصارف داخلی است. طراحی و احداث این واحدها نیاز به دانش فنی نسبتاً ساده‌تری از واحدهای بزرگ داشته و علاوه بر بازدهی سریع، با استفاده از آن‌ها می‌توان امکان دسترسی به گاز طبیعی را در هر منطقه‌ای فراهم نمود. واحدهای ال ان جی در مقیاس کوچک، برخلاف واحدهای ال ان جی در مقیاس بالا، تکنولوژی پیچیده‌ای نداشته و امکان احداث این واحدها با همکاری شرکت‌های اروپایی و استرالیایی فراهم می‌باشد. اساس طراحی این واحدها برعکس واحدهای بزرگ تولید ال ان جی، حداقل نمودن هزینه سرمایه‌گذاری است.

واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک تفاوت‌های زیادی با واحدهای بزرگ ال ان جی دارند. مهم‌ترین این تفاوت‌ها در جدول (۱-۲) آورده شده است.

جدول (۱-۲) مقایسه واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک و واحدهای ال ان جی در مقیاس بزرگ [۲، ۳]

پارامتر	واحد مینی‌ال ان جی	واحد ال ان جی در مقیاس بالا
هزینه ساخت و راه اندازی	کم	زیاد
ظرفیت تولید سالیانه	کمتر از ۱/۵ میلیون تن	بیشتر از ۱/۵ میلیون تن
انرژی مصرفی	کم	زیاد
راه‌اندازی، عملیات، نگهداری و توقف	ساده	پیچیده
نوع مصرف محصول	مصارف داخلی	صادرات

^۱ Based load LNG Plant

۱-۴- مهم ترین نقش های واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک

واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک سه نقش مهم دارند. نخست اینکه محصول این واحدها در شهرهای کم جمعیت که احداث شبکه گازرسانی توجیه اقتصادی ندارد، مورد استفاده قرار می گیرد. دوم اینکه در فصول سرد سال که میزان مصرف گاز به اوج خود می رسد این واحدها می توانند کمبود گاز را جبران کنند. این واحدها به دلیل سادگی ساخت و عملیات، نیاز به فضای کمتر و ایمنی بیشتر، می توانند در حومه شهرها احداث شوند. سوم اینکه همچنین محصول تولیدی این واحدها می تواند به عنوان سوخت پاک برای خودروهای مورد استفاده قرار گیرد.

احداث خطوط لوله انتقال گاز یکی از پرهزینه ترین پروژه ها در صنعت گاز طبیعی است. این هزینه ها در مورد گازرسانی به مناطق دورافتاده و کوهستانی به مراتب بیشتر است، آمارها نشان می دهد هزینه احداث خطوط لوله گاز رقمی حدود $\frac{\$}{inch.kilo}$ ۱۷۰۰۰ است. با این وجود گازرسانی به این مناطق از لحاظ اقتصادی اصلاً به صرفه نیست. در کشور ما ایران نیز دو سوم مساحت کشور را مناطق بیابانی و نیمه بیابانی کم سکونت شامل می شوند؛ همچنین روستاهای زیادی در مناطق کوهستانی وجود دارند که به دلیل شرایط جغرافیایی، امکان گازرسانی به آن ها از طریق خط لوله وجود ندارد و یا احداث خط لوله هزینه های زیادی را به دولت تحمیل می کند. از طرفی واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک که ایمنی بالایی دارند (در صورت انتخاب فرآیند مایع سازی مناسب) می توانند با هزینه های کمتر در نزدیکی این مناطق احداث شوند. در این صورت نه تنها تعداد بیشتری از هم وطنان از این منبع انرژی برخوردار خواهند شد، بلکه هزینه های ناشی از انتقال گاز به این مناطق به طور چشمگیری کاهش خواهد یافت. واحدهای ال ان جی همچنین می توانند به عنوان واحدهای برطرف کننده اوج مصرف^۱ نیز ایفای نقش کنند. آمار نشان می دهد میانگین مصرف روزانه در چهار ماه نسبتاً سرد سال ۲۵ درصد بیش از میانگین مصرف در هشت ماه گرم و معتدل سال است و این تفاوت در روزهای سرد زمستان به ۴۰ درصد نیز می رسد. این اختلاف چشمگیر بین مصارف زمستانی و تابستانی با توجه به دوری میدان ها تولید یا نواحی عمده مصرف در زمستان، ایجاب می کند که شرکت ملی گاز ایران تنها به سیستم تولید و انتقال با خط لوله اتکا نکند و ایجاد ذخایر نزدیک به مراکز عمده مصرف در برنامه اجرایی خود قرار دهد. یکی از راهکارهای موجود احداث واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک و مخازن مربوط به آن در مجاورت نواحی پر مصرف است. با احداث این واحدها می توان در طول ماه های

^۱ Peak-Shaving Plants

گرم سال مازاد گاز را از خط لوله دریافت، به مایع تبدیل و ذخیره کرد و در روزهای سرد زمستان و اوج مصرف گاز آن را تبخیر و به شبکه گازرسانی تزریق کرد [۲، ۳].

یکی از مهم‌ترین کاربردهای واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک را می‌توان تأمین سوخت پاک برای خودروها دانست. امروزه آلودگی محیط‌زیست یکی از بزرگ‌ترین و مهم‌ترین مشکلاتی است که دنیا با آن روبرو است. یکی از مهم‌ترین عوامل آلاینده‌گی، گازهای گلخانه‌ای هستند که خودروها سهم زیادی در تولید آن‌ها دارند. از این تلاش برای یافتن جایگزینی مناسب برای دیزل در خودروها یکی از موضوعات علمی روز دنیا است. ویژگی‌های ال ان جی به‌عنوان سوخت دارا است، برخی از کشورهای توسعه‌یافته نظیر آمریکا، آلمان و استرالیا را بر آن داشته که از آن به‌عنوان سوخت خودروهای سنگین مثل کامیون‌ها و اتوبوس‌ها استفاده کنند. در این میان ایران نیز می‌تواند با یک برنامه‌ریزی بلندمدت و با احداث واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک از این سوخت پاک در صنعت حمل و نقل خود استفاده کنند. در دنیا واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک موردتوجه بسیاری از کشورها قرار گرفته‌اند و واحدهای زیادی در سطح دنیا هم‌اکنون در حال راه‌اندازی هستند [۴-۶]. در جدول (۳-۱) برخی از این واحدها در نقاط مختلف دنیا آورده شده است.

جدول (۳-۱) برخی از واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک در دنیا [۲]

نام واحد	کشور	ظرفیت تولید سالیانه (میلیون تن)	وضعیت
Shan Shan LNG	چین	۰/۴۳	در حال کار
DaZhou LNG	چین	۰/۲۷	در دست ساخت
Xinjiang	چین	۰/۴	طرح پیشنهادی
Ordos LNG1	چین	۰/۲۷	در دست ساخت
Jingbian	چین	۰/۱	در دست ساخت
Zhuhai (CNOOC)	چین	۰/۱۵	در دست ساخت
Wuxi Yongda	چین	۰/۲	در دست ساخت
Irradia LNG	پرو	۰/۱۶	در دست ساخت
Galveston LNG	استرالیا	۱/۳	طرح پیشنهادی
Sunshine Gas	استرالیا	۰/۵	طرح پیشنهادی
Fisherman's Landing	استرالیا	۱/۳	طرح پیشنهادی
Sengkang	اندونزی	۴*۰/۵	در دست ساخت
Kollsnes I&II	نروژ	۰/۱۳	در حال کار
Nordic LNG	نروژ	۰/۳	در دست ساخت

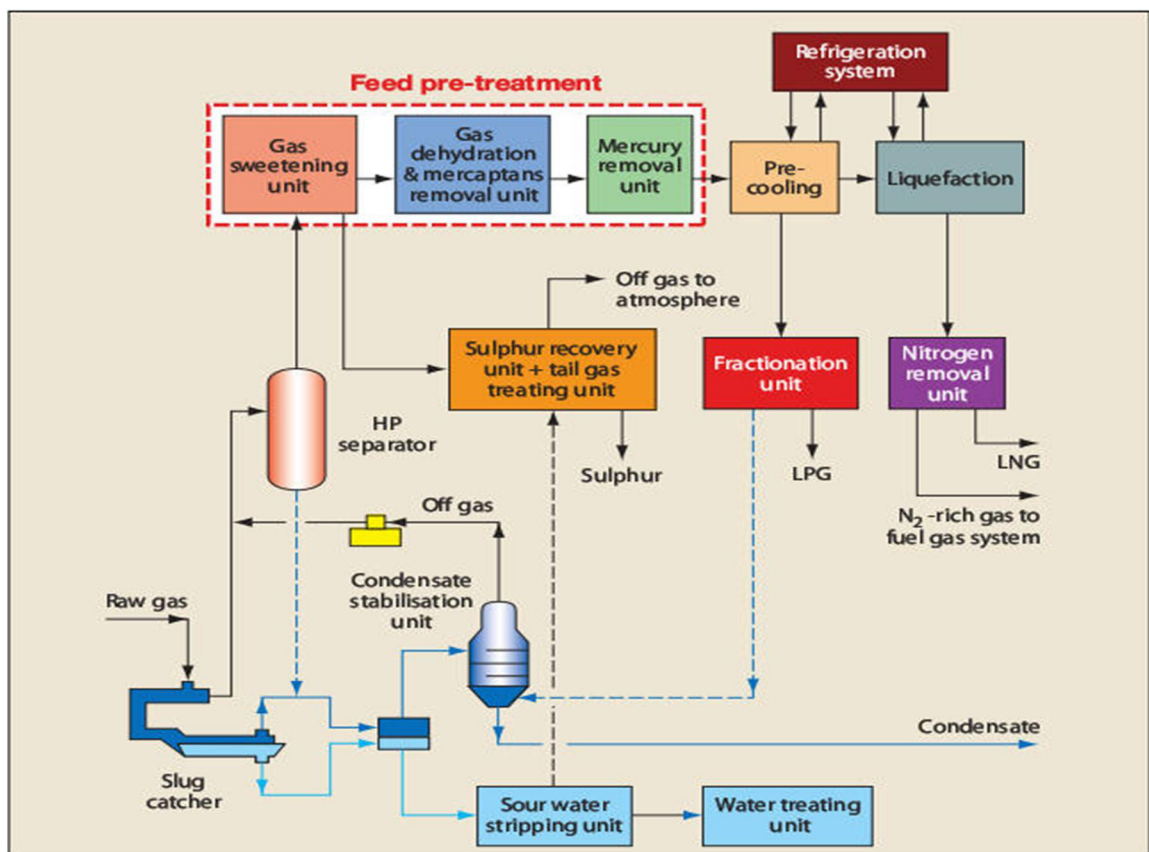
۱-۵- ضرورت احداث واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک در ایران

در سال‌های اخیر واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک مورد توجه بسیاری از کشورها قرار گرفته‌اند و واحدهای زیادی در سطح دنیا هم‌اکنون در حال راه‌اندازی هستند. کشور چین، استرالیا و اندونزی نمونه‌هایی از این کشورها هستند که سرمایه‌گذاری عظیمی در این بخش انجام داده‌اند.

کشور ما ایران به چند دلیل نیازمند سرمایه‌گذاری در این زمینه است. نخست مشکلات پیش روی ایران برای احداث واحدهای بزرگ ال ان جی است. مهم‌ترین مسئله در احداث واحدهای ال ان جی در ایران نبود سرمایه و منابع مالی لازم برای تأمین هزینه‌های پروژه‌ها است. برآوردها نشان می‌دهد که برای احداث یک واحد تولید ال ان جی به ظرفیت تقریبی ۶ میلیون تن در سال حدوداً ۴/۵ میلیارد دلار سرمایه‌گذاری لازم است. از طرفی شرکت‌های خصوصی داخلی توان پرداخت چنین هزینه بالایی را ندارند و از طرفی دولت حاضر به ریسک در این زمینه نیست. از سوی دیگر بسیاری از شرکت‌های نفتی بین‌المللی هم اشتیاق چندانی برای سرمایه‌گذاری در ایران ندارند. حتی در صورت فراهم نمودن تمام شرایط قانونی برای جذب سرمایه‌های لازم، عدم ثبات اقتصادی، مالی و مقرراتی در کشور انگیزه سرمایه‌گذاران در چنین طرح‌هایی را کاهش می‌دهد. همچنین با وجود جو خصمانه کشورهای نظیر آمریکا و به وجود آوردن تحریم‌هایی در زمینه محدود و یا منع نمودن فعالیت شرکت‌های صاحب تکنولوژی در ایران، انتقال تکنولوژی ال ان جی با وجود این تحریم‌ها عملاً وجود ندارد. در حالی که فناوری‌های لازم برای واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک را می‌توان از شرکت‌های غیر آمریکایی دریافت کرد. علاوه بر این همان‌طور که بیان شد واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک می‌توانند در فصول سرد سال و اوج مصرف گاز که کشور با کمبود گاز مواجه است، پاسخگوی نیاز کشور باشند. یکی دیگر از عواملی که باعث می‌شود که در ایران به دنبال احداث واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک باشند، استفاده از ال ان جی به‌عنوان سوخت خودروها است. با پیشرفت فناوری و همچنین تشدید شدن قوانین زیست‌محیطی، دولت‌ها بایستی به دنبال سوخت پاک برای خودروها باشند. در این بین ایران می‌تواند با احداث واحدهای ال ان جی مقیاس کوچک، ال ان جی را جایگزین بنزین، گازوئیل و گاز طبیعی در خودروها کند [۷].

۱-۶- آماده‌سازی گاز طبیعی در پالایشگاه

لازم است گزینه‌های موجود در تکنولوژی فرآیند مایع سازی گاز طبیعی برای تأسیسات روی ساحل مورد بررسی قرار گیرد. شناخت محدودیت‌ها و همچنین موقعیت‌های مناسب به منظور یکپارچه‌سازی برای رسیدن به یک معیار و مبنای مناسب برای مقایسه مزایای تکنولوژی‌های مختلف نسبت به هم مورد نیاز می‌باشد. در شکل (۱-۱) نمای کلی از فرآیند آماده‌سازی گاز طبیعی ترش برای تولید LNG نشان داده شده است. گاز خام از بالادست در ابتدا لخته گیر پالایشگاه می‌شود، که در آن مایعات گرفته‌شده و سپس به سمت فرایندها و تجهیزات پایین دست طوری جریان می‌یابد که همواره در طی مسیر مقدار مایعات کنترل شود.



شکل (۱-۱) نمای کلی از یک واحد پالایشگاه گاز [۱]

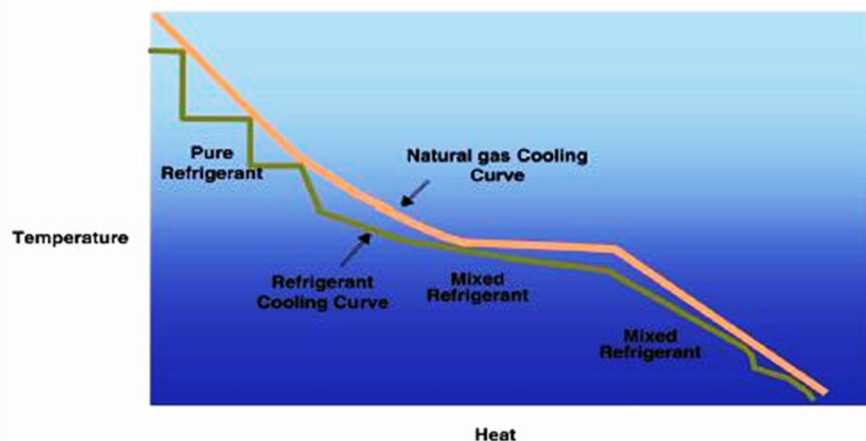
گاز خروجی از لخته گیر مستقیماً به سمت یک جداساز فشار بالا هدایت می‌شود، جایی که جداسازی نهایی گاز از مایع انجام می‌گردد. این مایعات جدا شده پایدار بوده و جهت فروش در بازار ذخیره‌سازی می‌شوند [۱].

۷-۱ - بخش مایع سازی

در سال‌های اخیر تعداد بسیار زیادی فرآیندهای مایع سازی معرفی شده‌اند. تفاوت اصلی و عمده آن‌ها در نوع سیکل‌های سردسازی بکار رفته در آن‌ها است. برای یک گاز با درصد ترکیب مشخص، تعداد زیادی تکنولوژی و روش‌های مختلف برای مایع سازی وجود دارد. تعداد واحدهای مجزا در هر تکنولوژی و چگونگی اینکه هریک از تکنولوژی‌ها به چه نحوی کل فرآیند را یکپارچه می‌کنند، به‌طور عمده عواملی هستند که بر موفقیت و اقتصاد پروژه تأثیر مستقیم می‌گذارد؛ بنابراین برای طراحی بهینه یک واحد LNG معیار انتخاب هریک از تکنولوژی‌ها و فرآیندها بایستی بر مبنای یک نگرش یکپارچه‌شده صورت گیرد که تمامی فعل‌وانفعالات بین همه آن‌ها را هم‌زمان مدنظر قرار دهد [۸-۱۰].

۸-۱ - تکنولوژی مایع سازی

بخش سردسازی و مایع سازی در یک واحد ال ان جی مهم‌ترین نقش را دارد. در حال حاضر تعداد زیادی فرآیندهای دارای لیسانس در این زمینه موجود است که در نحوه عملکرد باهم تفاوت دارند. البته فرآیندهای دیگری نیز در این زمینه مطرح‌اند که اکثراً یا در حال تحقیق هستند و یا هنوز آزمایش نشده‌اند. اصول پایه‌ای سردسازی و مایع سازی بر مبنای این است که فرآیندی که از سیال مبرد استفاده می‌کند بایستی تا حد ممکن منحنی فرآیند به منحنی‌های سرد کردن و گرم کردن گاز و مبرد نزدیک شده باشد و روی آن‌ها منطبق گردد. این امر باعث تأثیرگذاری بالاتر ترمودینامیکی فرآیند می‌شود که در نتیجه توان مصرفی کمتری در واحد مصرف می‌شود. این امر شامل تمامی فرآیندهای مایع سازی می‌شود. در شکل (۱-۲) یک نمونه از منحنی‌های سرد کردن آورده شده است [۱۱].



شکل (۲-۱) منحنی سرد کردن^۱ [۱۲]

این روش و تجهیزات مورد استفاده نقش اصلی و عمده‌ای را در بهره‌وری، عملیاتی بودن پروژه، مورد اطمینان بودن و همچنین هزینه کل واحد بازی می‌کنند. قسمت مایع سازی یک واحد ال ان جی در حدود ۳۰-۴۰ درصد هزینه‌های کل واحد را در بر می‌گیرد. تجهیزات کلیدی در واحد مایع سازی عبارت‌اند از کمپرسورهای مورد استفاده برای چرخش مبردها در سیکل و همچنین مبدل‌های حرارتی که برای خنک کردن و مایع سازی گاز طبیعی و همچنین تبادل حرارت بین سیال مبرد و گاز استفاده می‌شوند. در واحدهای تازه بهره‌برداری شده ال ان جی در جهان، مبدل‌های حرارتی از لحاظ ابعاد بزرگ‌ترین نوع خود بوده و در بالاترین سطح تکنولوژی هستند.

گاز طبیعی، ترکیبی از اجزای مختلف است و قابلیت مایع شدن در یک رنج وسیع دمایی را دارد. منحنی‌های گرمایی را با کمینه کردن اختلاف دمایی بین گاز در حال سرد شدن و جریان‌های سیال مبرد می‌توان منطبق کرد. این کار تنها با استفاده از بیش از یک مبرد برای جبران و پوشش رنج دمایی و استفاده از سیال مبرد در مراحل فشاری بالاتر برای شکستن و پله پله کردن رنج‌های دمایی و منطبق شدن منحنی انجام می‌پذیرد. ترکیب درصد مبرد مورد استفاده نیز به‌عنوان یک عامل مؤثر دیگر به‌صورت سیال خالص و یا به‌عنوان سیال مخلوط تأثیرگذار است. اگر مبرد سیال مخلوط باشد با توجه به شرایط فرآیند ترکیب درصد آن دچار تغییر خواهد شد.

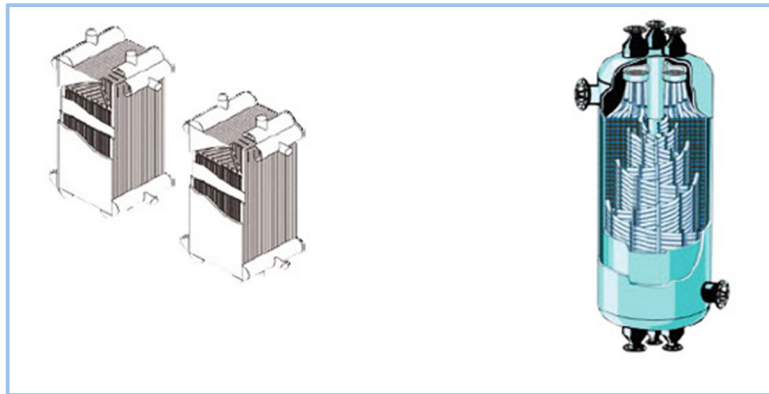
مبدل‌های حرارتی مورد استفاده در واحد نیز، به‌عنوان مثال مبدل‌های لوله مارپیچ^۲ و یا مبدل‌های فین دار صفحه‌ای^۳، دارای سطح حرارتی زیاد و همچنین تعدد زیاد گذر، از نمودار دمای

¹ cooling curve

² Hell flow spiral heat exchanger

³ Plate fin heat exchanger

نزدیکی را فراهم می‌آورند. در ادامه نمایی از این دو مبدل آورده شده است. شکل سمت راست نوع مارییچ و مبدل سمت چپ نیز از مدل صفحه‌ای می‌باشد. در شکل (۳-۱) نمایی از مبدل‌های حرارتی نشان داده شده است.



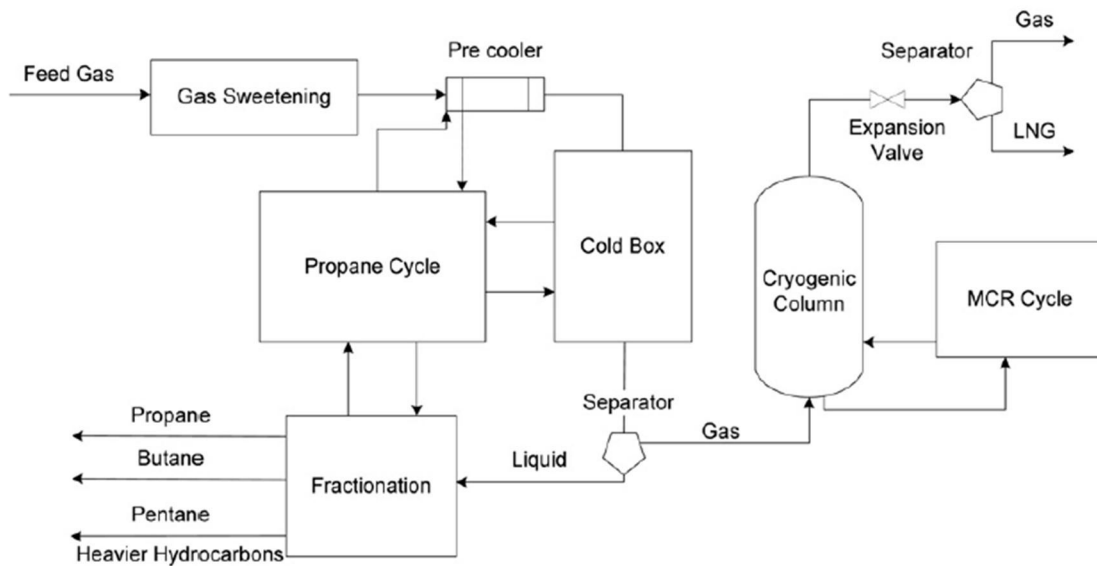
شکل (۳-۱) نمایی از مبدل‌های حرارتی

۹-۱- فرایندهای مورد استفاده در مایع سازی

در این قسمت به معرفی فرایندهای مایع سازی پرداخته می‌شود.

۱-۹-۱- فرآیند APCI propane pre-cooled mixed refrigerant

این فرآیند در بیشتر واحدهای پایه تولیدی ال ان جی در سراسر دنیا به‌طور چشم‌گیری مورد استفاده قرار گرفته است. ظرفیت‌های تولیدی در حدود ۴.۷ میلیون تن در سال تحت لیسانس این فرآیند در دست‌ساخت می‌باشند و یا ساخته شده‌اند. در شکل (۴-۱) این فرآیند به‌صورت قسمتی از یک فرآیند کلی ال ان جی نشان داده شده است.



شکل (۴-۱) فرآیند [13] APCI propane pre-cooled mixed refrigerant

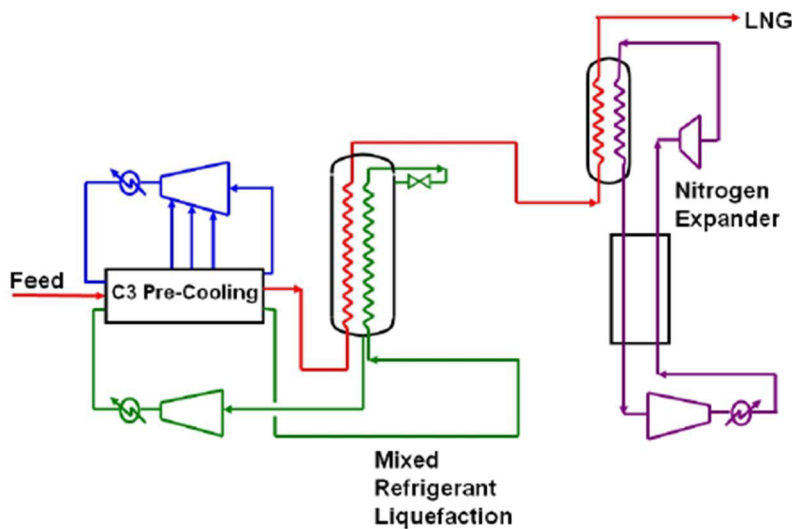
در این فرآیند دو سیکل اصلی سردسازی وجود دارد. سیکل پیش سردسازی از یک مبرد خالص (پروپان) استفاده می‌کند؛ اما بخش مایع سازی و فوق سردسازی از مبردهایی مرکب از نیتروژن و متان و اتان و پروپان استفاده می‌کنند.

سردسازی در مبدل‌های حرارتی با به جوش آمدن پروپان و تبخیر آن در یک استخر در قسمت پوسته و همچنین با جریان‌های گذرا در لوله‌های مبدل‌ها صورت می‌گیرد. یک کمپرسور سانتریفیوژ با جریان‌های کنار گذر، پروپان تبخیر شده را پوشش داده و همچنین آن را در حدود ۱۵-۲۵ بار فشرده می‌کند که با هوا یا آب مایع شده و دوباره به چرخه بازگردانده می‌شود. در سیکل مبرد مخلوط، مبرد به صورت جزئی مایع شده، به جریان‌های مایع و بخار تفکیک می‌شود که برای فوق سردسازی جریان‌های فرآیند و مایع سازی آن‌ها از دمای معمول ۳۵- سانتی‌گراد تا دماهای ۱۵۰- تا ۱۶۰- استفاده می‌شود. این امر در یک مبدل لوله مارپیچ صورت می‌گیرد. که به آن مبدل اصلی سردسازی^۱ (MCHE) نیز گفته می‌شود. این مبدل شامل دو یا سه دسته لوله تعبیه شده در یک پوسته عمودی می‌باشد که گاز و مبردها از قسمت پایینی لوله‌ها وارد و با فشار به سمت بالا جریان می‌یابند. گاز از تمامی دسته لوله‌ها بایستی عبور کند تا کاملاً به حالت مایع در انتهای مبدل درآید. جریان مبرد مخلوط مایع شده پس از عبور از دسته لوله میانی (گرم) جداسازی و پس از عبور از یک شیر ژول تامسون و یا یک منبسط کننده هیدرولیک به قسمت پوسته وارد می‌شود. سپس به صورت رو

^۱ Micro channel heat exchanger

به پایین جریان می‌یابد و تبخیر می‌شود که این امر برای دسته لوله‌های زیرین توده سرد را ایجاد می‌کند. جریان مبرد مخلوط بخار از بالاترین دسته (سردترین دسته) عبور می‌کند و مایع و فوق سرد می‌شود و در عبور از یک شیر ژول تامسون در داخل پوسته و از بالای دسته لوله سرد فلش می‌شود. سپس به سمت پایین جریان می‌یابد برای اینکه کار سردسازی برای دسته لوله بالایی را پس از اختلاط با مبرد مایع که بیشتر برای دسته لوله‌های زیرین بکار می‌رود را، انجام دهد. جریان کلی مبرد مخلوط بخار شده از بالای مبدل MCHE بازیابی می‌شود و توسط کمپرسور تا فشارهای ۴۵-۴۸ بار فشرده می‌شود. مبرد سرد شده و به صورت جزئی در ابتدا توسط آب یا هوا و سپس مبرد پروپان مایع می‌شود و به مبدل حرارتی اصلی MCHE بازیابی می‌شود.

اخیراً اصلاحات تازه‌ای روی این فرآیند صورت گرفته است که البته برای تأسیسات ظرفیت بالای ال ان جی بکار رفته و آن فرآیند APX^۱ می‌باشد که به فرآیند ذکر شده یک مبرد سوم نیز اضافه گردیده است که مراحل فوق سردسازی گاز را خارج از مبدل MCHE انجام می‌دهد [۱۲]. در شکل (۵-۱) فرآیند AP-X نشان داده شده است.



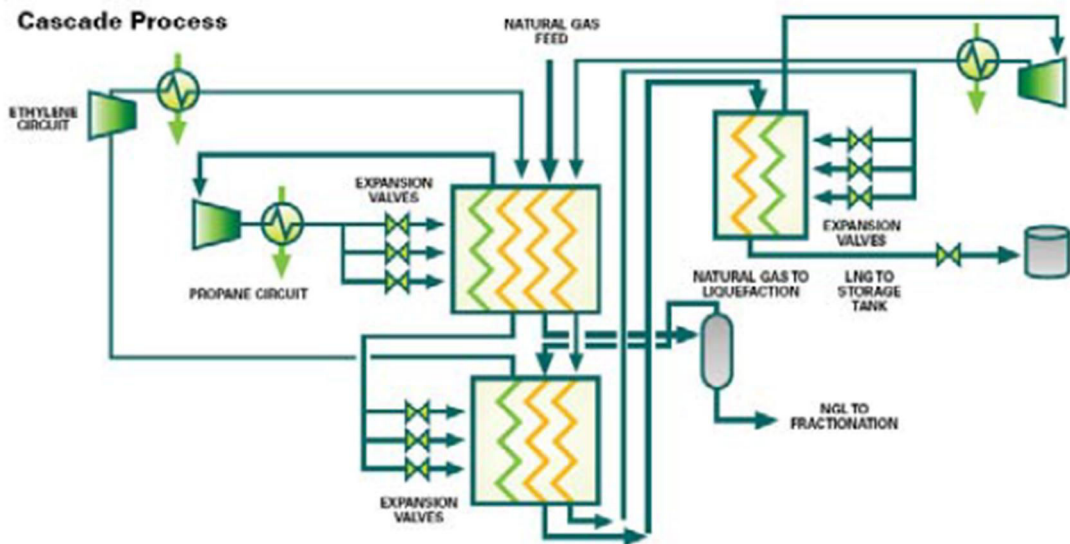
شکل (۵-۱) فرآیند AP-X [۱۴]

۱-۹-۲- فرآیند آبشاری بهینه فیلیپس

این فرآیند نمونه اصلاح شده و کامل شده یک فرآیند قدیمی استفاده شده در یک تأسیسات در

^۱ Amsterdam Power Exchange

آلاسکا در دهه ۶۰ میلادی است که همچنین برای. تأسیسات ال ان جی آتلانتیک در ترینیداد و توباگو و یک واحد ال ان جی دیگر در حال ساخت در مصر مورد استفاده قرار گرفت. ظرفیت این فرآیند از ۳.۳ میلیون تن در سال شروع شده و تا ظرفیت‌های بالاتر در حال احداث ادامه پیدا می‌کند. فرآیند آبشاری بهینه فیلیپس در شکل (۶-۱) نشان داده شده است [۱۵].



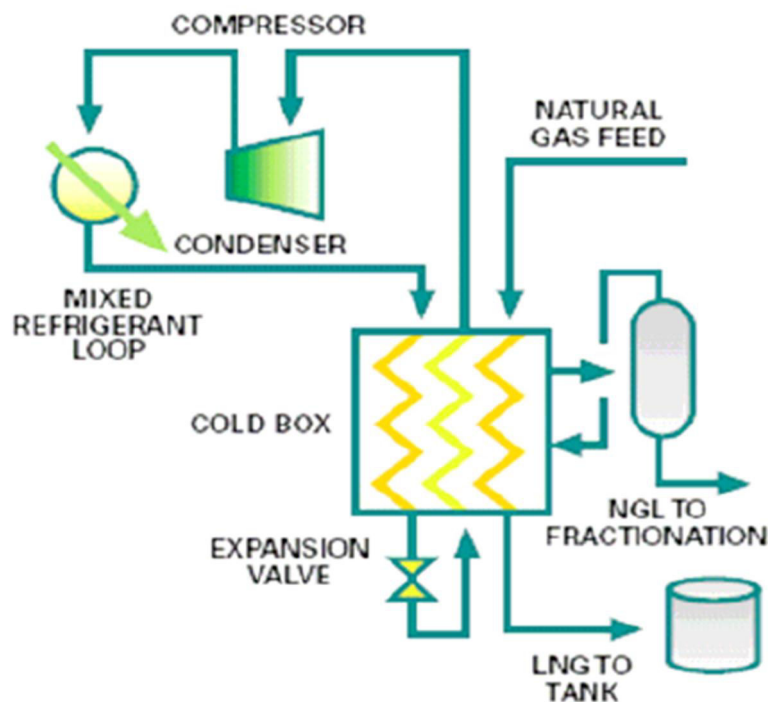
شکل (۶-۱) فرآیند آبشاری بهینه فیلیپس [۱۵]

سردسازی و مایع سازی گاز در فرآیند فیلیپس در یک شمای آبشاری با استفاده از دو یا سه مبرد خالص حاصل می‌شود که عبارت‌اند از پروپان، اتان و متان که هر کدام در یک یا دو سطح فشار مورد استفاده قرار می‌گیرند. این مرحله از تبادل حرارت در یک سری مبدل‌های PFHE^۱ از جنس آلومینیوم مس در جعبه‌های عمودی شکل cold box صورت می‌پذیرد. مرحله پیش سردسازی می‌تواند در یک مبدل کتری شکل هسته درون صورت پذیرد [۱۲].

۱-۹-۳- فرایند Black and Veatch PRICO®

این فرآیند از نوع فرآیندهای مبرد مخلوط تک سیکلی بوده که برای اولین بار در یک تأسیسات ال ان جی در الجزایر به کار برده شد. ظرفیت تولید این فرآیند تا حداکثر ۳.۱ میلیون تن در سال برای یک واحد می‌رسد. در شکل (۷-۱) شمای کلی این فرآیند آورده شده است.

¹ Printed Circuit Heat Exchangers

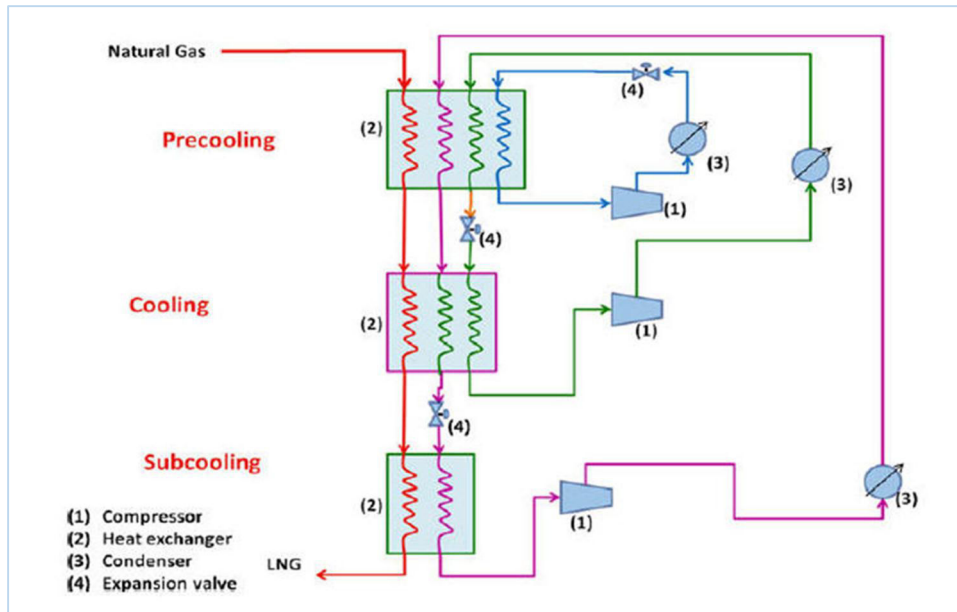


شکل (۷-۱) فرآیند [16] Black and Veatch PRICO®

مبرد مورد استفاده در این فرآیند از نیتروژن، متان، اتان، پروپان و ایزو بوتان تشکیل شده است. فرآیندهای سردسازی و مایع سازی در چندین سطح مختلف فشاری و در مبدل‌های سردساز PFHE صورت می‌گیرد. سیال مبرد فشرده شده و با استفاده از یک مرحله فشرده سازی مجزا در سیکل به چرخش درمی‌آید. در تأسیسات موجود در الجزایر کمپرسورهای محوری که با استفاده از توربین‌های بخار به حرکت درمی‌آیند برای این امر استفاده شده است [۱۶].

۴-۹-۱- فرآیند آبشاری سیال مخلوط (MFCP) Stat oil / Linde

برای این فرآیند از سه مبرد مختلف در قسمت مایع سازی و سردسازی استفاده شده است. در تأسیسات اسنوویت در کشور نروژ از این فرآیند استفاده شده که هنوز در مرحله احداث است. این فرآیند توانایی تولید ۴ میلیون تن در سال محصول را دارد. در شکل (۸-۱) شمای کلی این فرآیند آورده شده است.

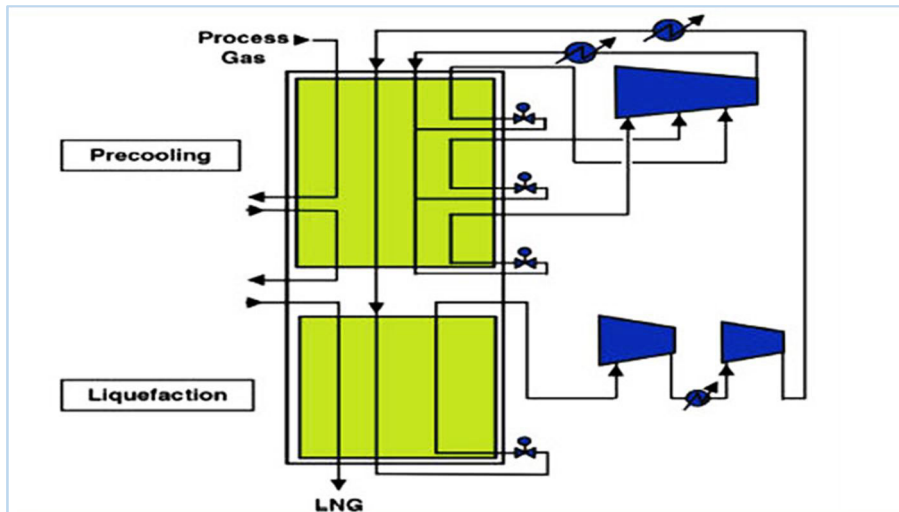


شکل (۸-۱) فرآیند آبشاری سیال مخلوط [۱۲]

مرحله پیش سردسازی در یک مبدل PFHE توسط اولین مبرد صورت می‌گیرد و مراحل مایع سازی و فوق سردسازی نیز در یک مبدل مارپیچ انجام می‌شود. مبدل‌های این مرحله به صورت لایسنس و انحصاری شرکت Linde می‌باشد. همچنین می‌توان این مبدل‌ها را در مرحله پیش سردسازی نیز بکار برد. مبردها نیز از عناصر انتخاب شده‌ای از جمله متان، اتان، پروپان و نیتروژن تشکیل شده‌اند. سیستم‌های فشرده سازی این سه مبرد می‌توانند نیرو محرکه‌های جدا از هم و یا به صورت یکپارچه شده را پوشش دهند. مبدل حرارتی مارپیچ به تنهایی می‌تواند با سایر فرآیندهای مایع سازی و یا به عنوان مبدل جایگزین در فرآیندهای سردسازی قدیمی نیز استفاده شود [۱۲].

۱-۹-۵- فرآیند مایع سازی Axen

این فرآیند از یک مبرد دوجزئی تشکیل شده است که برای تأسیسات جدید ال ان جی با ظرفیت‌های بالای ۶ میلیون تن در سال پیشنهاد می‌شود. شمای این فرآیند در شکل (۹-۱) نشان داده شده است. در این فرآیند تحقیقات با جزئیات بیشتر با استفاده از داده‌های ورودی ارائه شده از طرف فروشندگان صورت می‌گیرد.



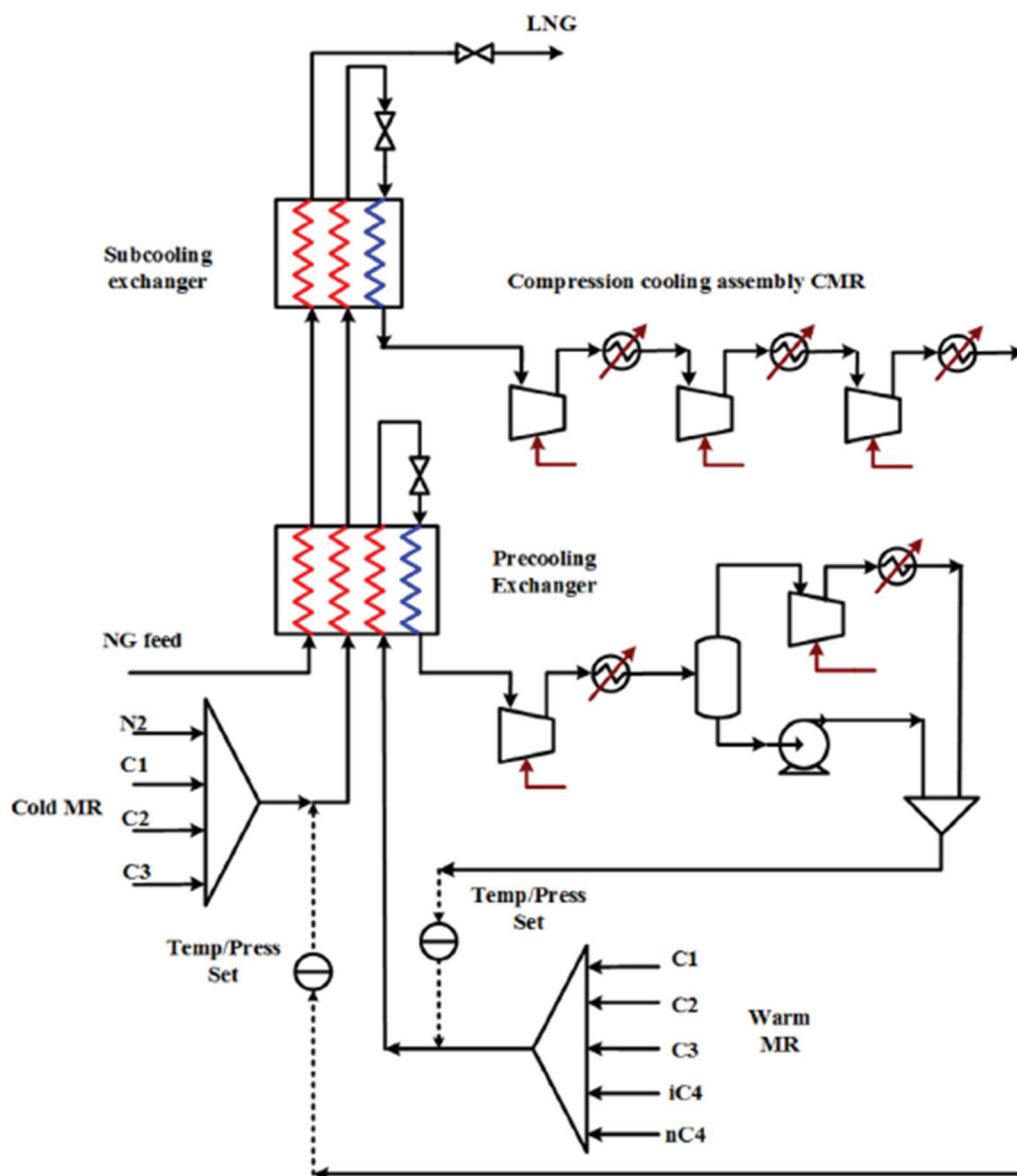
شکل (۹-۱) فرآیند اکسن [۱۲]

تمامی فرآیندهای سردسازی و مایع سازی در مبدل های PFHE انجام می پذیرد. مبردهای این فرآیند از متان، اتان، پروپان، بوتان و نیتروژن تشکیل شده است. مبرد مخلوط مرحله اول در سه مرحله مختلف فشار برای پیش سردسازی گاز فرآیند و پیش سردسازی و مایع کردن مبرد مخلوط مرحله دوم مورد استفاده قرار می گیرند. مبرد مخلوط مرحله دوم نیز برای مایع کردن و فوق سردسازی گاز فرآیند استفاده می شود. در صورت انتخاب درصد ترکیب مناسب در مبرد مخلوط مرحله پیش سردسازی می توان دمای گاز را تا دماهای پایین تر از -60 درجه سانتی گراد رساند. [۱۲].

۱-۹-۶- فرایند مبرد مختلط دوگانه شرکت Shell^۱

این فرآیند از مبرد مخلوط دوگانه استفاده می کند که برای اولین بار در پروژه. تأسیسات جزیره سخالین با ظرفیت بالغ بر ۸.۴ میلیون تن در سال راه اندازی شد. سازوکار فرآیند مشابه با فرآیند پیش سردساز پروپان می باشد با این تفاوت که در این فرآیند از یک سیال مبرد مخلوط (عمدتاً از اتان و پروپان) برای پیش سردسازی استفاده می شود. تفاوت اصلی دیگر موجود نیز در این فرآیند پیش سردسازی در یک مبدل مارپیچ است که در فرآیند پروپان در مبدل های کتری شکل صورت می گرفت. فرآیند مبرد مخلوط دوگانه شرکت شل در شکل (۱-۱۰) نشان داده است [17].

^۱ DMR



شکل (۱-۱۰) فرآیند مبرد مخلوط دوگانه شرکت شل [۱۷]

فصل ۲: فرآیندهای مورد استفاده

در مینی ال ان جی

۱-۲- سیکل‌های تبرید مورد استفاده در صنایع گاز

به‌طور کلی سیکل‌های تبرید مورد استفاده در صنایع گاز عبارت‌اند از: سیکل‌های ژول-تامسون، سیکل‌های تبرید همراه با توربوآکسپندر، سیکل‌های تبرید آبخاری و سیکل‌های تبرید مبرد مختلط.

۱-۱-۲- سیکل‌های تبرید ژول-تامسون

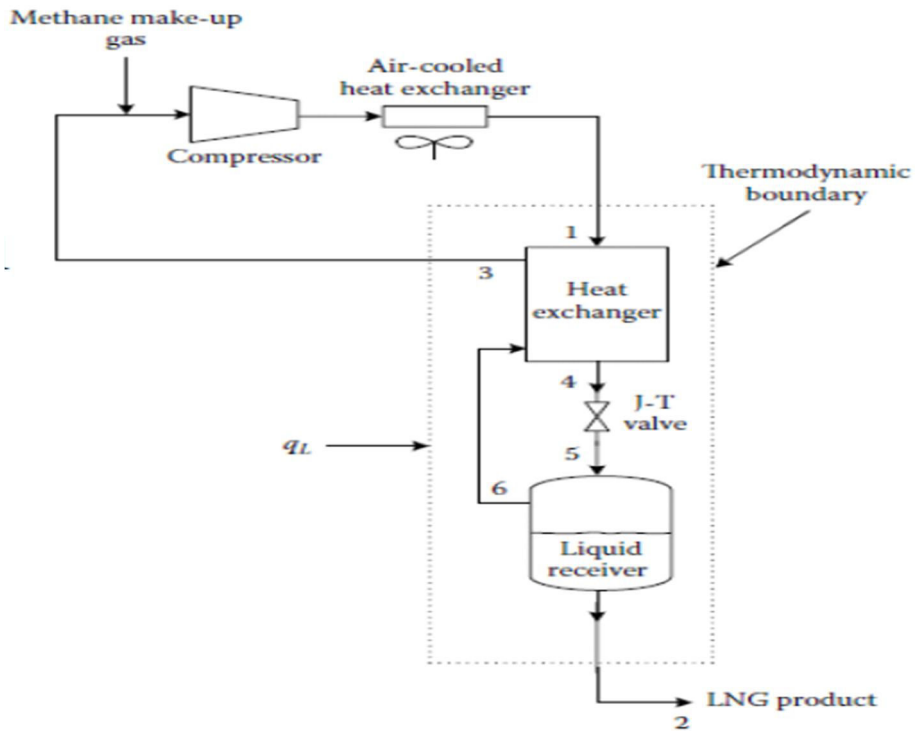
اثر ژول - تامسون تغییر دمای یک سیال را زمانی که به‌صورت آدیباتیک از یک فشار بالاتر به فشار پایین‌تر منبسط می‌شود، توصیف می‌کند. این فرآیند یک فرآیند برگشت‌ناپذیر است که از پتانسیل سیال برای تولید کار خارجی استفاده نمی‌شود. در این فرآیند ضریب ژول-تامسون برای توصیف تغییر دمای سیال به‌صورت زیر تعریف می‌شود:

$$\mu = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_h \quad (1-2)$$

برای یک گاز ایده آل^۱ ضریب ژول - تامسون برابر صفر است بنابراین گازهای ایده آل در طی فرآیند ژول-تامسون تغییر دمایی نخواهند داشت. برای یک گاز واقعی ضریب ژول-تامسون می‌تواند مثبت و یا منفی باشد. شکل (۱-۲) تصویری از یک سیال تبرید ساده ژول-تامسون را نشان می‌دهد. در این سیکل ابتدا گاز فشرده می‌شود و سپس وارد یک مبدل حرارتی شده و بعد از آن از یک شیر انبساط عبور می‌کند. گاز پس از انبساط سرد می‌شود. برای مثال اگر گاز متان باشد و از فشار ۱۰۱ بار به فشار ۱ بار منبسط شود، حدوداً ۴۷ درجه سانتی‌گراد دمایش کاهش می‌یابد اما به مایع تبدیل نمی‌شود. برای کاهش دمای بیشتر و میعان، گاز سرد کم‌فشار برای فشرده‌سازی مجدد و سپس سردسازی برگشت داده می‌شود. این گاز سرد و کم‌فشار دمای گاز پرفشار قبل از شیر انبساط را پایین می‌آورد و در نتیجه کاهش دمای بیشتری در فرآیند انبساط دارد. با ادامه این سیکل دمای گاز مرحله‌به‌مرحله کاهش پیدا می‌کند. پس از تبدیل گاز به مایع، مایع به‌عنوان محصول در ظرف دریافت‌کننده از گاز جدا می‌شود. برای تبدیل فرآیند به یک فرآیند پایا، گاز جبرانی^۲ به جریان ورودی به کمپرسور اضافه می‌شود [۱۷].

¹ PV-RT

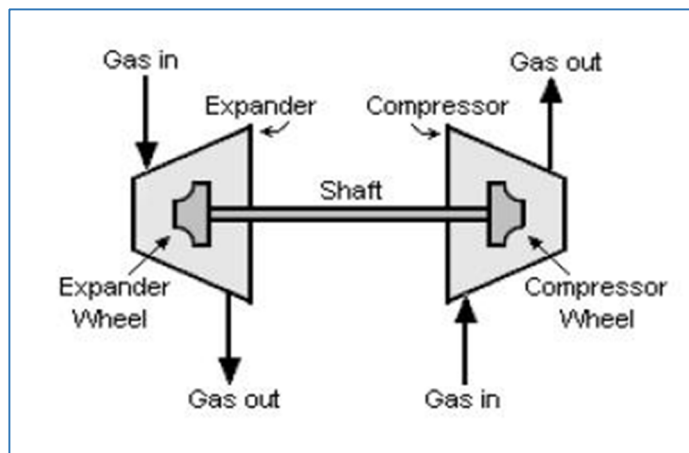
² Methane Make-up Gas



شکل (۱-۲) سیکل تبرید ساده ژول-تامسون

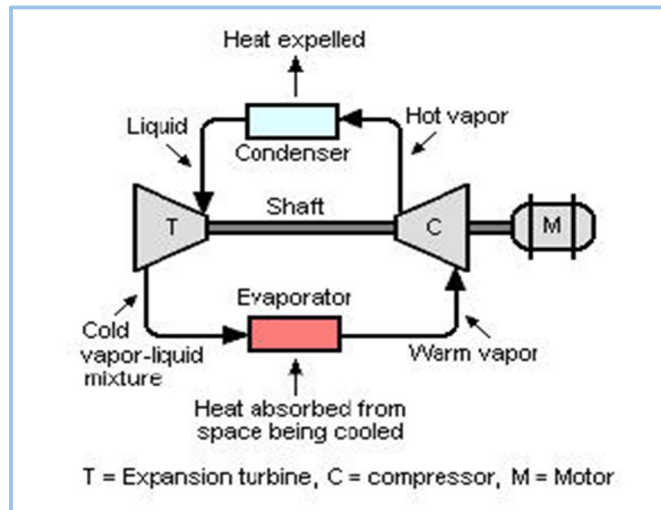
۲-۱-۲- سیکل‌های تبرید همراه با توربواکسپندر

توربواکسپندر توربینی است که با عبور گاز پرفشار از آن و انبساط آن کار خارجی تولید می‌شود که عموماً برای راندن یک کمپرسور مورد استفاده قرار می‌گیرد. در شکل (۲-۲) نمایی از یک توربواکسپندر نشان داده شده است.



شکل (۲-۲) نمایی از یک توربواکسپندر

شکل (۳-۲) یک سیکل تبرید که از توربواکسپندر استفاده می‌کند، نشان می‌دهد. در این سیکل ابتدا بخار مبرد در کمپرسور فشرده می‌شود و در نتیجه دمایش افزایش می‌یابد. سپس این بخار متراکم و گرم در کندانسور به مایع تبدیل می‌شود. مایع مبرد با عبور از توربواکسپندر منبسط و سرد می‌شود. جریان خروجی از توربواکسپندر یک مخلوط دوفازی است. این مخلوط با عبور از تبخیرکننده کاملاً به بخار تبدیل شده و وارد کمپرسور می‌شود [18].

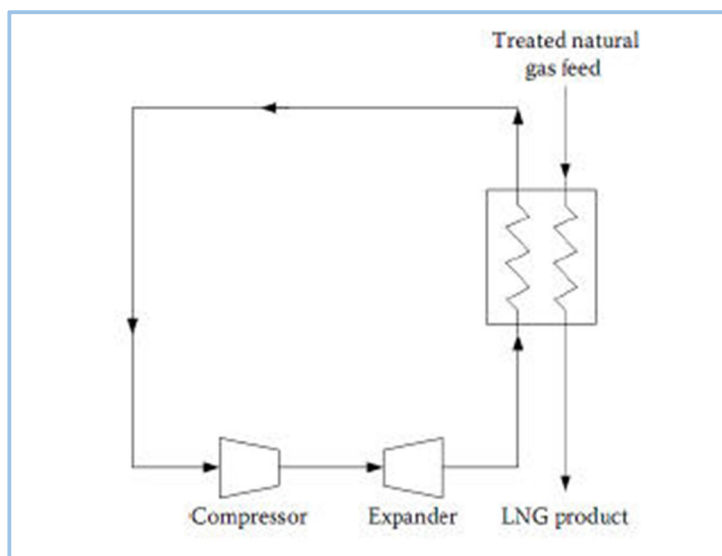


شکل (۳-۲) نمایی از یک سیکل تبرید که از توربواکسپندر استفاده می‌کند

سیکل‌های تبریدی که از توربواکسپندر استفاده می‌کنند، به دو دسته کلی سیکل‌های بسته و باز تقسیم می‌شوند.

۱-۲-۱-۲- سیکل‌های بسته

در یک سیکل، سیالی که منبسط می‌شود همان سیالی نیست که باید مایع شود. نیتروژن یکی از مواد پرکاربرد برای استفاده در این سیکل‌ها است. شکل (۴-۲) نمایی از یک سیکل بسته را نشان می‌دهد.

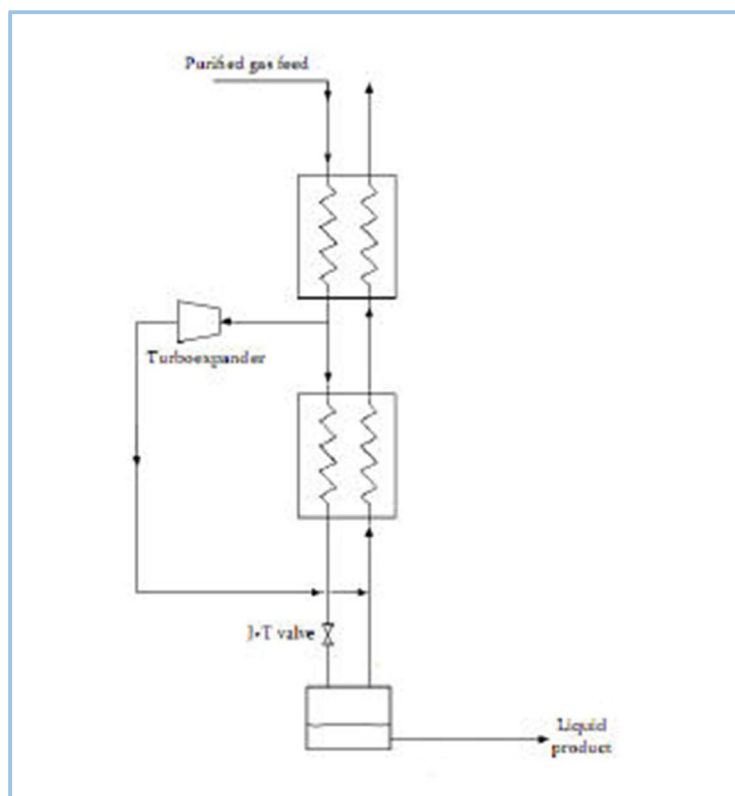


شکل (۲-۴) نمایی از یک سیکل بسته تبرید

سیکل‌های بسته چند مزیت نسبت به سیکل‌های باز دارند. اول اینکه اگر در سیکل‌های بسته از نیتروژن به‌عنوان مبرد استفاده شود، ایمنی فرآیند افزایش می‌یابد، زیرا سیکل‌های بسته تعداد واحدهای فرآیندی را که از گاز طبیعی اشتعال‌پذیر استفاده می‌کنند، کاهش می‌دهند. همچنین راه‌اندازی و توقف عملیات سیکل‌های بسته راحت‌تر و ارزان‌تر از سیکل‌های باز است. درنهایت اینکه در سیکل‌های بسته چون گاز طبیعی از اکسپندر عبور نمی‌کند، فرآیند خالص‌سازی گاز خیلی بحرانی نیست، زیرا گازی که از اکسپندر عبور می‌کند که باید عاری از ذرات مایع باشد که به توربین آسیب نرساند [۱۸].

۲-۲-۱-۲- سیکل‌های باز

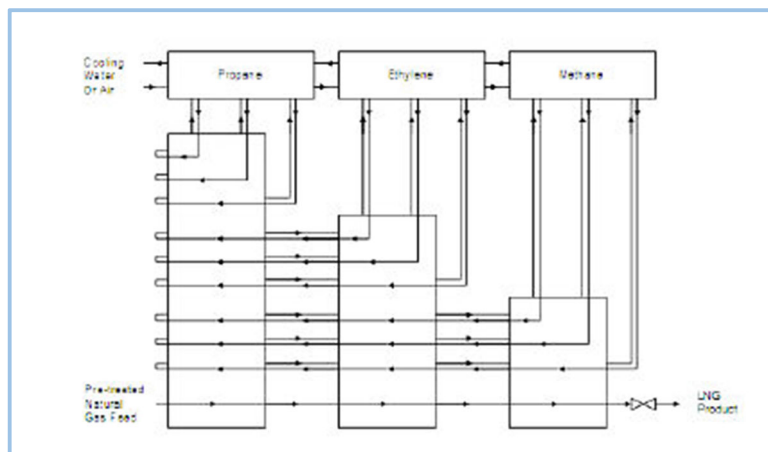
در یک سیکل باز سیالی که منبسط می‌شود، همان سیالی است که باید مایع شود. این سیکل‌ها این مزیت را نسبت به سیکل‌های بسته دارند که پیچیدگی کمتری دارند. شکل (۲-۵) نمایی از یک سیکل باز نشان داده شده است [۱۸].



شکل (۲-۵) نمایی از یک سیکل باز تبرید

۲-۱-۳- سیکل‌های تبرید آبشاری

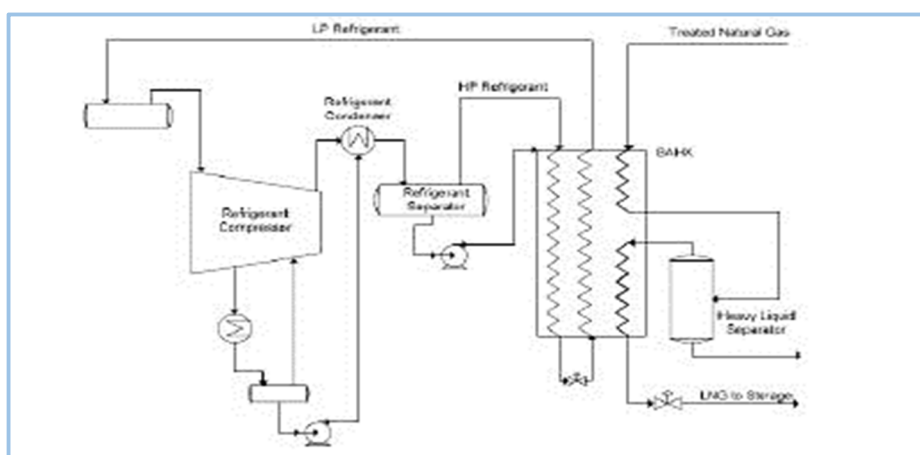
در سیکل‌های تبرید آبشاری از چند مبرد (معمولاً سه مبرد) به صورت جداگانه استفاده می‌شود. سیکل تبرید آبشاری در شکل (۲-۶) نشان داده شده است. در این سیکل از مبردهای جدا در هر سیکل استفاده می‌شود. معمولاً پروپان، اتیلن و متان به عنوان مبرد در این سیکل‌ها استفاده می‌شوند. بازده ترمودینامیکی در یک فرایند مایع سازی به فاصله منحنی سرد شدن گاز طبیعی و گرم شدن مبرد بستگی دارد. هرچه منحنی سرد شدن گاز طبیعی به منحنی گرم شدن مبرد نزدیک‌تر باشد، بازده فرآیند بیشتر است. دو راهکار برای افزایش بازده ترمودینامیکی وجود دارد که شامل استفاده از مبرد مختلط و پیش سرد کردن مبرد می‌باشد [۱۹].



شکل (۶-۲) سیکل تبرید آبشاری

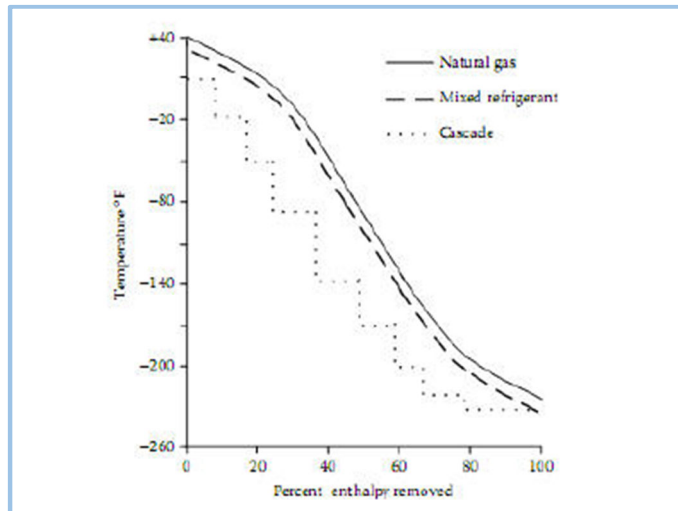
۴-۱-۲- سیکل‌های تبرید مبرد مختلط

با گذشت زمان و برای بهبود بازده ترمودینامیکی از مبردهای مختلط استفاده می‌شود. این سیستم از ترکیب نیتروژن، متان، اتان، پروپان، بوتان و پنتان استفاده می‌کند. این مبردها طوری انتخاب می‌شوند که منحنی گرم شدن آن‌ها با منحنی سرد شدن گازی که قرار است مایع گردد، منطبق باشد. این فرآیند معکوس یک سیکل رانکین است که شامل مراحل فشرده‌سازی، سردسازی، میعان (در دمای بالا)، انبساط و تبخیر (در دمای پایین است). این فرآیند می‌تواند با استفاده از پیش سردکن یا بدون آن انجام گردد. شکل (۷-۲) یک فرآیند تبرید به کمک مبرد مختلط را نشان می‌دهد.



شکل (۷-۲) فرآیند تبرید به کمک مبرد مختلط

شکل (۸-۲) منحنی ترکیبی^۱ فرآیندهای تبرید آبشاری و مبرد مختلط را نشان می‌دهد. همان‌طور که از شکل مشخص است، با کمک مبرد مختلط فاصله بین منحنی سرد شدن گاز طبیعی و گرم شدن مبرد کاهش می‌یابد و در نتیجه بازده ترمودینامیکی فرآیند تبرید افزایش خواهد یافت.



شکل (۸-۲) منحنی ترکیبی فرآیندهای تبرید آبشاری و مبرد مختلط

سیکل‌هایی که از مبرد مختلط استفاده می‌کنند، نسبت به سیکل‌های تبرید آبشاری دو مزیت عمده دارند، سیکل‌های مبرد مختلط معمولاً از یک کمپرسور استفاده می‌کنند، درحالی‌که سیکل‌های آبشاری با توجه به تعداد مبردها از دو و یا سه کمپرسور استفاده می‌کنند، در نتیجه سیکل‌های مبرد مختلط نسبت به سیکل‌های آبشاری پیچیدگی زیادی ندارند. علاوه بر این، می‌توان با تغییر ترکیب مبرد مختلط بازده ترمودینامیک فرآیند تبرید را افزایش داد؛ درحالی‌که در سیکل‌های آبشاری این چنین امکانی وجود ندارد. با وجود مزیت‌های ذکر شده برای سیکل‌های مبرد مختلط، این سیکل‌ها نیاز به تجهیزاتی برای بازیابی، ذخیره‌سازی و ترکیب مبردها دارند [۲۰].

¹ Composit Curve

۲-۲- فرآیندهای تبرید مورد استفاده در واحدهای مینی ال ان جی

در بین فرآیندهای ذکر شده از سیکل‌های ژول- تامسون به دلیل بازده پایین و از سیکل‌های تبرید آبشاری به دلیل هزینه‌های بالای اولیه^۱ (به دلیل تعداد تجهیزات بیشتر)، هزینه‌های جاری^۲ زیاد (به دلیل مصرف انرژی بالا) و همچنین پیچیدگی فرآیند، برای واحدهای کوچک ال ان جی استفاده نمی‌شود. سیکل‌های تبرید آبشاری یکی از گزینه‌های مناسب برای واحدهای بزرگ ال ان جی هستند. از طرف دیگر سیکل‌های تبرید مبرد مختلط و توربوواکسپندر می‌توانند گزینه مناسبی برای استفاده در واحدهای کوچک ال ان جی باشند. شرکت‌های متعددی در سراسر دنیا فرآیندهایی را برای استفاده در واحدهای کوچک ال ان جی ارائه کرده‌اند که به آن‌ها پرداخته می‌شود [۲۱].

۱-۲-۲- سیکل‌های تبرید مبرد مختلط

در جدول (۱-۲) لیست مهم‌ترین شرکت‌های صاحب فناوری در زمینه سیکل‌های مبرد مختلط برای واحدهای ال ان جی در مقیاس کوچک به همراه فرآیند ارائه شده از سوی آن‌ها آمده است. لازم به ذکر است که در این فرآیندها مبرد در دو فاز مایع و بخار وجود دارد.

جدول (۱-۲) شرکت‌های صاحب فناوری در زمینه سیکل‌های تبرید مبرد مختلط [۲]

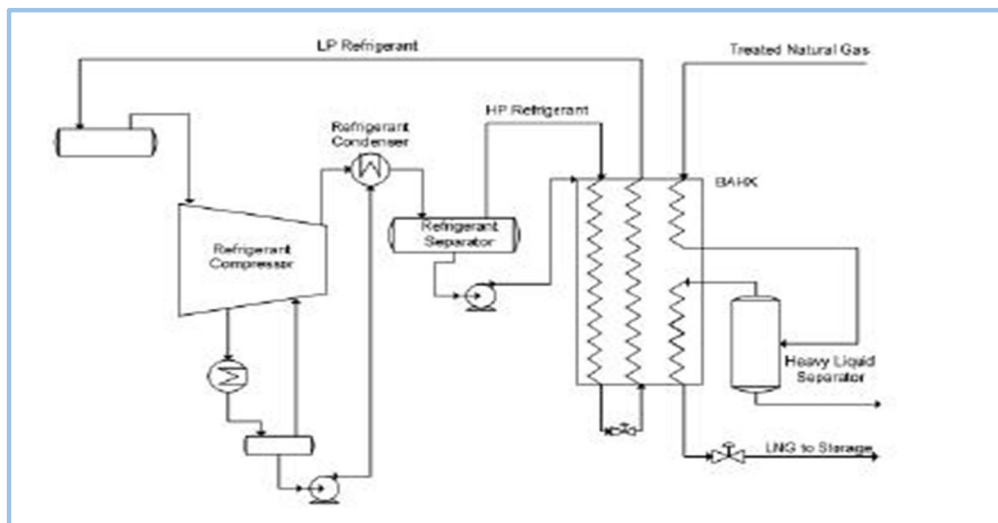
نام شرکت	نام فرآیند
Black & Veatch	PRICO
APCI	AP-M
Linde	LiMuM
Kryopak	PCMR
LNG Limited	OSMR

^۱ CAPEX

^۲ OPEX

۲-۱-۲-۲- فرآیند PRICO

این فرآیند که محصول شرکت Black & Veatch است و از یک سیکل تشکیل شده است. مبرد مختلط در این فرآیند مخلوطی از متان، اتان، پروپان، بوتان، نیتروژن و در مواردی ایزوپنتان است. مبدل حرارتی اصلی^۱ در این سیکل از نوع آلومینیومی لحیم شده^۲ است که درون محفظه سرما^۳ است. همان طور که در شکل (۲-۹) مشاهده می شود، مبرد مختلط در کمپرسور فشرده شده، سپس در کولر خنک می گردد و وارد تفکیک گر می شود. فاز گاز مبرد مختلط دوباره وارد کمپرسور شده و فشرده می شود و سپس در کندانسور به مایع تبدیل می گردد و با فاز مایع مبرد مختلط که از تفکیک گر پمپ و مخلوط شده و در تفکیک به دو فاز مایع و بخار تبدیل می شود و هر دو فاز وارد مبدل حرارتی خواهند شد. از طرف دیگر گاز طبیعی وارد مبدل حرارتی می شود. در حین عملیات مایع شدن گاز طبیعی، اگر مایعات سنگینی وجود داشته باشند در تفکیک گر از گاز جداسده و گاز دوباره وارد مبدل شده و با تبادل حرارت با مبرد به ال ان جی تبدیل می شود. [۱۶].



شکل (۲-۹) نمایی از فرآیند Prico

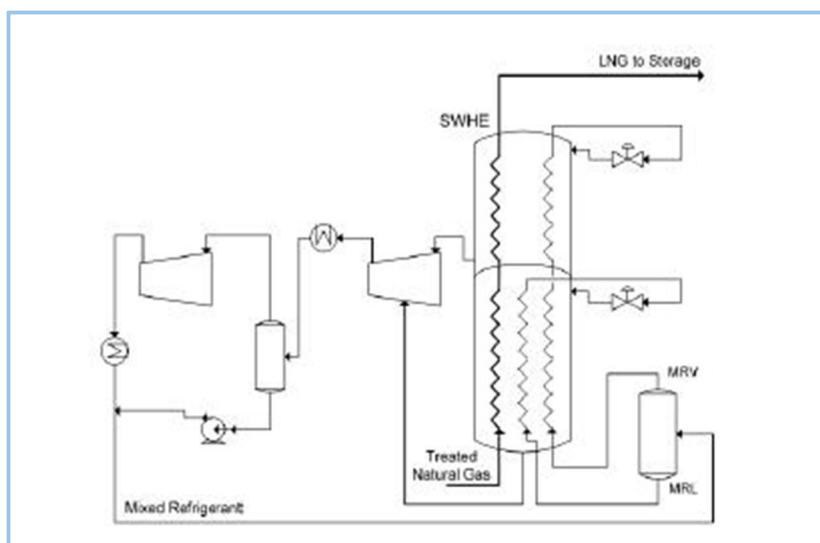
۲-۱-۲-۳- فرآیند AP-m

¹ Main Heat Exchanger

² Brazed Aluminum Heat Exchanger (BAHE)

³ Cold Box

این فرایند محصول شرکت APCI است. مبدل گرمایی در این فرآیند از نوع مارپیچی^۱ است. در این فرآیند مبرد مختلط در دو سطح فشاری متفاوت تبخیر می‌شود. نمایی از این فرآیند در شکل (۲-۱۰) مشاهده می‌شود. در این فرآیند مبرد مختلط ابتدا در کمپرسور فشرده می‌شود، سپس در کولر خنک شده و وارد تفکیک گر می‌شود. فاز گاز مبرد مختلط پس از فشرده سازی مجدد خنک می‌شود و به جریان فاز مایع مبرد که در کولر خنک شده، اضافه می‌شود. مبرد سپس وارد تفکیک گر دوم می‌شود و فاز مایع و بخار تفکیک گر به صورت جداگانه وارد مبدل حرارتی می‌شوند. از طرف نیز گاز طبیعی وارد مبدل حرارتی شده و در نهایت به ال ان جی تبدیل می‌شود. [2, 3]



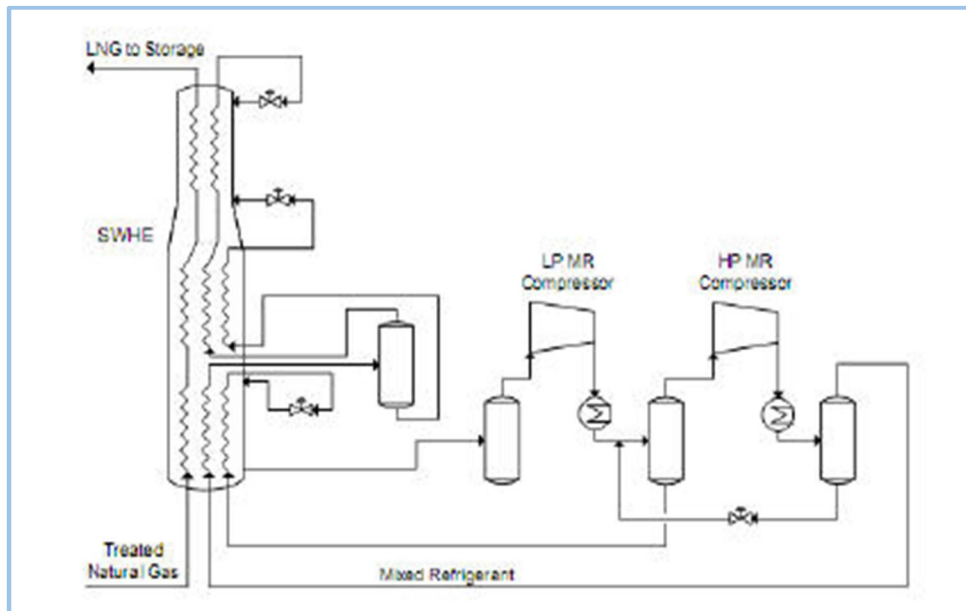
شکل (۲-۱۰) فرآیند AP-M [۳]

۲-۱-۲-۴- فرایند LiMuM

این فرآیند محصول شرکت Linde است. در این فرآیند از مبدل حرارتی مارپیچی استفاده شده است و مبرد مختلط در سه مرحله پیش سرد کردن، فوق سرد کردن و مایع کردن، گاز طبیعی را به ال ان جی تبدیل می‌کند. این فرآیند در واحد مینی ال ان جی Shan Shan چین به ظرفیت ۰/۴۳ میلیون تن در سال استفاده شده است. مبرد مختلط ابتدا در کمپرسور فشرده می‌شود، سپس در کولر سرد شده و وارد تفکیک گر می‌شود. فاز گاز دوباره فشرده و سرد شده و وارد تفکیک گر دوم می‌شود. فاز گرم مبرد از تفکیک گر دوم وارد مبدل حرارتی می‌گردد. فاز مایع مبرد از تفکیک گر اول نیز وارد مبدل حرارتی می‌شود. گاز طبیعی نیز از سوی دیگر وارد مبدل حرارتی شده و در نهایت به ال ن جی

^۱ Spiral Wound Heat Exchanger (SWHE)

تبدیل می‌شود [2, 3]. شکل (۱۱-۲) نمایی از فرآیند LiMuM را نمایش می‌دهد.

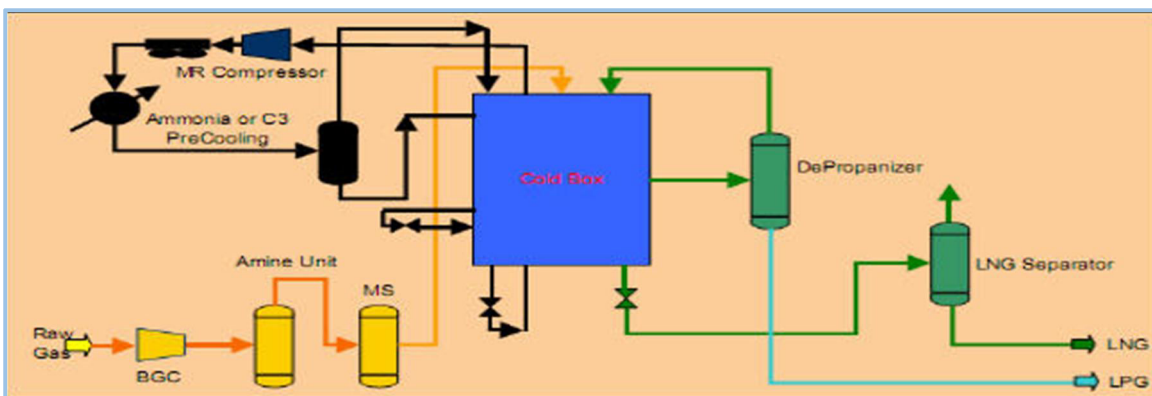


شکل (۱۱-۲) نمایی از فرآیند LiMuM [۳]

۲-۱-۵-۲- فرآیند PCMR

این فرآیند که محصول شرکت Kryopak است، از یک مرحله پیش سرد کردن (با پروپان یا آمونیاک) و سپس یک سیکل تبرید مبرد مختلط تشکیل شده است. در این فرآیند مبرد ترکیبی از نیتروژن، متان، اتان، پروپان و بوتان می‌باشد. مبدل حرارتی در این فرآیند از نوع آلومینیومی لحیم شده است. این فرآیند در چندین واحد مینی ال ان جی با ظرفیت کمتر از ۰/۱ میلیون تن در سال استفاده شده است. مطابق شکل ۴-۱۲ مبرد مختلط ابتدا در کمپرسور فشرده‌سازی شده و سپس در یک کولر توسط آمونیاک یا پروپان خنک می‌شود. در مرحله بعد مبرد وارد تفکیک‌گر شده و دو فاز مایع و گاز مبرد به‌صورت جداگانه وارد مبدل حرارتی می‌شوند. از طرف دیگر گاز طبیعی وارد مبدل حرارتی شده و پس از جدا شدن هیدروکربن‌های سنگین ال پی جی^۱ به ال ان جی تبدیل می‌گردد [۲۲]. شکل (۱۲-۲) فرآیند PCMR نشان می‌دهد.

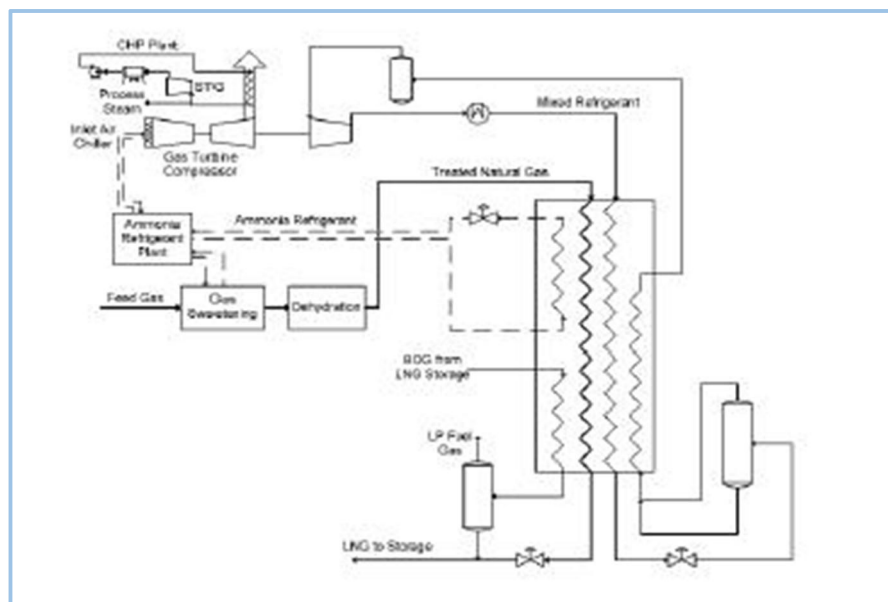
^۱ LPG



شکل (۱۲-۲) نمایی از فرآیند PCMR [۲۲]

۲-۱-۶-۲ فرآیند OSMR

این فرآیند محصول شرکت LMG Limited است. این فرآیند یک سیکل تبرید مبرد مختلط است که با یک فرآیند جذب آمونیاک همراه می‌باشد. استفاده از فرآیند جذب آمونیاک موجب افزایش بازده فرآیند، افزایش محصول (ال ان جی) و همچنین کاهش اندازه محفظه سرما می‌شود. این فرآیند در واحد ال ان جی Fisherman's Landing استرالیا استفاده شده است. نمایی از این فرآیند در شکل (۱۳-۲) نشان داده شده است [۲، ۳].



شکل (۱۳-۲) فرآیند OSMR [۳]

۲-۲-۲- سیکل‌های تبرید همراه با توربوآکسپندر

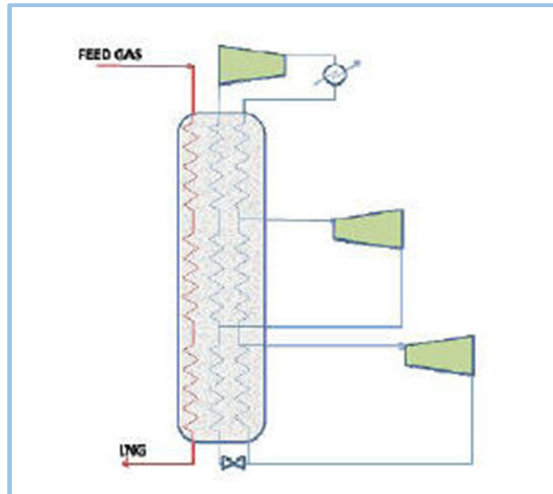
علاوه بر سیکل‌های تبرید مبرد مختلط، سیکل‌های تبرید همراه با توربوآکسپندر کاربرد زیادی در واحدهای مینی ال ان جی دارند. اساس کار این دسته از فرآیندها بر اساس انبساط نیتروژن و یا گاز طبیعی است. در جدول (۲-۲) لیست مهم‌ترین شرکت‌های صاحب فناوری در زمینه سیکل‌های تبرید به همراه توربوآکسپندر برای واحدهای ال ان جی در مقیاس کوچک به همراه فرآیند ارائه شده از سوی آن‌ها آمده است. لازم به ذکر است که در این فرآیندها مبرد تنها در فاز بخار وجود دارد.

جدول (۲-۲) شرکت‌های صاحب فناوری در زمینه سیکل‌های تبرید به همراه توربوآکسپندر [۲، ۳]

نام شرکت	نام فرآیند
APCI	Nitrogen Expansion
	Propane Precooling
Mustang	NDX-1
	OCX-2
	OCX-R
CRYOSTAR	EcoRel
CB&I Lummus	Niche
Kryopak	EXP
Hamworthy	Nitrogen Expansion
BHP	Dual nitrogen expander
Statoil	Dual nitrogen expander

۲-۲-۲-۱- فرآیند Nitrogen Expansion (AOCI)

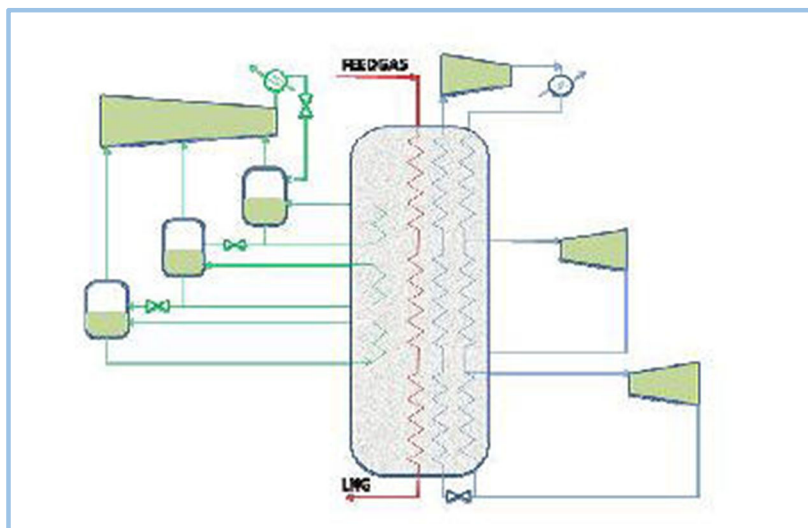
فرآیندهای زیادی از نیتروژن به‌عنوان مبرد برای مایع سازی گاز طبیعی استفاده می‌کنند. در برخی از این فرآیندها از یک مرحله پیش سردسازی برای افزایش بازده فرایند استفاده می‌شود. در فرآیند پیشنهادی از سوی شرکت APCI ابتدا نیتروژن توسط کمپرسور فشرده‌سازی شده و در مبدل حرارتی چند جریان می‌شود. سپس در دو نقطه از مبدل برای افزایش راندمان فرآیند، نیتروژن در دو توربین جداگانه منبسط می‌شود و دوباره به مبدل باز می‌گردد. از طرف دیگر گاز طبیعی وارد مبدل حرارتی شده و در اثر تبادل حرارت با نیتروژن به مایع تبدیل می‌شود [۲]. فرآیند Nitrogen Expansion (APCI) در شکل (۲-۱۴) نشان داده شده است.



شکل (۲-۱۴) فرآیند Nitrogen Expansion (APCI)

۲-۲-۲-۲ فرآیند Propane Precooling

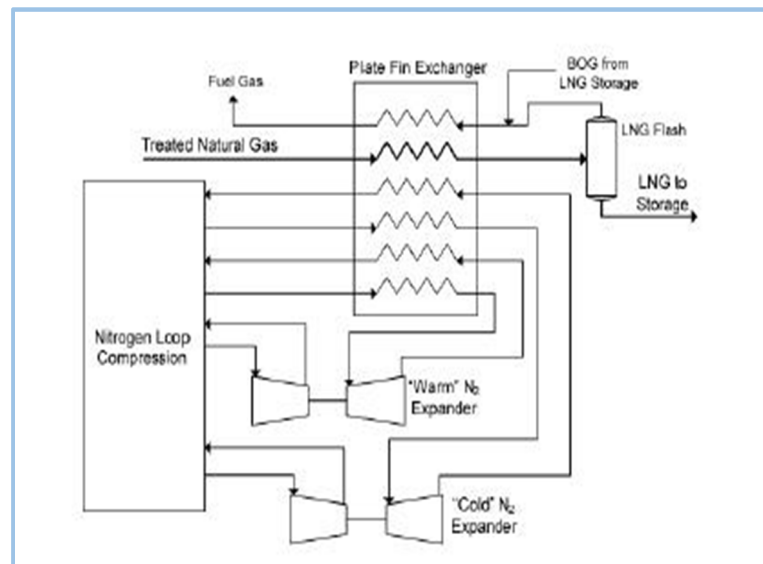
این فرآیند همان فرآیند قبلی است، با این تفاوت که برای افزایش راندمان فرآیند مایع سازی گاز طبیعی از یک مرحله پیش سردسازی با پروپان استفاده شده است [۲, ۳]. نمایی از این فرآیند در شکل (۲-۱۵) نمایش داده شده است.



شکل (۲-۱۵) فرآیند Propane Precooling [۳]

۳-۲-۲-۲- فرآیند NDX-1

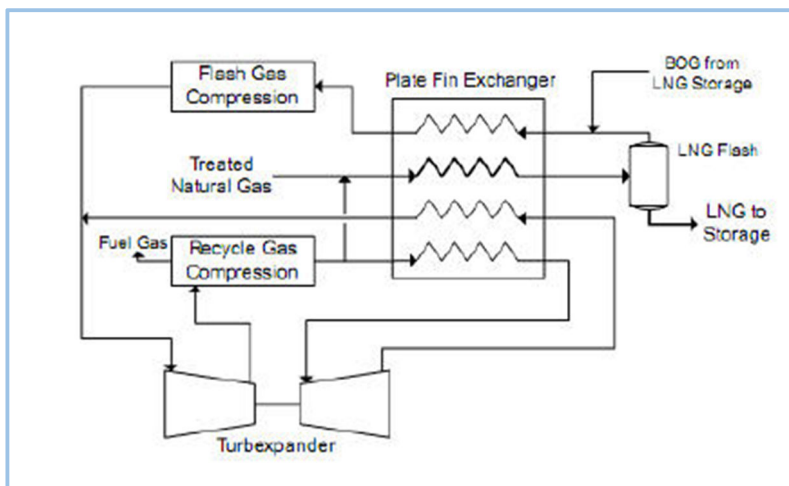
این فرآیند که توسط شرکت MUSTANG پیشنهاد شده است، از انبساط نیتروژن به‌عنوان مبرد برای مایع‌سازی گاز طبیعی استفاده می‌کند. در این فرآیند نیتروژن پس از فشرده‌سازی از دو نقطه وارد مبدل حرارتی می‌شود و همچنین در دو نقطه برای انبساط در توربین از مبدل خارج شده و دوباره وارد آن می‌شود. گاز طبیعی نیز از سوی دیگر وارد مبدل حرارتی شده و پس از تبادل حرارت با نیتروژن از آن خارج می‌شود. در مرحله آخر گاز طبیعی مایع‌فلش می‌شود و ال ان جی تولیدی برای ذخیره مخازن ذخیره فرستاده می‌شود [۲، ۳]. فرآیند NDX-1 در شکل (۲-۱۶) نمایش داده شده است.



شکل (۲-۱۶) فرآیند NDX-1 [۳]

۴-۲-۲-۲- فرآیند OCX-2

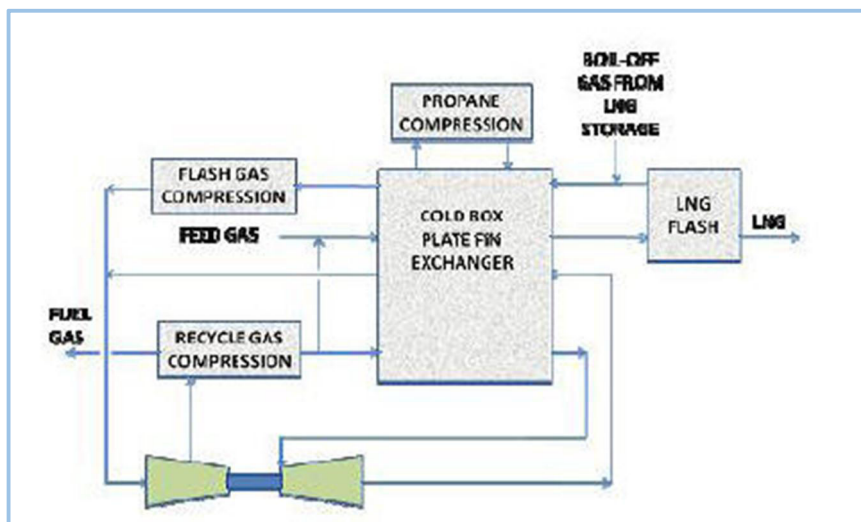
در این فرآیند که از سوی شرکت Mustang ارائه شده است از گاز طبیعی ورودی به‌عنوان مبرد استفاده می‌شود. همان‌طور که در شکل (۲-۱۷) مشاهده می‌شود، بخشی از گاز طبیعی سرد که در مرحله فلش از ال ان جی جدا می‌شود، وارد مبدل حرارتی می‌گردد. گاز سپس متراکم شده و پس از عبور از توربین و کاهش دما دوباره وارد مبدل شده و به‌عنوان مبرد باعث مایع شدن گاز طبیعی و تولید ال ان جی می‌شود. از آنجایی که در این فرآیند از نیتروژن به‌عنوان مبرد استفاده نمی‌شود، نیازی به مخازن ذخیره ویژه برای مبرد وجود ندارد [۲، ۳].



شکل (۱۷-۲) فرآیند OCX-2 [۳]

فرآیند OCX-R - ۵-۲-۲-۲

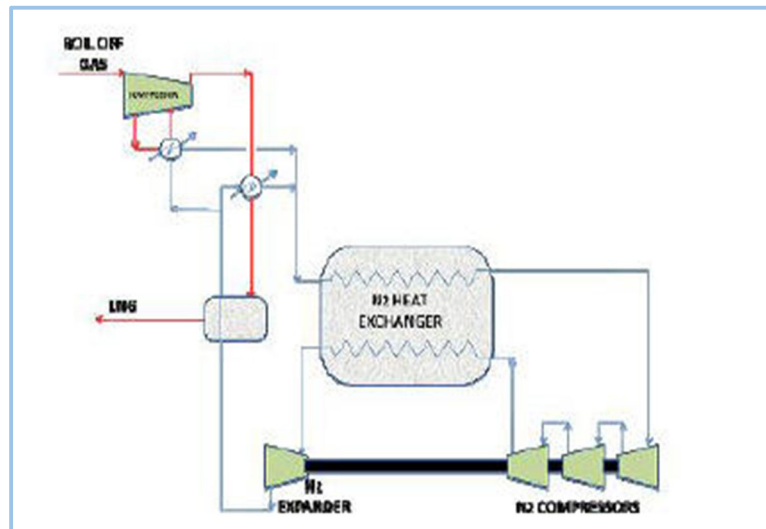
این فرآیند دقیقاً همان فرآیند قبلی (OCX-2) است، با این تفاوت که برای افزایش راندمان فرآیند یک سیکل بسته پروپان به فرآیند اضافه شده که در شکل (۱۸-۲) نشان داده شده است.



شکل (۱۸-۲) فرآیند OCX-R [۳]

۶-۲-۲-۲- EcoRel فرآیند

در شکل (۱۹-۲) فرآیند EcoRel نشان داده شده است. این فرآیند که محصول شرکت CRYOSTAR است، از نیتروژن به عنوان مبرد استفاده می‌کند. کاربرد اصلی این فرآیند در مخازن ذخیره ال ان جی است که بخار سرد تبخیر شده از مخزن^۱ دوباره به ال ان جی تبدیل شود. در سه مرحله توسط کمپرسورها متراکم می‌شود، سپس با گذر از توربین منبسط شده و دمایش کاهش می‌یابد. از سوی دیگر بخار خروجی از مخزن ال ان جی ابتدا متراکم می‌شود، سپس با نیتروژن سرد در یک مبدل حرارتی خنک می‌شود و سپس دوباره متراکم شده و در اثر تبادل حرارت با جریان نیتروژن سرد به مایع تبدیل می‌گردد [۲].



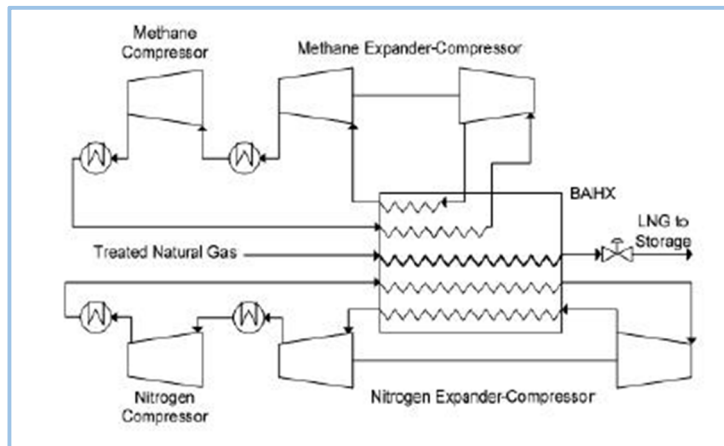
شکل (۱۹-۲) فرآیند EcoRel [۲]

۷-۲-۲-۲- Niche فرآیند

در این فرآیند که محصول شرکت CB&I Lummus است، برای افزایش راندمان فرآیند از نیتروژن و متان به عنوان دو مبرد در دو سیکل موازی و مستقل استفاده شده است. در شکل (۲۰-۲) فرآیند Niche آورده شده است. نیتروژن و متان در دو سیکل جداگانه ابتدا در دو مرحله متراکم و سرد شده و سپس وارد مبدل حرارتی اصلی می‌شوند. پس از تبادل حرارت با گاز طبیعی دو مبرد در توربین منبسط شده و دوباره وارد مبدل حرارتی می‌شوند. در این فرآیند که تاکنون به صورت صنعتی در هیچ واحدی در دنیا به کار نرفته است، می‌توان به جای متان از گاز طبیعی ورودی به عنوان مبرد

¹ Boil off Gas

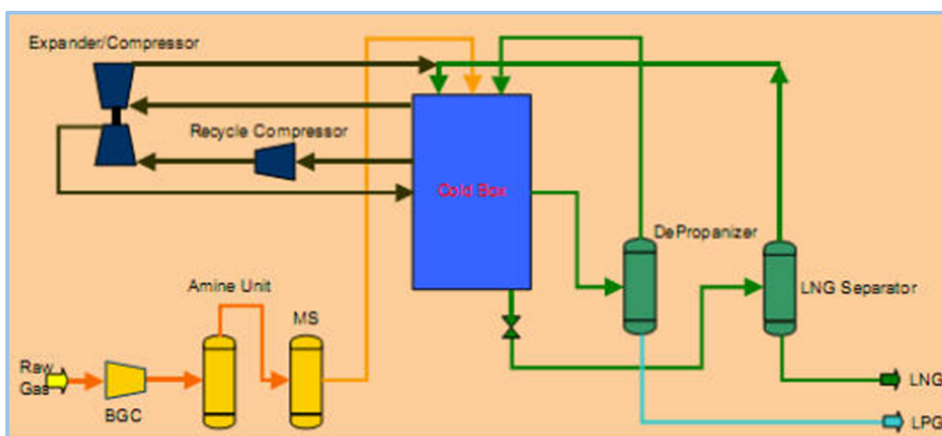
استفاده کرد [۲، ۳].



شکل (۲-۲۰) فرآیند Niche [۳]

۲-۲-۲-۸- فرآیند EXP

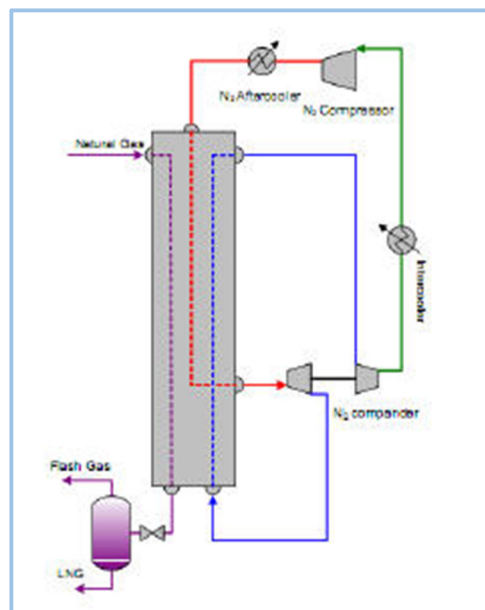
این فرآیند که محصول شرکت Kryopak است، همزمان با تولید ال ان جی، ال پی جی نیز تولید می‌کند. در این فرآیند از فاز بخار محصول آخر در مرحله فلش به‌عنوان مبرد استفاده می‌شود. گاز طبیعی پس از شیرین سازی وارد مبدل حرارتی شده و پس از تبادل حرارتی با بخار سرد مرحله فلش ابتدا در برج پروپان زدا ترکیبات سنگینش جدا می‌شود و بقیه جریان دوباره وارد مبدل حرارتی می‌گردد و در نهایت در مرحله آخر فلش شده و ال ان جی تولید می‌شود. مبرد نیز در یک نقطه از مبدل فشرده شده و پس از انبساط و کاهش دما دوباره به آن برمی‌گردد. شماتیکی از فرآیند EXP در شکل (۲-۲۱) نشان داده شده است.



شکل (۲-۲۱) فرآیند EXP [۲۲]

۹-۲-۲-۲-۲ فرآیند Nitrogen Expansion (Hamworthy)

این فرآیند یکی از ساده‌ترین فرآیندهای تبرید با استفاده از توربوآکسپندر است که از نیتروژن به‌عنوان مبرد استفاده می‌کند. این فرآیند را شرکت Hamworthy در واحدی به ظرفیت ۰/۵ میلیون تن در سال به کار گرفته است. در این فرآیند نیتروژن پس از تراکم وارد مبدل حرارتی شده و در میانه مسیر از آن خارج می‌شود و در یک توربین منبسط شده و دوباره وارد مبدل می‌گردد. در انتها نیتروژن پس از خروج از مبدل در دو مرحله فشرده و سرد می‌شود و دوباره وارد آن می‌شود. گاز طبیعی نیز از سوی دیگر وارد مبدل شده و پس از تبادل حرارت با نیتروژن در مرحله آخر فلش شده و ال ان جی تولید می‌شود. [۲۳، ۲۴]. در شکل (۲-۲۲) نمایی از فرآیند Nitrogen Expansion (Hamworthy) آورده شده است.

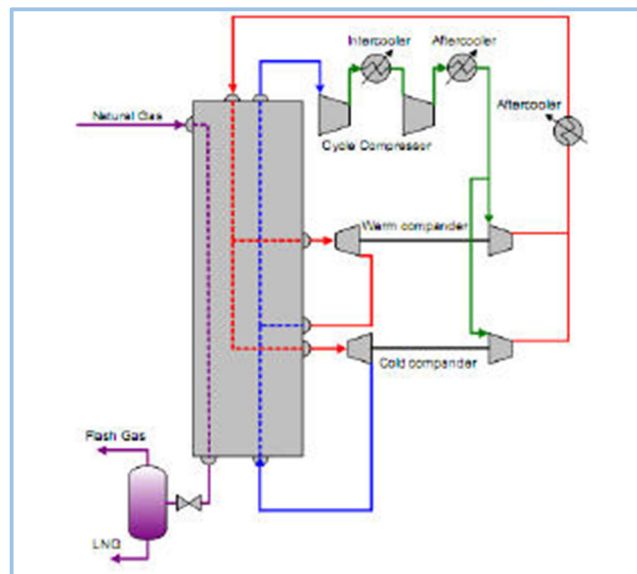


شکل (۲-۲۲) فرآیند Nitrogen Expansion (Hamworthy)

۱۰-۲-۲-۲-۲ فرآیند Dual Nitrogen Expander

یکی از راه‌های افزایش راندمان فرآیند مایع‌سازی گاز طبیعی استفاده از دو سیکل به جای یک سیکل است. در این فرآیند که توسط شرکت BHP ارائه شده است، از دو سیکل نیتروژن برای فراهم نمودن سرمای موردنیاز برای مایع‌سازی گاز طبیعی استفاده می‌گردد. در این فرآیند نیتروژن وارد مبدل حرارتی شده و در دو نقطه جداگانه از آن خارج می‌شود و توسط توربین منبسط شده و سپس

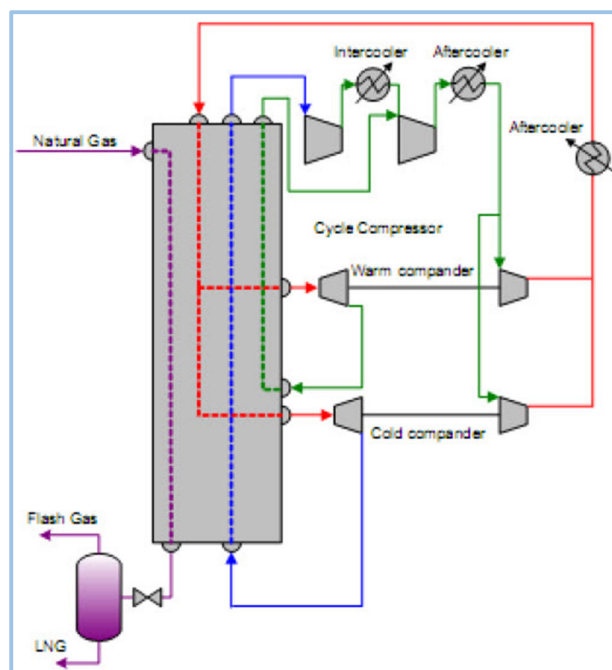
دوباره وارد مبدل می‌گردد. در انتها نیتروژن پس از خروج از مبدل در دو مرحله فشرده و خنک می‌شود. پس از آن در دو کمپرسور دوباره متراکم و سپس سرد شده و وارد مبدل خواهد شد [۲۳]. شماتیکی از فرآیند Dual Nitrogen Expander در شکل (۲-۲۳) نمایش داده شده است.



شکل (۲-۲۳) فرآیند Dual Nitrogen Expander

۲-۲-۲-۱۱ - فرآیند Dual Nitrogen Expander (Statoil)

این فرآیند که با اندکی تغییر نسبت به فرآیند قبلی ارائه شده است، محصول شرکت Statoil نروژ است. در این فرآیند به جای تراکم کل جریان مبرد، یکی از جریان‌های نیتروژن ورودی به مبدل پس از توربین وارد کمپرسور اول نمی‌شود و مستقیماً در کمپرسور دوم متراکم می‌شود. این تغییر نسبت به فرآیند قبل موجب کاهش کار موردنیاز کمپرسور شده است [۲۳]. شکل (۲-۲۴) فرآیند Dual Nitrogen Expander (Statoil) را نشان می‌دهد.



شکل (۲-۲۴) فرآیند Dual Nitrogen Expander (Statoil) [۲۳]

۲-۳- مزایا و معایب فرآیندهای مایع سازی گاز طبیعی

با توجه به وجود مزایا و معایب برای هر یک از فرایندهای بررسی شده برای تولید ال ان جی لازم است که مقایسه‌ای بین دو دسته کلی فرآیندهای ذکر شده ارائه گردد.

۲-۳-۱- مزایای فرآیندهای مایع سازی با استفاده از مبرد مختلط

بازده ترمودینامیکی بالا، استفاده گسترده در صنعت و همچنین ظرفیت بالا در یک واحد از مزایای فرایندهای مایع سازی با استفاده از مبرد مختلط می‌باشد.

۲-۳-۱-۱- بازده ترمودینامیکی بالا

این دسته از فرآیندها به دلیل استفاده از مخلوط میردها می‌تواند منحنی گرم شدن مبرد را به منحنی سرد شدن گاز طبیعی نزدیک کنند و در نتیجه بازده ترمودینامیکی فرآیند افزایش می‌یابد.

۲-۱-۳-۲- انعطاف پذیری نسبت به ترکیب گاز ورودی و شرایط محیط

فرآیندهایی که از مبرد مختلط استفاده می‌کنند، حساسیت زیادی نسبت به ترکیب خوراک ورودی و شرایط محیط ندارند و با تغییر در شرایط خوراک سازگاری مناسبی دارند.

۳-۱-۳-۲- استفاده گسترده در صنعت

همان‌طور که قبلاً اشاره شد، این دسته از فرآیندها در واحدهای مینی ال ان جی بسیاری از کشورها در دنیا به کار رفته است.

۴-۱-۳-۲- ظرفیت بالای یک واحد

ظرفیت یک واحد از فرآیندهایی که از مبرد مختلط استفاده می‌کنند تا میزان ۱/۸ میلیون تن در سال قابل افزایش است [۲, ۳, ۱۲].

۲-۳-۲- معایب فرآیندهای مایع سازی با استفاده از مبرد اختلاط

استفاده از مبرد اشتعال‌پذیر، فضای موردنیاز بیشتر برای ذخیره مبرد، عملیات پیچیده و اثر نامطلوب حرکت بر عملکرد فرآیند از معایب فرآیندهای مایع سازی با استفاده از مبرد اختلاط می‌باشد.

۱-۲-۳-۲- استفاده از مبرد اشتعال‌پذیر

مبرد مورد استفاده در این فرآیندها مخلوطی از نیتروژن و هیدروکربن‌های سبک است و در نتیجه اشتعال‌پذیر خواهد بود. از این رو ایمنی این دسته از فرآیندها به مراتب کمتر از فرآیندهای مبتنی بر توربوآکسپندر است.

۲-۲-۳-۲- فضای موردنیاز بیشتر برای ذخیره مبرد

فرآیندهایی که از مبرد مختلط استفاده می‌کنند، برای ذخیره مبرد بایستی به‌طور جداگانه ترکیبات موجود در مبرد مختلط را در مخازن ذخیره نگهداری کنند و در نتیجه فضای بیشتری برای ذخیره مبرد نیاز دارند.

۲-۳-۲-۳- عملیات پیچیده

راه‌اندازی، عملیات و توقف این دسته از فرآیندها در مقایسه با فرآیندهایی که از توربوواکسپندر استفاده می‌کنند مشکل‌تر و پیچیده‌تر است.

۲-۳-۲-۴- اثر نامطلوب حرکت بر عملکرد فرآیند

به دلیل اینکه مبرد در این فرآیندها در برخی نقاط فرآیند در فاز مایع است، بنابراین حرکت تجهیزات که بیشتر برای واحدهای فراساحلی مطرح است، اثر نامطلوبی بر جریان مبرد دارد [۲، ۳، ۱۲، ۲۵].

۲-۳-۳- مزایای فرآیندهای مایع سازی با استفاده از توربوواکسپندر

نیاز به فضای کمتر، سادگی عملیات، عدم استفاده از مبرد اشتعال‌پذیر، انعطاف‌پذیری نسبت به ترکیب گاز ورودی و شرایط محیط و همچنین عدم حساسیت فرآیند به حرکت از مزایای فرآیندهای مایع سازی با استفاده از توربوواکسپندر می‌باشد.

۲-۳-۳-۱- نیاز به فضای کمتر

این دسته از فرآیندها به دلیل استفاده از مبرد خالص و نیاز به فضای کمتر برای ذخیره‌سازی آن نیاز به فضای کمتری در مقایسه با فرآیندهای مبتنی بر مبرد مختلط دارند.

۲-۳-۳-۲- سادگی عملیات

راه‌اندازی، عملیات و توقف این دسته از فرآیندها در مقایسه با فرآیندهایی که از مبرد مختلط استفاده می‌کنند ساده‌تر است.

۲-۳-۳-۳- عدم استفاده از مبرد اشتعال‌پذیر

از آنجایی که اکثر فرآیندهای این گروه از نیتروژن به‌عنوان مبرد استفاده می‌کنند، ایمنی

بیشتری برای فرآیند فراهم می‌کنند.

۲-۳-۳-۴- انعطاف‌پذیری نسبت به ترکیب گاز ورودی و شرایط محیط

فرآیندهایی که از مبرد مختلط استفاده می‌کنند حساسیت زیادی نسبت به ترکیب خوراک ورودی و شرایط محیط ندارند و با تغییر در شرایط خوراک سازگاری مناسبی دارند.

۲-۳-۳-۵- عدم حساسیت فرآیند به حرکت

از آنجایی که مبرد در این فرآیندها تنها در فاز گرم است و همچنین توزیع مبرد در مبدل حرارتی یکنواخت است، بنابراین حرکت تجهیزات تأثیر نامطلوبی بر عملکرد فرآیند ندارد. این موضوع موجب می‌شود که فرآیندهای مبتنی بر توربوواکسپندر گزینه مناسبی برای واحدهای فراساحلی باشند [۲، ۳، ۱۲، ۲۳، ۲۴].

۲-۳-۴- معایب فرآیندهای مایع‌سازی با استفاده از توربوواکسپندر

بازده ترمودینامیکی پایین، عدم استفاده در صنعت در محدوده ۱/۵-۰/۵ میلیون تن در سال و ظرفیت پایین یک واحد از معایب فرآیندهای مایع‌سازی با استفاده از توربوواکسپندر می‌باشد.

۲-۳-۴-۱- بازده ترمودینامیکی پایین

بازده ترمودینامیکی این فرآیندها به دلیل استفاده از مبرد خالص و در نتیجه عدم نزدیکی منحنی گرم شدن مبرد و سرد شدن گاز طبیعی در مقایسه با فرآیندهای مبتنی بر مبرد مختلط کمتر است [۲، ۳، ۱۲، ۲۳، ۲۴].

۲-۳-۴-۲- عدم استفاده در صنعت در محدوده ۱/۵-۰/۵ میلیون تن در سال

این دسته از فرآیندها تاکنون در هیچ واحدی در محدوده مزبور در دنیا به کار نرفته است.

۲-۳-۴-۳- ظرفیت پایین یک واحد

ظرفیت یک واحد از فرآیندهایی مبتنی بر توربوواکسپندر حداکثر تا میزان ۰/۸ میلیون تن در

سال قابل افزایش است که در مقایسه با فرآیندهایی که از مبرد مختلط استفاده می‌کنند، کمتر است.

۲-۳-۵- ملاک‌های اساسی برای انتخاب بهترین فرایند برای یک واحد مینی ال ان جی

برای انتخاب مناسب‌ترین فرآیند برای واحدهای مینی ال ان جی در ایران بایستی تمامی پارامترهای تأثیرگذار در این زمینه را به صورت یک‌جا در نظر گرفت. در بررسی‌ها و تحقیقات صورت گرفته در خلال این پژوهش، به مواردی داخلی و اساسی و شرکت‌هایی که توانایی گرفتن سفارش و ساخت تجهیزات را داشته باشند توجه خاصی شد. در بررسی دو دسته اصلی فرآیندهای مایع سازی گاز طبیعی در مقیاس کوچک، در مقام مقایسه در دیدگاه اول فرآیندهای مبرد مختلط فرآیندهایی کارآمد و به صرفه به نظر برسند، اما توانایی ایجاد شرایط و امکانات فرآیندی از جمله پیش سردسازی و همچنین میزان مواد موردنیاز در اختلاط مبرد و از همه مهم‌تر، تحریم صنعت نفت و گاز در شرایط فعلی از جمله مواردی هستند که انتخاب ما را برای فرآیند مناسب داخلی به سمت فرآیندهای اکسپندر سوق می‌دهد.

برای مثال در گزارش عملکرد خودکفایی پتروشیمی جم در سال ۹۱، می‌توان در بخش (ب) مشاهده کرد که مهندسين داخلی و بومی توانایی تعمیر و بازسازی توربو اکسپندر واحد الفین پتروشیمی را با استفاده از روش مهندسی معکوس داشته‌اند که خود نوع بارزی از کارآمد و بومی بودن روش‌های اکسپندر است [۲۶].

همچنین شرکت صنعتی هواکاران بر اساس استانداردها و معیارهای جهانی، توانایی طراحی و تولید توربو اکسپندر برای فرآیندهای مختلف را دارا می‌باشد [۲۷]. و به عنوان بارزترین و آخرین دستاورد داخلی در این زمینه می‌توان به ساخت و طراحی توربو اکسپندر در یکی از واحدهای پارس جنوبی به دست مهندسين داخلی با روش مهندسی معکوس اشاره کرد. البته باید به در نظر داشت که اهمیت تمام پارامترها با یکدیگر برابر نیست و برخی پارامترها در انتخاب نهایی تأثیرگذارترند. مهم‌ترین پارامترهای مؤثر در انتخاب مناسب‌ترین فرآیند برای احداث واحدهای مینی ال ان جی عبارت‌اند از:

- سادگی فرایند و عملیات
- سرعت و راحتی عملیات راه‌اندازی و متوقف سازی
- ایمنی فرآیند و استفاده از مبرد غیر اشتعال پذیر
- تعداد تجهیزات موردنیاز
- فضای موردنیاز

- انعطاف پذیری نسبت به تغییرات ترکیب خوراک ورودی و شرایط محیط
- بازده ترمودینامیکی
- انرژی مصرفی
- سرمایه گذاری ثابت و جاری

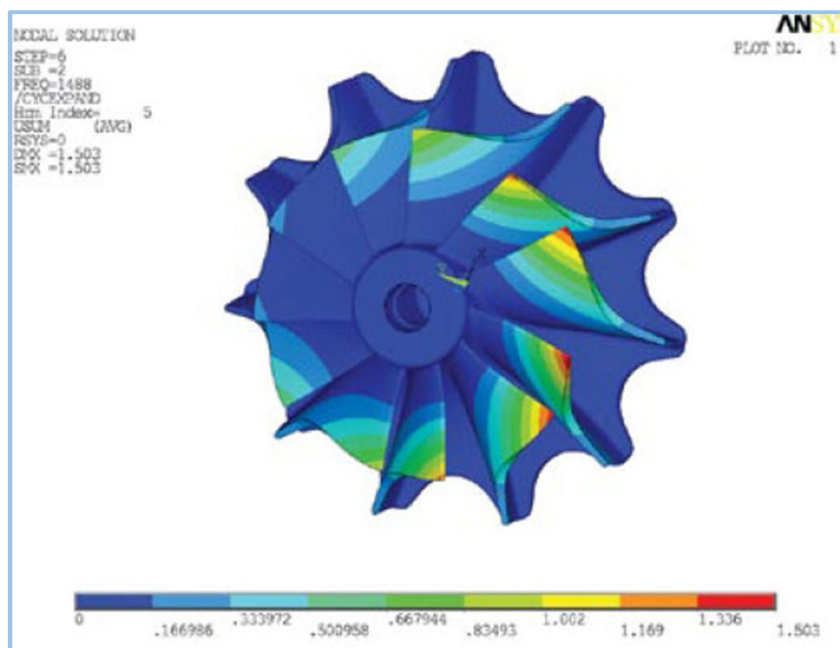
با بررسی فناوری‌های فوق و مزایا و معایب هر یک و بر مبنای معیارهای بیان شده، مناسب‌ترین فرآیند برای واحدهای مینی ال ان جی در ایران فرآیند تبرید با سیکل دوگانه نیتروژن و بدون نیاز به پیش سردکن متعلق به شرکت BHP انتخاب شد؛ از آنجایی که واحدهای مینی ال جی بایستی در نزدیکی شهرها احداث شوند، این فرآیند به دلیل عدم استفاده از مبرد اشتعال آور از ایمنی بالایی برخوردار است. همچنین در مقایسه با سایر فرآیندها پیچیدگی کمتری داشته و هزینه سرمایه گذاری ثابت کمتری نیاز دارد [۲، ۳، ۱۲، ۲۱، ۲۳، ۲۵، ۲۸].

۲-۳-۶- جدیدترین تکنولوژی و راهبردها برای طراحی بهینه در توربو اکسپندر

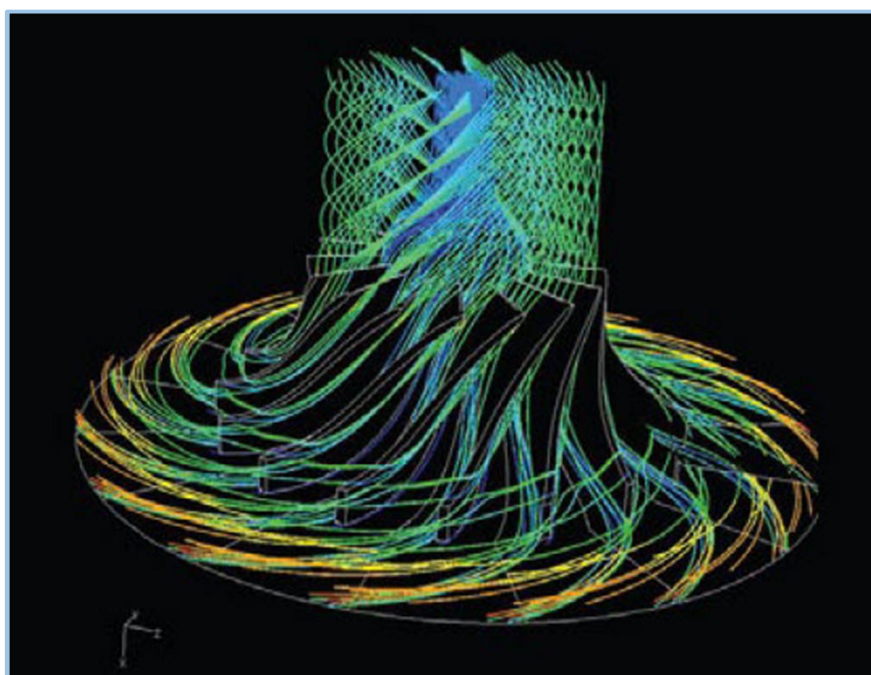
شرکت معتبر cryostar در این زمینه پیشنهادها زیر را طی سال‌ها تجربه و کار در زمینه طراحی‌های توربو اکسپندر داده است:

- طراحی و ساخت به کمک رایانه با روش‌های CAD/CAM: این روش‌ها در صنعت امروز در فاز طراحی و تولید در رأس هستند.
- آنالیز با روش المان محدود^۱: این روش برای آنالیز استاتیکی و دینامیکی تنش برای طراحی قوی و دقیق تر پره‌ها
- دینامیک سه بعدی دینامیکی سیال (CFD): کد نویسی های موجود در این زمینه کمک بسیار شایانی به آنالیز جریان سیال در هر مرحله تجهیزات می‌کند؛ که می‌توان با ترکیب این ابزار با ابزارهای طراحی تیغه پره، به طراحی بسیار دقیقی در اکسپندر رسید. نمایش تمام کامپیوتری و سیستم ارزیابی دیتا می‌تواند در تست کردن و ارزیابی دقیق کمک شایانی کند [۱۷].

^۱ finite element



شکل (۲-۲۵) نمایی از استفاده روش CFD در طراحی توربواکسپندرها



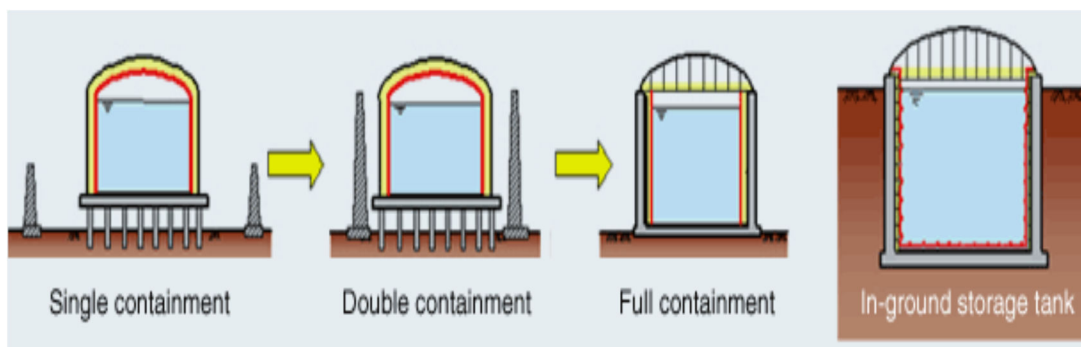
شکل (۲-۲۶) نمایی از استفاده روش FEM در طراحی توربواکسپندر

۲-۴- مخازن نگهداری LNG

همان گونه که در بخش‌های پیشین این مقاله بیان گردید از مخازن LNG در کارخانه‌های تولید LNG به منظور ذخیره‌سازی (ساخت به صورت Under Ground و Above Ground) در کشتی‌ها برای حمل و در پایانه‌های دریافت LNG نیز برای ذخیره‌سازی و سپس تبدیل آن به گاز طبیعی استفاده می‌گردد. در این تحقیق تأکید بر مخازن روی زمین است. در یک نگاه کلی سه نوع مخزن نگهداری LNG وجود دارد که عبارت‌اند از:

- مخزن نوع اول^۱
- مخزن نوع دوم^۲
- مخزن نوع سوم^۳

شکل (۲-۲۷) انواع مخازن ذخیره LNG را نشان می‌دهد. استانداردها و کدهای بین‌المللی اصطلاح Containment را با توجه به ساختار، تکنولوژی و کاربرد آن تعریف می‌کنند.



شکل (۲-۲۷) انواع مخازن ذخیره LNG

واژه Containment تحت عنوان مجموعه یا سیستم مخزن عایق شده جهت نگهداری LNG بکار رفته است. به منظور نگهداری LNG یا هر ماده فوق سرد دیگر بایستی درک صحیحی از رفتار مواد در دماهای خیلی پایین مورد نیاز است. به عنوان مثال در دمای بسیار پایین فولادهای کربن استیل (ساده کربنی) خاصیت الاستیسیته خود را از دست داده و ترد و شکننده می‌شود. از این رو موادی که برای ساخت مخازن استفاده می‌شود شامل Base Material لوله‌ها و اتصالات به کاررفته و سایر

¹ Single Containment

² Double Containment

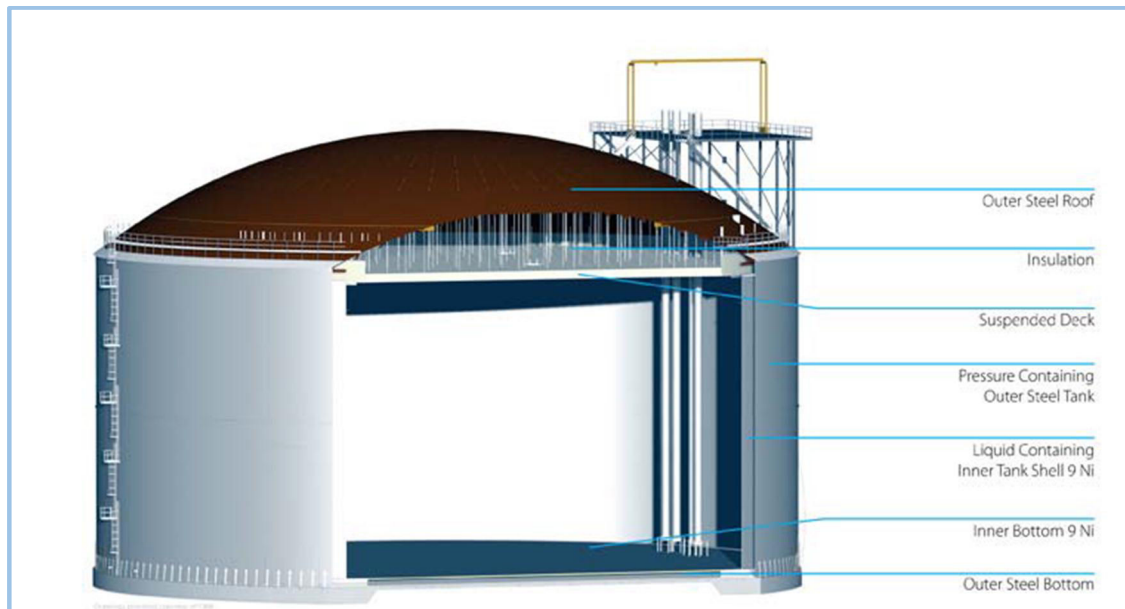
³ Full Containment

تجهیزاتی که در مورد این نوع سیالات بسیار سرد (Ethylene و LNG) دارای آلیاژ و مشخصات فنی خاصی هستند. هرچند که استفاده از فولادهایی دارای نیکل بالا، آلومینیوم و فولادهای ضدزنگ (Stainless Steel) دارای هزینه‌های بالا می‌باشند ولیکن به‌منظور پیشگیری از هرگونه صدمات مکانیکی، شیمیایی و شکست‌های احتمالی استفاده از این مواد الزامی می‌باشند. از فولادهای آلیاژی که دارای 9% نیکل و یا فولادهای ضدزنگ و سایر تجهیزات مرتبط با آن‌ها برای مخازن داخلی استفاده می‌شوند [۲۹].

۲-۴-۲- مخزن نگهداری LNG نوع اول

در نظر گرفتن معیارهای متعدد طراحی مهندسی که در نهایت منجر به ساخت مخزن می‌گردد به‌گونه‌ای است که در پایان از نظر ایمنی نکته‌ای باقی نخواهد ماند. LNG به‌طور معمول در مخازن دوجداره و در فشار اتمسفریک ذخیره می‌شود. سیستم نگهداری Single Containment دارای دو مخزن است که یکی داخل دیگری قرار داشته و در فضای مابین این دو مخزن مواد عایق قرار می‌گیرد. در این نوع سیستم، مخزن خارجی به‌طور معمول از کربن استیل ساخته می‌شود که هیچ‌گونه مقاومتی هم در مقابل LNG (به دلیل دمای فوق سرد آن) در هنگام تخریب احتمالی مخزن داخلی از خود نشان نمی‌دهد. تنها وظیفه مخزن خارجی نگهداری عایق‌ها در محل خود می‌باشد. مخزن داخلی که وظیفه نگهداری LNG مایع را دارد به‌صورت استوانه‌ای بوده و تمامی مواد مورد استفاده برای کف مخزن، دیواره‌ها و سقف از مواد مقاوم در دماهای بسیار پایین ساخته می‌شوند (مانند فولادهای دارای ۹% نیکل). همچنین بتن‌های پیش‌تنیده (دارای تنش‌های اولیه و آلومینیوم در ساخت این سیستم مورد استفاده قرار می‌گیرند. پس از آماده‌سازی زمین ورق‌های کف بر روی مواد عایق صلب (مانند: Foam Glass) قرار داده می‌شود. مخزن داخلی می‌بایست توانایی تحمل بار استاتیکی LNG داخل مخزن متناسب با ظرفیت مورد نیاز را داشته باشد؛ که یکی از عوامل تعیین‌کننده در محاسبه و تعیین ضخامت ورق‌های کف و دیواره‌های مخزن داخلی حداکثر بار استاتیکی می‌باشد. همچنین این سیستم شامل لایه‌های عایق، تجهیزات نگه‌دارنده برای کلیه سطوح بیرونی از جمله دیواره‌ها و سقف می‌باشد. به‌منظور جلوگیری از پدیده نشت Siphoning که باعث تخلیه LNG مایع داخل مخزن که در هنگام Piping Failures رخ می‌دهد. طراحی مسیرهای ورودی و خروجی در مخازن جدیدتر LNG از طریق سقف مخزن انجام می‌شود. به‌طور خلاصه مخازن Single Containment از دو مخزن داخلی و خارجی

تشکیل شده‌اند که طراحی مخزن داخلی به منظور نگهداری LNG و مخزن خارجی هم برای نگهداری عایق‌ها و تا اندازه‌ای حبس بخارهای متصاعد شده از مایع LNG می‌باشد و در مقابل نشت LNG از مخزن داخلی مقاومتی ندارد. در شکل (۲-۲۸) نمایی از مخزن نوع اول جهت نگهداری LNG نمایش داده شده است [۳۰, ۳۱].



شکل (۲-۲۸) نمایی از مخزن نوع اول جهت نگهداری LNG

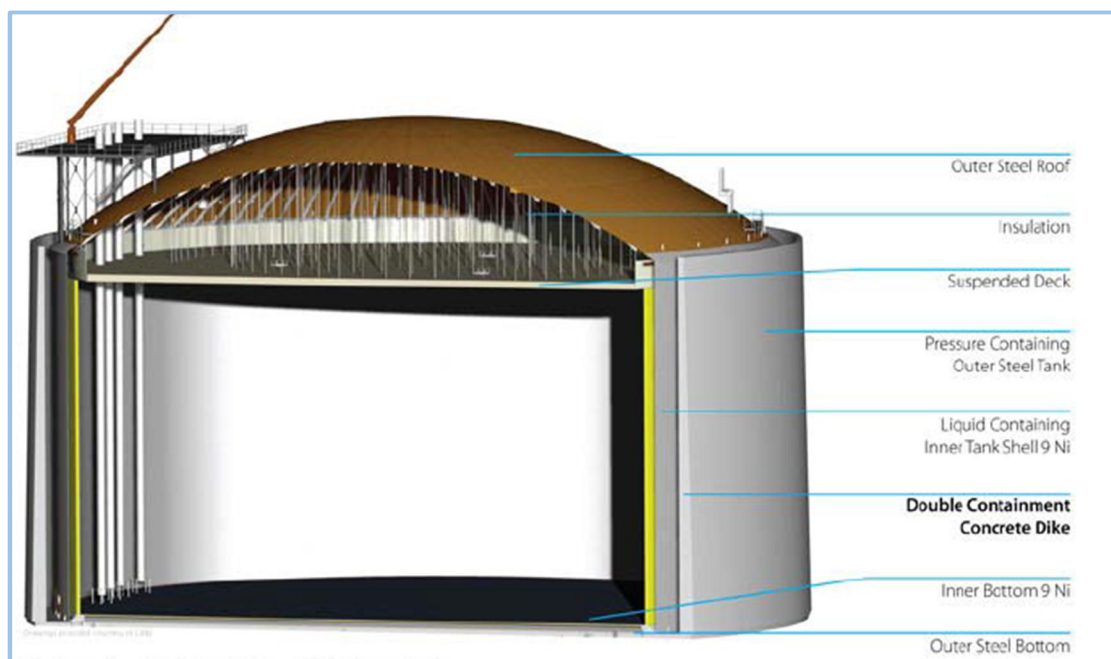
۲-۲-۴-۲ دیوارها یا سدهای محافظ

در اطراف محوطه مخازن نگهداری LNG در کارخانه‌های تولیدی و پایانه‌های دریافت گاز مایع و تبدیل آن به گاز طبیعی دیوارها و یا سدهای محافظ جهت ایزوله و کنترل نمودن نشتی‌های احتمالی در حوادث غیرمترقبه و ناخواسته مطابق با استاندارد BSI:BS7777 طراحی و ساخته می‌شود. اندازه و میزان فضای محصور شده توسط این دیوارها ۱۰۰ تا ۱۱۰ حجم مخزن LNG بوده و ارتفاع دیوارها به اندازه‌ای طراحی و اجرا می‌گردند که بتواند بیشترین میزان مایع داخل مخزن را تحت پوشش و کنترل قرار دهد. به دلیل نیاز به ساخت دیوارهای فوق‌الذکر در مخازن نوع اول، این نوع مخازن نیاز بیشتری به محوطه و زمین نسبت به دیگر انواع داشته تا در هنگام نشتی محوطه کارخانه را از خطرات احتمالی حفظ نمایند. اکثر مخازن LNG موجود دارای تجهیزات Peak shaving و تجهیزات موردنیاز جهت دریافت LNG از کشتی می‌باشند. توضیح اینکه تجهیزات Peak Shaving در کنار مخازن LNG نصب و در هنگام اوج مصرف گاز طبیعی در زمستان یا تابستان برای تبدیل گاز

مایع به گاز طبیعی مورد استفاده قرار می‌گیرند. به منظور افزایش ایمنی این نوع مخازن، روش‌ها و طراحی‌های دیگری به صورت Double و یا Full مورد استفاده قرار می‌گیرد که در ادامه به آن‌ها پرداخته خواهد شد [۳۲].

۲-۴-۳- مخزن نگهداری LNG از نوع دوم

مخازن Double Containment همانند نوع اول دارای دو مخزن داخلی و خارجی می‌باشند که مستقل از یکدیگر هستند. ولیکن در این نوع هر دو مخزن دارای توانایی و قابلیت نگهداری LNG را دارند. مخزن داخلی برای نگهداری و استفاده در شرایط طبیعی و نرمال بوده و مخزن خارجی برای نگهداری LNG در هنگام حوادث احتمالی و نشت از مخزن داخلی یا در هنگام سرریز شدن به دلیل جوشش مورد استفاده قرار می‌گیرد. بیشتر مخازن ذخیره ال ان جی در جهان از این نوع می‌باشند. شکل (۲-۲۹) نمایی از مخزن نوع دوم جهت نگهداری LNG را نشان می‌دهد.

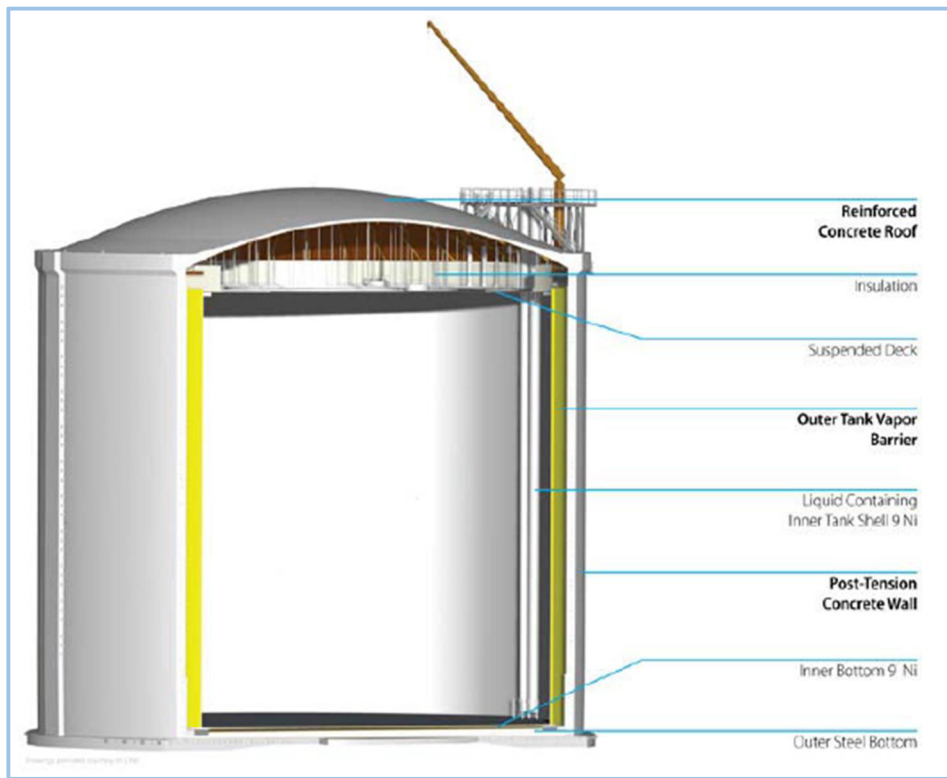


شکل (۲-۲۹) نمایی از مخزن نوع دوم جهت نگهداری LNG

۲-۴-۴- مخزن نگهداری LNG از نوع سوم

ساختمان و سازه این نوع سیستم شبیه نوع دوم می‌باشد. این مخازن نیز دارای دو مخزن

داخلی و خارجی مستقل از یکدیگر می‌باشند که مخزن داخلی برای نگهداری LNG در حالت طبیعی مورد بهره‌برداری قرار گرفته و مخزن خارجی برای نگهداری LNG در هنگام نشت در حوادث غیرمترقبه می‌باشد. در این سیستم نگهداری، مخزن خارجی دارای دیواره بتنی تقریباً ۳ فوتی بوده که از مخزن اولیه یک تا دو متر فاصله دارد. مخزن خارجی مطابق با استاندارد BS۷۷۷۷ ساخته شده و ضمن نگه داشتن سقف خارجی قابلیت نگهداری LNG را هم دارد. این نوع مخازن مقاومت بیشتری نسبت به خطرات و نیروهای وارد شده خارجی را دارا می‌باشند. ضمناً این سیستم‌ها به میزان بیشتری از نفوذ بخار LNG به محیط جلوگیری می‌نمایند و دارای هزینه ساخت بیشتری نیز می‌باشند. نمای از مخزن نوع سوم جهت نگهداری LNG در شکل (۲-۳۰) نشان داده شده است [۳۲].



شکل (۲-۳۰) نمایی از مخزن نوع سوم جهت نگهداری LNG

۵-۲- ایمنی مخازن LNG

با توجه به دمای پایین LNG و تبخیر سریع آن در دمای محیط و پخش آن، به‌منظور جلوگیری از خطرات احتمالی ۴ مرحله حفاظتی در نظر گرفته می‌شود که سه مرحله نخست در بخش‌های گذشته توضیح داده شد و در خصوص آخرین مرحله، طراحان بایستی با توجه به حجم

مخزن و میزان ذخیره آن سایر ماشین‌آلات کارخانه تولید LNG و یا ساختمان‌ها را در فاصله‌ای ایمن با این مخازن احداث نمایند. این مراحل به صورت زیر می‌باشند:

- PRIMARY CONTAINMENT
- SECONDARY CONTAINMENT
- SAFEGUARD SYSTEMS
- SEPERATION DISTANCE

با استناد به وقایع ثبت شده در جهان می‌توان مخازن داخلی را ایمن محسوب نمود زیرا تاکنون به نگهداری LNG در مخازن خارجی که در اطراف مخزن داخلی ساخته می‌شود نیازی نشده است. ضمناً برای لحاظ نمودن مسائل ایمنی در هنگام سرریز شدن و یا نشت LNG در محل‌هایی همچون اتصالات و لوله‌های انتقال، بارگیری و غیره می‌کارخانه‌های تولید LNG و یا ایستگاه‌های تبدیل مجدد LNG به گاز، بایستی مسیرها و محل‌های ویژه‌ای جهت هدایت و نگهداری LNG مایع و بخارات آن را پیش‌بینی نمایند [۳۳, ۳۴].

فصل ۳: مروری بر تحقیقات پیشین

۳-۱- گزیده‌ای از پیشینه تحقیق

در مرجع [۳۵] به طراحی و بهینه‌سازی سیستم نوینی از سیکل تبرید آبشاری به‌منظور تولید ال ان جی پرداخته شده است. با توجه به آنکه هزینه غالب در سیکل‌های تبرید مربوط به انرژی مصرفی کمپرسور می‌باشد در این مقاله یک سیکل تبرید آبشاری جدید به‌عنوان یک گزینه جایگزین در ظرفیت‌های بزرگ تولید ال ان جی معرفی شده است که از لحاظ کارایی انرژی با سیکل‌های آبشاری تجاری شده قابل رقابت می‌باشد. با استفاده از بهینه‌سازی و به‌کارگیری الگوریتم ژنتیک و انتخاب کار کمپرسور به‌عنوان تابع هدف نشان داده شده است که سیکل جدید معرفی شده قابلیت کاهش مصرف انرژی تا حدود ۵٪ را نسبت به کم‌مصرف‌ترین سیکل آبشاری که مبرد مخلوط دوگانه (DMR)^۱ می‌باشد را دارد.

در مرجع [۳۶] به توسعه یک روش تولید ال ان جی در ایستگاه‌های پمپاژ پرداخته شده است. بدین منظور چهار سیکل مایع سازی متفاوت پیشنهاد و بررسی شده‌اند که منبع تغذیه آن‌ها گاز شهری در فشار متوسط و پایین بوده است. با توجه به آنکه هدف اصلی در این تحقیق معرفی یک پیکربندی مناسب در جهت کاهش مصرف انرژی بوده است یک مطالعه پارامتری به‌منظور ارزیابی و مقایسه عملکرد سیستم‌های پیشنهادی انجام شده است. سیکل‌های مطالعه شده در این تحقیق عبارت‌اند از فرایند مایع سازی با استفاده از تعریف شیر ژول تامسون^۲، با استفاده از توربو اکسپندر^۳، تولید ال ان جی با استفاده از کاهش کم‌فشار شبکه^۴ و تولید ال ان جی با استفاده از کاهش کم‌فشار شبکه به همراه مخزن ذخیره فشار پایین^۵.

در مرجع [37] یک آنالیز ترمودینامیکی به‌منظور استفاده مؤثر از انرژی سرمایشی بر روی فرایند یکپارچه دوباره‌گازی سازی^۶ صورت پذیرفته است. در این تحقیق سیکل‌های ترمودینامیکی متداول و همچنین نامتداول به همراه پیشنهادهایی به‌منظور افزایش بازده انرژی و انرژی بررسی و

¹ Dual mixed refrigerant

² liquefied natural gas production process by means of Joule-Thompson valve

³ LNG production layout with turbo-expander

⁴ Low pressure hailing grid LNG production layout

⁵ Low pressure hailing grid LNG production layout with low pressure LNG storage

⁶ regasification

ارائه شده است. نتایج نشان داده است که از میان سیکل‌های در نظر گرفته شده، بالاترین بازده انرژی و انرژی به ترتیب ۰.۸۶، ۰.۳ و ۰.۸۰ می‌باشد که مربوط به سیکل‌های ترکیبی هستند. در مقابل کم‌ترین بازده انرژی و انرژی مربوط به سیکل‌های دیگر مانند رنکین که به ترتیب عبارت‌اند از ۰.۷، ۰.۳۹ و ۰.۷ می‌باشد.

در مرجع [۳۸] یک مدل ریاضی به منظور راهنمایی در تصمیم‌گیری‌های کاربردی در طراحی زنجیره لجستیک ال ان جی توسعه داده شده و به بهینه‌سازی زنجیره تأمین ظرفیت‌های کوچک ال ان جی پرداخته است.

در مرجع [۳۹] تأثیر افزایش متان بر سیکل دوگانه اکسپندر با مبرد نیتروژن به منظور تولید ال ان جی در بازه ۱ تا ۵۰ درصد مولی بررسی شده است. همچنین با استفاده از الگوریتم ژنتیک و در نظرگیری کار خالص موردنیاز در سیکل موردنظر به عنوان تابع هدف به بهینه‌سازی سیکل پرداخته شده است. نتایج نشان داده است که کمترین کار مصرفی هنگامی که غلظت متان در مبرد در حدود ۲۶٪ مولی می‌باشد رخ می‌دهد که در مقایسه با سیکل بهینه شده با مبرد خالص نیتروژن در حدود ۸٪ کار خالص مصرفی کمتر است. همچنین در این تحقیق تأثیر دمای محیط بر مصرف انرژی بررسی شده است و نتایج نشان داده که میزان کار مصرفی به طور قابل توجهی با افزایش دما از ۴۰ تا ۵۰ درجه سانتی‌گراد افزایش پیدا می‌کند.

در مرجع [۴۰] به ارزیابی یک سیستم زمین‌گرمایی مبتنی بر تولید چندگانه با استفاده از بازیابی انرژی سرمایشی ال ان جی پرداخته شده است. به منظور بررسی سیستم پیشنهاد شده آنالیز انرژی، انرژی و انرژی اقتصادی بر روی آن انجام شد. نتایج به دست آمده نشان داده است که بازده انرژی، انرژی و هزینه تولید محصول به ترتیب ۰.۳۳، ۰.۲۸، ۰.۹۱ و ۹.۳۴۷ \$/GJ است.

در مرجع [۴۱] یک فرایند یکپارچه نوین به منظور تولید ال ان جی و ان جی ال معرفی و بررسی شده است. در این سیستم دو سیکل تبرید با مبرد مخلوط به منظور تأمین سرمایش موردنیاز تولید ال ان جی و ان جی ال استفاده شده است. نتایج نشان داده است که علاوه بر بازده مناسب مایع سازی در فرایند، این سیستم می‌تواند اتان را تا بیشتر از ۰.۹۳٪ بازیابی کند.

در مرجع [۴۲] یک سیکل نوین تبرید دوگانه به منظور تولید ال ان جی ارزیابی شده به طوری که از یک سیکل تبرید جذبی تک اثره به عنوان سیکل پیش سرمایش و از سیکل تبرید تراکمی با استفاده از مبرد مختلط استفاده شده است. این سیکل پیشنهادی با فرایند متداول تبرید با

مبرد مختلط و پیش سرمایه‌ش پروپان^۱ مقایسه شده است. همچنین آنالیز انرژی اقتصادی متداول و پیشرفته‌ای به منظور ارزیابی سیستم پیشنهادی بکار گرفته شده است.

در مرجع [۴۳] تأثیر شرایط گاز طبیعی تغذیه بر عملکرد فرایند تولید ال ان جی با مبرد مختلط بررسی شده است. در این مطالعه با استفاده از یک آنالیز حساسیت تأثیرات مهم شرایط گاز طبیعی بر روی فرایند تبرید با مبرد مختلط و پیش سرمایه‌ش پروپان^۲ به دست آمده است. نتایج نشان می‌دهد کار خالص مصرفی به ترکیب، شدت جریان و فشار حساس می‌باشد.

در مرجع [۴۴] به ارزیابی ترمواقصدی یک سیستم تولید چندگانه مبتنی بر سیکل رنگین تبخیر جزئی، سیکل رنگین و یک سیستم ال ان جی پرداخته شده است. در این تحقیق ۶ سیال ارگانیک مختلف برای سیکل رنگین بررسی شده است و با استفاده از بهینه‌سازی چندهدفه بهینه‌سازی سیستم معرفی شده انجام شده است. نتایج نشان داده است کندانسور ارگانیک بالاترین نرخ هزینه را در سیستم دارد. همچنین استفاده از سیال ایزوپنتان و سیال تولوئن به ترتیب بالاترین و پایین‌ترین میزان کار خالص تولید شده را نشان داده است.

در مرجع [۴۵] یک ارزیابی انرژی اقتصادی برای مایع سازی گاز طبیعی در فرایند دوگانه اکسپندر با مبرد نیتروژن در مقیاس کوچک بررسی شده است. در این مطالعه تأثیر هزینه تجهیزات و عملکرد آن‌ها بر روی فرایند پیشنهاد شده مورد مطالعه قرار گرفته است. نتایج نشان می‌دهد. نتایج نشان می‌دهد کمپرسورها بیشترین هزینه را در بخش سرمایه‌گذاری به خود اختصاص می‌دهند. همچنین کمپرسورها و اکسپندرهای دارای بیشترین برگشت‌ناپذیری را در فرایند نشان داده‌اند. در آنالیز حساسیت صورت گرفته تأثیر پارامترهای کمترین و بیشترین فشار در سیکل و همچنین دبی جریان مبرد بررسی شده است.

در مرجع [۴۶] یک سیکل تک مبرد مخلوط اصلاح شده به همراه فرایند انبساط نیتروژن موازی^۳ برای واحدهای متحرک و کوچک ال ان جی بررسی و بهینه‌سازی شده است. نتایج نشان می‌دهد که بازده انرژی در سیکل تک مبرد مخلوط اصلاح شده در حدود ۵۰٪ و برای سیکل انبساط نیتروژن موازی در حدود ۳۳٪ می‌باشد. آنالیز اقتصادی نشان داده است که هزینه سرمایه‌گذاری در سیکل تک مبرد مخلوط اصلاح شده در حدود ۲۷٪ کمتر از سیکل انبساط نیتروژن موازی است.

در مرجع [۴۷] به ارزیابی ترمواقصدی و زیست‌محیطی یک سیستم تولید هم‌زمان به منظور

¹ C3MR

² C3MR

³ parallel nitrogen expansion cycle

بهره‌برداری از سرمایه‌های ان‌جی در مقیاس‌های کوچک پرداخته است. یک مطالعه پارامتری بر روی دمای محیط و نسبت فشار کمپرسور انجام شده است. نتایج شبیه‌سازی نشان داده است که سیستم تولید هم‌زمان در حدود ۰.۷٪ تا ۰.۸٪ نرخ تولید قدرت بیشتری دارد. همچنین میزان کاهش انتشار آلاینده‌های زیست‌محیطی در سیستم تولید هم‌زمان برای نسبت فشارهای ۳، ۳.۴ و ۴ کمپرسور به ترتیب ۰.۳٪، ۰.۷٪ تا ۰.۸٪ و ۰.۸٪ مشاهده شده است.

در مرجع [۴۸] به بهینه‌سازی چندهدفه ترمودینامیکی و زیست‌محیطی به‌منظور بهره‌برداری از سرمایه‌های ان‌جی در مقیاس‌های کوچک پرداخته است. در این سیستم از یک موتور استرلینگ و همچنین یک میکرو توربین استفاده شده است. در این تحقیق چهار تابع هدف تعریف شده و الگوریتم ژنتیک به‌منظور بهینه‌سازی این توابع بکار رفته است. نتایج نشان می‌دهد که پس از بهینه‌سازی کار خالص تولیدشده، بازده انرژی به ترتیب ۱۵٪ و ۳۲٪ کاهش می‌یابد. همچنین بازده انرژی و تخریب انرژی به ترتیب ۰.۳٪ و ۰.۲۵٪ افزایش می‌یابد.

در مرجع [۴۹] به مطالعه یک طراحی مفهومی بر روی فرایند مایع‌سازی انبساط نیتروژن موازی در مقیاس کوچک ال‌ان‌جی در پکیج‌های قابل حمل پرداخته است. در این پژوهش ابتدا یک فرایند طراحی شده و سپس ارزیابی ترمودینامیکی بر روی آن انجام شده است. سپس با استفاده از الگوریتم ژنتیک فرایند طراحی شده بهینه شده است. همچنین دو نوع گاز به‌عنوان تغذیه سیکل طراحی شده مورد بررسی قرار گرفته است. نتایج بازده انرژی بالا و فواید اقتصادی زیادی را در استفاده از پکیج‌های قابل حمل ال‌ان‌جی با استفاده از فرایند انبساط نیتروژن موازی نشان داده است.

در مرجع [۲۴] به آنالیز انرژی فرایند مایع‌سازی گاز طبیعی در مقیاس کوچک پرداخته شده است. در این تحقیق سه فرایند شبیه‌سازی شده است که عبارت‌اند از مبرد مختلط تک‌مرحله‌ای، انبساط نیتروژن دو مرحله‌ای با مبرد نیتروژن و فرایند انبساط دو مرحله‌ای حلقه باز^۱. با استفاده از آنالیز انرژی و مقایسه بین فرایندها مشخص شد استفاده از فرایند مبرد نیتروژن و فرایند حلقه باز در واحدهای مقیاس کوچک ال‌ان‌جی در مناطق فراساحلی قابلیت استفاده دارند.

در مرجع [۵۰] به بررسی افزایش بهره‌وری در تولید ال‌ان‌جی در واحدهای مقیاس کوچک با استفاده از توربوآکسپندر پرداخته است. در این پژوهش دو فرایند متفاوت انبساط ال‌ان‌جی ژول تامسون و توربوآکسپندر برای تولید ال‌ان‌جی مورد بررسی قرار گرفت. نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهد که در فرایندهای طراحی شده میزان تولید ال‌ان‌جی بهینه شده و در مقابل انرژی مصرفی فرایند کمینه

^۱ Two open-loop expander process

شده است.

در مرجع [51] مقایسه‌ای ترمودینامیکی برای سه فرایند مایع سازی گاز در مقیاس کوچک انجام گرفته است. با توجه به پیکربندی‌ها، اجزا و سیالات کاری مختلف حالت‌های متفاوتی برای تولید انرژی وجود دارد که در این تحقیق سه فرایند تک مبرد مخلوط و سیکل یگانه و دوگانه معکوس برایتون بررسی شده است. تأثیر ترکیب‌های مختلف گاز طبیعی و خصوصیات مبرد ها مطالعه شده است. بررسی جریان اگزرژی و انرژی بر روی این سه فرایند انجام شده و با استفاده از بهینه‌سازی چندهدفه بهترین فرایند مشخص شده است. یافته‌ها نشان می‌دهد که نتایج به ظرفیت سیستم‌ها و عملکرد آن‌ها بستگی دارد. فرایند تک مبرد کارایی بیشتری را در شرایط مختلط نسبت به نوع اکسپندری نشان داده است.

۳-۲- معرفی کار حاضر

با توجه به آن‌که در فصول سرد سال و در زمان اوج مصرف گاز طبیعی، افت فشار شدیدی در خطوط لوله گاز رخ می‌دهد و منجر به تعطیلی و یا کاهش شدید فعالیت واحدهای صنعتی در کشور می‌گردد لازم است یک بررسی فنی و اقتصادی پیرامون استفاده از واحدهای مینی ال ان جی در کاربردهای خاص صورت گیرد. با توجه به تحقیق انجام گرفته از شرکت فولاد مشهد، میزان خسارت ناشی از کاهش فشار گاز طبیعی در خطوط لوله در زمان اوج زمان سرما در حدود یک میلیارد و چهارصد میلیون تومان برآورد شده است. با توجه به شرایط اقتصادی، فنی و سیاسی حاکم بر کشور باید فرایندهایی در واحدهای مینی ال ان جی مورد استفاده قرار گیرند که توانایی ساخت این تجهیزات در داخل کشور وجود داشته باشد و همچنین هزینه سرمایه‌گذاری در بهترین حالت خود قرار گیرد. با توجه به تحقیقات صورت گرفته چهار فرایند مناسب برای تولید ال ان جی برای شرکت فولاد مشهد انتخاب شده که در ادامه به بررسی فنی و اقتصادی هر کدام از سیکل‌ها پرداخته شده است.

فصل ۴: سیکل‌های طراحی شده
در تحقیق جهت مایع سازی گاز طبیعی

در فصول گذشته به تشریح کامل سیکل‌های مختلف مایع سازی گاز طبیعی پرداخته شد و فرایندهای مختلف تولید گاز مایع با استفاده از روش‌های مختلف بررسی گردید. با توجه به مطالب گفته شده در این فصل به بررسی تولید گاز مایع از طریق فرایندهای تجهیز شده با توربوآکسپندر پرداخته می‌شود. در این نوع از فرایندها برای کاهش دمای شدید گاز طبیعی در جهت تبدیل آن به مایع از تبادل حرارتی گاز با یک مبرد استفاده می‌کنیم. جهت کاهش دمای شدید مبرد از انبساط شدید آن استفاده می‌شود. لذا در ابتدا فشار گاز در طی سیکل با استفاده از کمپرسور بالا رفته و با استفاده از کولر هوایی گاز خنک می‌شود و پس از بالا رفتن فشار گاز در یک دمای مناسب، مبرد وارد یک توربوآکسپندر می‌گردد. در ادامه به بررسی جزئیات و شبیه‌سازی‌های صورت پرداخته شده است.

در ادامه به بررسی سیکل‌های طراحی شده در تحقیق می‌شود. همان‌طور که در ابتدای فصل بیان شد در این تحقیق با استفاده از تبادل حرارتی گاز طبیعی با مبرد در مبدل حرارتی مخصوص گاز LNG که در نرم‌افزار تعریف شده است به بررسی سیکل‌های تبرید گاز طبیعی و بهینه‌سازی و مقایسه آن‌ها پرداخته می‌شود. تفاوت بین مبدل‌های ساده با مبدل‌های چند جریانی LNG در این است که تبادل حرارت در این مبدل‌ها در چندین فاز گرم و سرد صورت می‌گیرد. روش‌های حل این مبدل‌ها در نرم‌افزار اسپن هایسیس متفاوت می‌باشد. برتری این مبدل‌ها نسبت به دیگر مبدل‌ها سطح بیشتر جهت انتقال حرارت می‌باشد که همین عامل سبب کاربرد وسیع آن در مایع سازی گاز می‌گردد؛ اما نمی‌توان این نکته را در مورد این مبدل‌ها نادیده گرفت که هزینه راه‌اندازی آن‌ها نسبت به دیگر مبدل‌ها بالا می‌باشد.

۴-۲- مدل سازی و شبیه‌سازی فرایند

جهت شبیه‌سازی و طراحی فرایندهای مورد بررسی از نرم‌افزار اسپن هایسیس نسخه ۱۹ استفاده شده است. با استفاده از این نرم‌افزار می‌توان کارکرد سیکل را به سرعت بهبود بخشید و نیز از درستی کارکرد تجهیزات اطمینان حاصل کرد. برای مثال در تشخیص نقص تجهیزات مانند میزان

¹Aspen-Hayses

جرم‌گرفتنی مبدل‌ها و پدیده طغیان در برج‌های تقطیر می‌توان از آن استفاده کرد. در این نرم‌افزار معادلات حالت مختلف، معادلات ضرایب اکتیویته و داده‌های کتابخانه‌ای لازم برای مدل‌سازی سیستم بخار، فرآیندهای هیدروکربنی و سیستم‌های شیمیایی بسیار غنی‌تر آله نیز وجود دارد که در این تحقیق از این اطلاعات کتابخانه‌ای استفاده شده است. معادله حالتی که در این سیکل مورد استفاده قرار گرفته است، معادله پنگ رابینسون^۱ می‌باشد که در ادامه توضیح داده خواهد شد. علاوه بر فواید گفته شده برای نرم‌افزار اسپن‌هایسیس می‌توان به نکات دیگری مانند محیط محاوره‌ای کامل، عملیات واحد جامع و همچنین اضافه کردن فرایندهای خاص به صورت برنامه‌نویسی اشاره کرد.

۴-۳- معادله حالت پنگ - رابینسون^۲ (۱۹۷۶)

معادله پنگ - رابینسون محبوب‌ترین معادله حالت در صنعت نفت و گاز بشمار می‌آید و کاربرد وسیعی را در این زمینه دارد. در دهه ۱۹۷۰ دکتر پنگ به همراه پرفسور رابینسون که یکی از اساتید او در دانشگاه آلبرتا بود به بررسی این معادله حالت پرداختن و به نتایج بسیار مناسبی رسیدن که امروزه به‌وفور از آن استفاده می‌شود. این معادله حالت رفتاری بسیار شبیه به رفتار معادله حالت سوا - ردلیچ - کوانگ^۳ را داراست. پنگ و رابینسون معادله اصلاح شده زیر را ارائه کردند:

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2V_m b - b^2} \quad (1-4)$$

مقادیر a و b جز خواص بحرانی هستند که با اعمال شرایط بحرانی ساخته می‌شوند. مقدار α از طریق معادله زیر محاسبه می‌شود:

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2)(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (2-4)$$

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (3-4)$$

$$b = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (4-4)$$

^۱Peng-Rabinson

^۲Peng-Robinson EOS

(۵-۴)

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

در معادلات بالا P نشان دهنده فشار، T دمای گاز برحسب کلوین (K)، V_m حجم مولی گاز برحسب $(\frac{m^3}{mol})$ ، R ثابت جهانی گازها $(8.314 \frac{J}{kmolk})$ ، P_c فشار بحرانی، T_c دمای بحرانی و ω ضریب عدم تقارن می‌باشد.

۴-۴- تجهیزات فرایند و معادلات حاکم بر آن‌ها

فرایندهای تولید ال ان جی طراحی شده دارای اجزای زیر می‌باشند.

- کمپرسور
- مبدل حرارتی
- شیر فشارشکن
- میکسر
- تقسیم‌کننده جریان
- جداکننده

۴-۴-۱- کمپرسور

کمپرسور به ماشینی اطلاق می‌شود که از آن برای افزایش فشار سیالات تراکم پذیر (گازها و بخارت) استفاده می‌گردد. در این فرایند کمپرسور وظیفه افزایش فشار مبرد را بر عهده دارد. فشار مکش در کمپرسور می‌تواند از خلأ تا مقادیر بسیار بالا تغییر نموده و به همین ترتیب فشار دهش بر کمپرسور می‌تواند از فشار زیر ۶۰۰۰ بار اتمسفر باشد و جرم مولکولی گاز مورد تراکم می‌تواند از ۲ (هیدروژن) تا ۳۵۲ (هگزاfluورو اورانیم) تغییر کند. سیکل‌های تولید گاز طبیعی مایع، صنایع پتروشیمی، پالایشگاه‌ها و... عمده‌ترین واحدهای مصرف‌کننده کمپرسور می‌باشند. امروزه ماشین‌آلات

مختلفی در صنعت وجود دارد که با اسامی مختلف نامیده می‌شوند. ولی با توجه به تعریف بنیادی که برای کمپرسورها ارائه گردید، اصولاً بایستی آن‌ها را نوع خاصی از کمپرسورها دانست.

۴-۴-۲- نیروی محرکه کمپرسورها

منظور به حرکت درآوردن کمپرسورهای موجود در مرحله تراکم، نیاز به گرداننده‌هایی می‌باشد که باید بر حسب توان موردنیاز کمپرسورهای به کار رفته در چرخه سرما سازی، اقدام به انتخاب نوع و اندازه آن‌ها نمود. در واحدهای اولیه تولید گاز طبیعی مایع، توربین‌های بخار وظیفه به گردش درآوردن کمپرسورهای مرحله تراکم را بر عهده داشته‌اند. در واحدهای جدیدتر، از توربین‌های گازی به‌عنوان گرداننده‌های کمپرسورها استفاده شده است. تلفات حرارتی بالا، از معایب اصلی این نوع گرداننده‌ها می‌باشد که منجر به بازدهی پایین واحد خواهد شد. مقداری از انرژی کمپرسورها صرف بازگشت‌ناپذیری‌ها می‌گردد. کار مصرفی توسط رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$W_{comp} = h_{out} - h_{in} \quad (۴-۶)$$

۴-۴-۳- مبدل‌های حرارتی

مبدل‌های حرارتی تقریباً پرکاربردترین عضو در فرآیندهای شیمیایی‌اند و می‌توان آن‌ها را در بیشتر واحدهای صنعتی ملاحظه کرد. مبدل‌ها تجهیزاتی هستند که امکان انتقال انرژی گرمایی بین دو یا چند سیال در دماهای مختلف را فراهم می‌کنند. این عملیات می‌تواند بین مایع_مایع، گاز_گاز و یا گاز_مایع انجام شود.

محاسبات مربوط به مبدل‌ها کاری طولانی و گاهی خسته‌کننده است. مثلاً طراحی یک مبدل برای یک عملیات به‌خصوص نیاز به حدس‌های زیادی دارد که با استفاده از آن‌ها و طبق استانداردها می‌توان اندازه‌های یک مبدل مناسب را پیدا کرد؛ اما با استفاده از برنامه‌های کامپیوتری تمام این محاسبات توسط کامپیوتر انجام می‌شود و طراح برای طراحی تنها باید شرایط عملیاتی و خواص سیالات حاضر در عملیات را وارد کند. کار خروجی و مصرفی برای مبدل صفر در نظر گرفته شده است موازنه انرژی جریان‌های مبدل‌ها طبق رابطه‌های زیر به دست می‌آید:

$$\dot{W}_{HX} = 0 \quad (7-4)$$

$$\dot{m}_1 \times (h_{1,out} - h_{1,in}) = \dot{m}_2 \times (h_{2,in} - h_{2,out}) \quad (8-4)$$

۴-۴-۴ شیر فشارشکن

کار شیر فشارشکن در حقیقت کاهش فشار مبرد می‌باشد. مقدار انتقال حرارت در این تجهیز صفر در نظر گرفته شده است. روابط حاکم بر آن به صورت زیر می‌باشند:

$$\dot{Q}_{sv} = 0 \quad (9-4)$$

$$\dot{W} = 0 \quad (10-4)$$

۵-۴-۴ مخلوط کننده جریان

وظیفه مخلوط کردن جریان‌ها بر عهده میکسر می‌باشد. در این دستگاه کار تولید شده و مقدار حرارت جذب شده صفر می‌باشد. روابط انرژی را می‌توان به صورت زیر نوشت:

$$\dot{W}_{mixer} = 0 \quad (11-4)$$

$$\dot{Q}_{mixer} = 0 \quad (12-4)$$

۶-۴-۴ تقسیم کننده جریان

معادلات جرم و انرژی برای تی به صورت زیر نوشته می‌شود:

$$\dot{W}_{Tee} = 0 \quad (13-4)$$

$$\dot{Q}_{Tee} = 0 \quad (14-4)$$

۷-۴-۴- جداکننده فازی

در این تجهیزات فاز مایع از فاز گاز جدا شده و میزان کار مصرفی و انتقال حرارت صفر در نظر گرفته می‌شود. معادلات حاکم را می‌توان به صورت زیر نوشت:

$$\dot{W}_{SEP} = 0 \quad (15-4)$$

$$\dot{Q}_{SEP} = 0 \quad (16-4)$$

۵-۴- ارزیابی و توابع اقتصادی

۱-۵-۴- ارزیابی اقتصادی

ارزیابی اقتصادی یکی از شاخه‌های مهندسی است که بر مبنای اصول اقتصادی به‌طور مناسبی هزینه اجرای سیستم را مشخص کرده و اطلاعات مفیدی به‌منظور طراحی و اجرای مقرون به‌صرفه یک سیستم را فراهم می‌آورد [۵۲].

• روش ارزش حال خالص

ارزش خالص فعلی^۱ (NPV) تفاوت بین ارزش فعلی جریانات نقدی ورودی و ارزش فعلی جریان نقدی خروجی است. از این روش برای بودجه‌بندی سرمایه استفاده می‌شود تا احتمال سرمایه‌گذاری محاسبه شده پروژه را تحلیل کند؛ به عبارت دیگر این روش، جریان نقدینگی آینده را با ارزش حال امروز معادل می‌کند.

• فاکتور تنزیل^۲

ارزش حال (PV) با استفاده از نرخ بهره فرضی که معمولاً یک نرخ تنزیلی خوانده می‌شود تعیین می‌گردد. ارزش حال یک جریان نقدینگی آینده از رابطه زیر به دست می‌آید:

$$PV = CC \times \left(1 + \frac{IR}{100}\right)^{-n} \quad (17-4)$$

¹ Net present value

² Discount factor

در رابطه بالا Z هزینه سرمایه‌گذاری اولیه، IR نرخ بهره سالیانه و n تعداد سال‌های کارکرد می‌باشد. همچنین می‌توان محاسبه ارزش حال یک جریان نقدینگی در آینده را با استفاده از فاکتور تنزیل (DF) انجام داد. فاکتور تنزیل بر اساس نرخ بهره است و می‌توان با استفاده از معادله زیر آن را تعیین کرد.

$$DF = \left(1 + \frac{IR}{100}\right)^{-n} \quad (18-4)$$

بنابراین، ارزش حال با استفاده از جریان نقدینگی آتی و فاکتور تنزیل به صورت زیر به دست می‌آید [۵۳]:

$$PV = CC \times DF \quad (19-4)$$

۴-۵-۲- توابع اقتصادی

مبنای برآورد هزینه تجهیزات سیستم تولید ال ان جی روابط و گراف‌های موجود در مراجع و مقالات بر اساس پارامترهای تعیین قیمت هر تجهیز می‌باشد. دقت تخمین‌های مذکور حدود $\pm 20\%$ می‌باشد.

نکته قابل تعمق آن است که قیمت‌ها از فروشنده‌ای به فروشنده دیگر بر اساس نوع تکنولوژی به کار گرفته شده در ساخت ممکن است تفاوت داشته باشد. هنگامی یک تخمین می‌تواند دقیق باشد که بر مبنای قیمت‌های جمع آوری شده از چندین فروشنده استوار گردد. برای محاسبه قیمت تجهیزات سیکل از رابطه کلی زیر استفاده شده است [۵۶]:

$$\text{Log}_{10} C_P^0 = K_1 + K_2 \text{Log}_{10}(A) + K_3 [\text{Log}_{10}(A)]^2 \quad (20-4)$$

در رابطه بالا A معرف ظرفیت یا پارامتر قابل اندازه‌گیری برای تجهیز، ضرایب ثابت K_1 ، K_2 و K_3 در مرجع [۴۶] آمده است. C_P^0 نیز قیمت تجهیز می‌باشد.

¹ Interest rate

۴-۵-۳- هزینه سرمایه‌گذاری

سرمایه‌گذاری لازم برای احداث هر واحد شامل هزینه‌های سرمایه‌گذاری مستقیم و غیرمستقیم می‌باشد. فاکتورهای نسبی برای تخمین سرمایه‌گذاری مستقیم بر اساس قیمت تجهیزات مربوط به واحد فرآیند به صورت جدول (۴-۱) می‌باشد [۵۴].

جدول (۴-۱) : درصد هزینه های مستقیم در سرمایه‌گذاری در واحد های صنعتی

عنوان	میزان (%)
هزینه خرید تجهیزات	۳۰
هزینه مخزن ذخیره سازی	۱۵
نصب تجهیزات خریداری شده	۱۵
ابزار دقیق و کنترل	۸
لوله کشی	۱۰
برق	۵
ساختمان‌ها	۷
محوطه‌سازی	۲
امکانات خدماتی	۸

۴-۵-۴- زمان بازگشت سرمایه

$$PB = \frac{\sum_{i=1}^y ANP_i}{CC} \quad (۴-۲۱)$$

۴-۶- مدل‌سازی فرایند

منظور از مدل‌سازی فرایند توصیف ماهیت سیستم تولید (موازنه‌های جرم و انرژی) در قالب معادلات ریاضی است. این معادلات عموماً غیرخطی و به شکل معادلات جبری، دیفرانسیلی و یا

مخلوط آنهاست که این معادلات همگی به صورت اطلاعات کتابخانه‌ای در نرم‌افزارهای شبیه‌سازی ذخیره شده‌اند. از کنار هم قرار دادن این معادلات، مدلی از فرایند ساخته می‌شود.

۴-۷- شبیه‌سازی فرایند

منظور از شبیه‌سازی فرایند یعنی به دست آوردن اطلاعات خروجی (مثلاً مشخصات محصول) از طریق حل مدل‌های فوق بر اساس اطلاعات ورودی و اطلاعات مربوط به مشخصات دستگاه‌های فرایندی که بخشی از آنها توسط کاربر به نرم‌افزار داده می‌شود، است.

۴-۸- مشخصات جریان گاز طبیعی ورودی

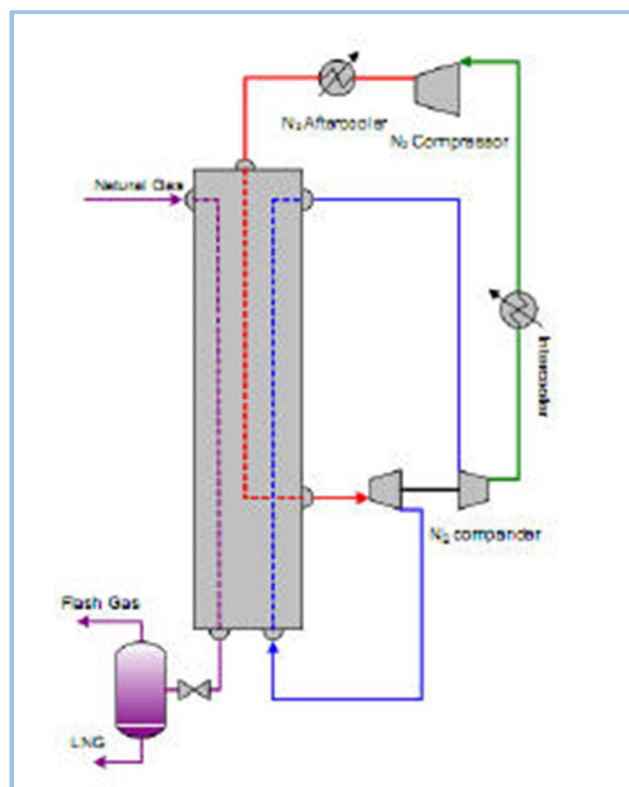
در جدول (۴-۲) به ترتیب مشخصات جریان گاز طبیعی ورودی به سیکل نشان داده شده است.

جدول (۴-۲) ترکیبات جریان گاز ورودی به سیکل

Mole Fraction	Gas
0. 9267	Methane
0. 0390	Ethane
0. 0195	Propane
0. 0098	n-Butane
0. 0050	Nitrogen

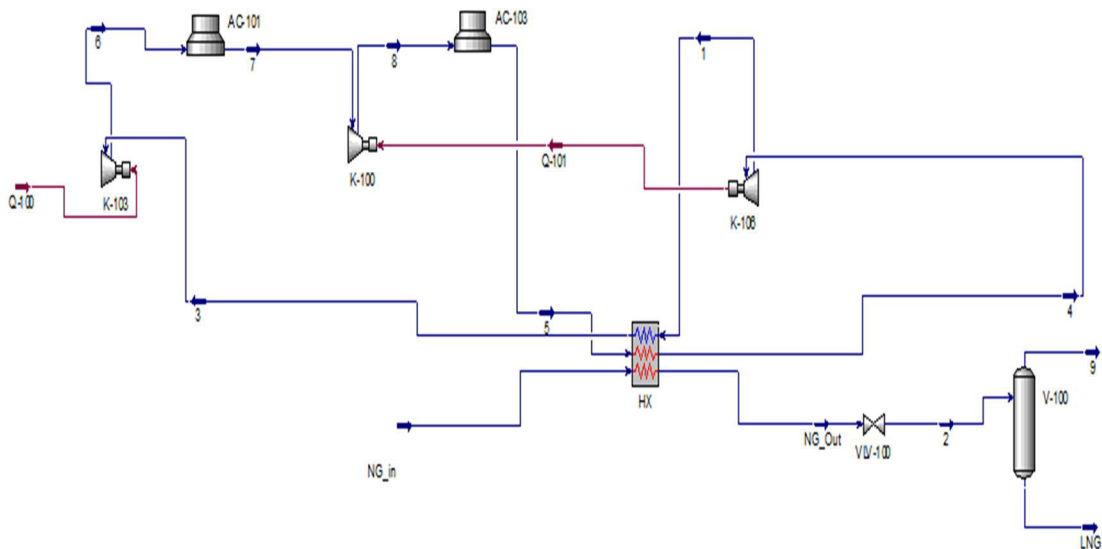
۴-۸-۲- سیکل تبرید با استفاده از مبرد نیتروژن با یک مبدل و با تجهیز اکسپندر (Hamworthy)

یکی از سیکل‌هایی که در این تحقیق مورد بررسی قرار گرفته است با استفاده از مبرد نیتروژن می‌باشد که در شکل (۴-۱) نمایی از دیاگرام مربوط به حالت ساده‌ای از این سیکل نشان داده شده است.



شکل (۱-۴) دیاگرام مربوط به سیکل تبرید با استفاده از مبرد نیتروژن با یک مبدل و با تجهیز اکسپندر

با توجه به اطلاعات دریافت شده از واحدهای مورد نظر در مطالعه که شامل واحد فجر جم، مجتمع تندگویان تهران و اطلاعات خروجی از چند پایان نامه مرتبط می‌باشد، مشخصات جریان ورودی به سیکل‌های مورد نظر و همچنین اطلاعات مربوط به سیکل‌های طراحی شده از قبیل اطلاعات مربوط به دما و فشار جریان‌های خروجی و همچنین نوع تجهیزات گرد آوری شده و با استفاده از آن‌ها در نرم‌افزار شبیه‌سازی مورد نظر صورت گرفته است که شکل (۲-۴) نشان دهنده سیکل تبرید با استفاده از مبرد نیتروژن با یک مبدل و با تجهیز اکسپندر می‌باشد.



شکل (۲-۴) سیکل تبرید با استفاده از مبرد نیتروژن با یک مبدل و با تجهیز اکسپندر

همان طور که در شکل (۲-۴) نشان داده شده است، جریان مبرد که نیتروژن می باشد ابتدا وارد کمپرسور اول شده و فشار و دمای آن افزایش می یابد. قبل از ورود مبرد به کمپرسور دوم به جهت کاهش کار مصرفی کمپرسور مبرد وارد یک ایرکولر شده تا دمای آن کاهش یابد. پس از آن مبرد وارد کمپرسور شده و فشار آن به فشار نهایی خواهد رسید. سپس مبرد به ایرکولر دوم وارد شده و دمای آن تا ۲۵ سانتی گراد کاهش پیدا خواهد کرد. مبرد با دمای ۲۵ سانتی گراد و فشار ۱۱۶ بار وارد مبدل شده و به دلیل تبادل حرارت با جریان گاز طبیعی و همچنین جریان خروجی از اکسپندر به دمای ۱۰- سانتی گراد و همچنین فشار ۱۰۹ بار می رسد. این جریان وارد اکسپندر شده و فشار آن شدیداً کاهش می یابد. این کاهش شدید سبب خواهد شد که جریان مبرد دچار افت دمای شدید شده و پس از تبادل حرارت در مبدل گاز طبیعی را به مایع تبدیل نماید. پس از عبور جریان گاز طبیعی از مبدل جریان وارد یک شیر فشارشکن شده و فشار جریان کاهش پیدا می کند و دمای جریان در نهایت تا ۱۶۰- درجه کاهش می یابد. به دلیل دوفازی بودن جریان خروجی در نهایت جریان وارد یک جداکننده^۱ شده و جریان مایع گاز یا همان LNG از قسمت پایین جداکننده خارج می گردد.

در ادامه مشخصات مربوط به تجهیزات که از نرم افزار به دست آمده در جدول (۳-۴)، (۴-۴) و (۵-۴) آورده شده است.

¹ Separator

جدول (۳-۴) مشخصات کمپرسورها و اکسپندر موجود در سیکل تبرید اول

Polytropic Efficiency	outlet		inlet		component
	P (bar)	T (C)	P (bar)	T (C)	
79.738	50	204.4	10	-3.030	Compressor 1
77.726	117.1	133.1	49.95	25	Compressor 2
63.412	3.074	-150	109	-10	TurboExpander

جدول (۴-۴) مشخصات ایرکولرهای استفاده شده در سیکل تبرید اول

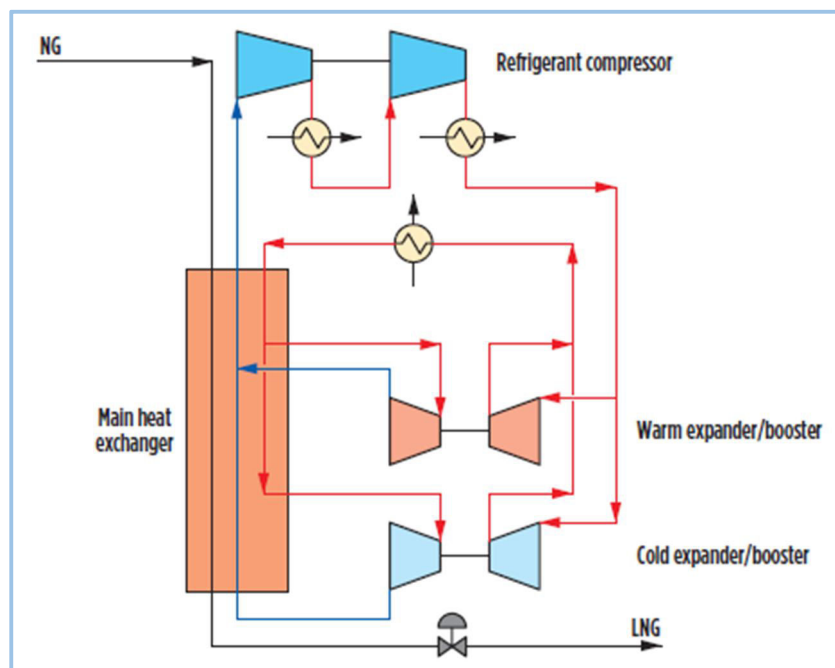
Air intake		outlet		inlet		Component
P (bar)	T (C)	P (bar)	T (C)	P (bar)	T (C)	
1.013	25	49.95	25	50	204.4	Air Cooler 1
1.013	25	116.1	25	117.1	133.1	Air Cooler 2

جدول (۵-۴) مشخصات مبدل قرارگرفته در سیکل تبرید اول

Stream Outle	Stream Inlet	Componant
NG_out	NG_in	HX
3	1	
4	5	

۳-۸-۴- سیکل تبرید با استفاده از مبرد نیتروژن با دو مبدل و با تجهیز دو اکسپندر

سیکل دوم مشابه به سیکل قبلی می‌باشد ولی تفاوت اندکی در تعداد تجهیزات دارد. در این سیکل دو مبدل و دو اکسپندر استفاده شده است که شماتیک کلی مربوط به این سیکل را در شکل (۳-۴) مشاهده می‌کنید.



شکل (۳-۴) سیکل تبرید Dual Expander با مبرد نیتروژن

همان‌طور که در شکل (۴-۴) نشان داده شده است دو اکسپندر، دو کمپرسور و دو مبدل در سیکل استفاده شده است. در این سیکل جریان مبرد با دمای -62 سانتی‌گراد و با فشار 5.1 بار وارد کمپرسور اول می‌گردد. به دلیل افزایش دمای جریان پس از عبور مبرد از کمپرسور از ایرکولر استفاده شده است. در خروجی دومین کمپرسور فشار جریان به 55 بار و دمای آن به 157.3 درجه سانتی‌گراد می‌رسد و سپس وارد ایرکولر دوم می‌شود و دمای آن تا 30 درجه سانتی‌گراد کاهش می‌یابد. جریان قبل از وارد شدن به توربواکسپندر وارد مبدل می‌گردد. در مبدل، مبرد با دو جریان دیگر تبادل گرمایی انجام می‌دهد و مقداری سرد می‌شود که این سبب خواهد شد مصرف انرژی در سیکل کاهش پیدا کند. جریان خروجی مبرد از مبدل دارای دمای -70 درجه سانتی‌گراد و فشار 50

جدول (۴-۶) مشخصات کولرهای موجود در سیکل تبرید دوم

Air intake		outlet		inlet		Component
P (bar)	T (C)	P (bar)	T (C)	P (bar)	T (C)	
1.013	25	25	50	25	278.2	Air Cooler 1
1.013	25	55	30	55	157.3	Air Cooler 2

جدول (۴-۷) مشخصات کمپرسور و توربواکسپندرهای موجود در سیکل تبرید دوم

Polytropic Efficiency	outlet		inlet		Component
	P (bar)	T (C)	P (bar)	T (C)	
82	25	278.2	1.5	-62.94	Compressor 1
77	55	157.3	25	50	Compressor 2
67	2	-174.1	50	-70	TurboExpander 1
67	1.5	-179.3	50	-70	TurboExpander 2

جدول (۴-۸) مشخصات مبدل‌های موجود در سیکل تبرید دوم

Outlet Stream	Inlet Stream	
NG_out	NG_in	HX 1
20	35	
27	36	
LNG	NG_out	HX 2
34	33	

۴-۸-۴- سیکل تبرید با استفاده از مبرد متان با یک مبدل و با تجهیز یک اکسپندر

این سیکل کاملاً مشابه با سیکل اول می‌باشد با این تفاوت که مبرد استفاده شده در آن متان می‌باشد. تمامی پارامترهای طراحی مشابه سیکل اول در نظر گرفته شد و مشاهده گردید که مبرد متان در کمپرسورها به دو فاز تبدیل می‌شود. به همین دلیل نمی‌توان از متان خالص به‌عنوان مبرد در شرایط در نظر گرفته‌شده استفاده کرد. به‌منظور حل این مشکل مقدار بسیار کمی از نیتروژن به مبرد که متان می‌باشد اضافه شده است به‌طوری‌که این مقدار کمتر از ۰/۰۱ درصد از فراکسیون مولی کل مبرد می‌باشد.

جدول (۹-۴) مشخصات کولرهای موجود در سیکل تبرید سوم

Air intake		outlet		inlet		Component
P (bar)	T (C)	P (bar)	T (C)	P (bar)	T (C)	
1. 013	25	49. 95	25	50	77. 18	Air Cooler 1
1. 013	25	117. 2	25	118. 2	110. 2	Air Cooler 2

جدول (۱۰-۴) مشخصات کمپرسورهای موجود در سیکل تبرید سوم

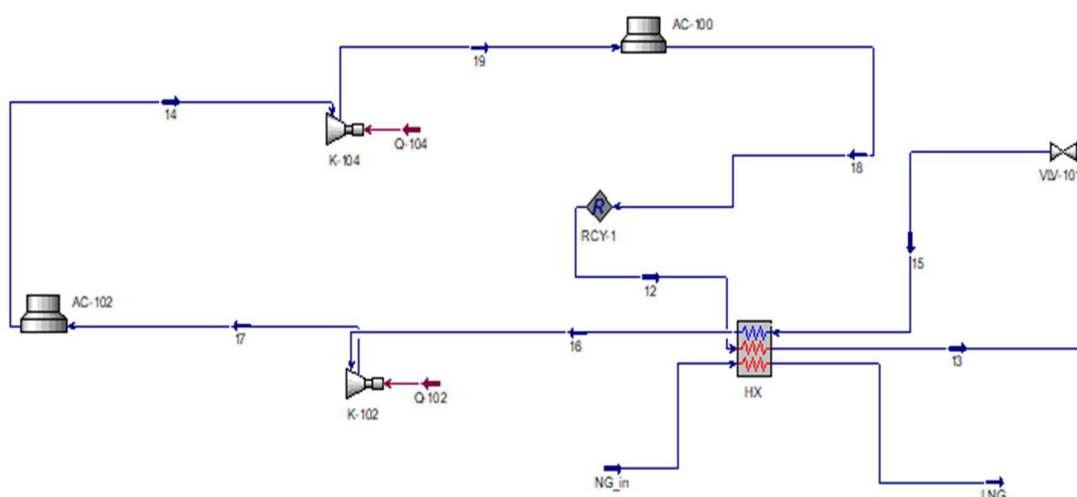
Polytropic Efficiency	outlet		inlet		Component
	P (bar)	T (C)	P (bar)	T (C)	
79	50	77. 18	10	-57. 72	Compressor 1
77	118. 2	110. 2	49. 95	25	Compressor 2
70	2. 425	-150	109	-10	TurboExpander

جدول (۴-۱۱) مشخصات مبدل‌های موجود در سیکل تبرید سوم

Outlet Stream	Inlet Stream	
NG_out	NG_in	HX
3	1	
4	5	

۴-۸-۵- سیکل تبرید بدون استفاده از اکسپندر با تک مبرد متان

به‌منظور بررسی تأثیر عدم استفاده از توربواکسپندر، سیکل تبرید Prico را که در آن تنها از کمپرسور و شیر فشار کن و همچنین کولر تشکیل شده است، شبیه‌سازی گردیده است. در شکل (۴-۵) سیکل تبرید بدون استفاده از اکسپندر با تک مبرد متان نشان داده شده است.



شکل (۴-۵) سیکل تبرید Prico بدون استفاده از اکسپندر با تک مبرد متان

مشخصات مربوط به کولرها، کمپرسور و توربواکسپندرها و همچنین مبدل‌های استفاده شده در سیکل تبرید بدون استفاده از اکسپندر با تک مبرد متان به ترتیب در جداول (۴-۱۱)، (۴-۱۲) و (۴-۱۳) آورده شده است.

جدول (۱۲-۴) مشخصات کولرهای مسیر جریان تبرید در سیکل تبرید چهارم

Air intake		outlet		inlet		component
P (bar)	T (C)	P (bar)	T (C)	P (bar)	T (C)	
1. 013	25	15	80	15	294	Air Cooler 1
1. 013	25	30	30	30	153. 7	Air Cooler 2

جدول (۱۳-۴) مشخصات کمپرسورهای مسیر جریان تبرید در سیکل تبرید چهارم

Polytropic Efficiency	outlet		inlet		Component
	P (bar)	T (C)	P (bar)	T (C)	
79	15	294. 4	1	15. 82	Compressor 1
77	30	153. 7	15	80	Compressor 2

جدول (۱۴-۴) مشخصات مبدل مسیر جریان تبرید در سیکل تبرید چهارم

Outlet Stream	Inlet Stream	HX
LNG	NG_in	
13	12	
16	15	

۴-۸-۶- بهینه‌سازی

اولین قدم در حل هر مسئله بهینه‌سازی، تعریف مرزها می‌باشد. این مرزها باید تمامی زیر سیستم‌های موجود که بر روی عملکرد سیستم تأثیر می‌گذارند را شامل شود. هنگامی که سیستم پیچیده باشد، سیستم به زیر سیستم‌های تبدیل می‌شود که در این شرایط، بهینه‌سازی برای هر یک از زیر سیستم‌ها به صورت جداگانه انجام می‌گیرد.

۴-۸-۶-۱- تابع هدف و شرایط سیستم

قدم بعدی در حل مسئله بهینه‌سازی تعریف شرایط سیستم می‌باشد که عموماً به آن تابع هدف گفته می‌شود. تابع هدف بستگی به شرایط مسئله می‌تواند کمینه یا بیشینه باشد. شرایط و ضوابط بهینه‌سازی می‌تواند بسیار گسترده باشد. برای نمونه می‌تواند بر اساس بازده (مانند بازده انرژی، انرژی و یا دیگر بازده‌ها)، اقتصادی (مانند هزینه سرمایه‌گذاری اولیه، شاخص سودآوری)، فنی (مانند نرخ تولید) باشد.

۴-۸-۶-۲- متغیرهای تصمیم‌گیری

در مرحله بعد می‌بایست به منظور فرموله کردن یک مسئله بهینه‌سازی چندین متغیر تصمیم‌گیری مستقل را انتخاب کرد به طوری که تمامی حالت‌های ممکن یک سیستم در بر بگیرد. در هنگام انتخاب این متغیرهای تصمیم‌گیری باید توجه داشت که این متغیرها بر عملکرد و هزینه کل سیستم تأثیرگذار باشند. در هر مسئله بهینه‌سازی تنها متغیرهای تصمیم‌گیری دچار تغییرات می‌شوند.

۴-۸-۶-۳- قیدها

محدودیت‌ها در یک مسئله بهینه‌سازی ممکن است به دلایل فضای مورد استفاده، تجهیزات یا مواد بکار رفته ایجاد شده باشد. برای مثال این محدودیت‌ها می‌تواند بالاترین دمای مورد استفاده در تجهیزات، فشار مجاز و دیگر مسائل باشد. همچنین در یک مسئله بهینه‌سازی می‌بایست، مقدار کمینه بعضی از پارامترها لحاظ گردد. به همین دلیل مقادیر کمینه و بیشینه متغیرهای تصمیم‌گیری می‌بایست در قیدها لحاظ شود.

۴-۸-۷- تابع هدف، قیدها و الگوریتم

۴-۸-۷-۱- تابع هدف

با توجه به آنکه در سیکل‌های شبیه‌سازی شده کمپرسورها و توربواکسپنדרها به ترتیب به‌عنوان مصرف کننده و تولید کننده انرژی الکتریکی هستند، می‌توان کار مصرفی خالص را به‌عنوان تابع هدف

در بهینه‌سازی در نظر گرفت.

$$\text{function} = \sum (W_{\text{compressor}} - W_{\text{turbo expander}}) \quad (22-4)$$

۴-۸-۷-۲- قیدها

برای به دست آوردن یک مقدار بهینه معقول لازم است چندین قید برای بهینه‌سازی لحاظ شود. جدول زیر قیدهای بکار برده شده در بهینه‌سازی را نشان می‌دهد:

جدول (۴-۱۵) قیدها و محدوده آنها برای سیکل اول

Adjusted variable	Min	Max
Compressor 1 outlet Pressure(bar)	10	60
Compressor 2 outlet Pressure(bar)	30	130
Expander Outlet Pressure(bar)	0.8	3.5
Flow Rate N2(kg/h)	500	750

جدول (۴-۱۶) قیدها و محدوده آنها برای سیکل دوم

Adjusted variable	Min	Max
Compressor 1 outlet Pressure(bar)	10	35
Compressor 2 outlet Pressure(bar)	30	80
Expander Outlet Pressure(bar)	1	3
Flow Rate N2(kg/h)	450	800

جدول (۴-۱۷) قیدها و محدوده آنها برای سیکل سوم

Adjusted variable	Min	Max
Compressor 1 outlet Pressure(bar)	10	60
Compressor 2 outlet Pressure(bar)	30	130
Exp Outlet Pressure(bar)	1	3
Flow Rate CH4 (kg/h)	500	750

جدول (۱۸-۴) قیدها و محدوده آنها برای سیکل چهارم

Adjusted variable	Min	Max
Compressor 1 outlet Pressure(bar)	2	20
Compressor 2 outlet Pressure(bar)	20	60
Flow Rate N2(kg/h)	450	800

۳-۷-۸-۴- بهینه سازی و نتایج

در نرم افزار اسپن هایسیس با استفاده از Optimizer سیکل های شبیه سازی شده در راستای کاهش مصرف انرژی بهینه می شوند. همان طور که ابتدا گفته شد تابع مورد نظر که هدف، مینیمم کردن آن بود مربوط به کار کمپرسورها و توربواکسپندر ها است که با انجام بهینه سازی برای هر کدام از سیکل های مورد نظر مقدار بهینه برای هر کدام از قیدها در جدول (۱۹-۴) نشان داده شده است.

جدول (۱۹-۴) مقادیر بهینه قیدها

Cycle number	1	2	3	4
Compressor 1 outlet Pressure(bar)	26	22	20.25	18.22
Compressor 2 outlet Pressure(bar)	67	56	39.5	57.36
Expander Outlet Pressure(bar)	1.12	1.7	1.35	-
Flow Rate (kg/h)	600	700	600	750

کار مصرفی در سیکل‌ها بهینه شده نیز در جدول (۴-۲۰) آورده شده است.

جدول (۴-۲۰) میزان مصرف انرژی قبل و بعد از بهینه‌سازی

سیکل مورد نظر	مصرف انرژی سیکل پس از بهینه‌سازی (KW)	مصرف انرژی سیکل قبل از بهینه‌سازی (KW)	تغییرات (%)
1	32.23	36.47	11.6
2	28.42	33.56	15.3
3	43.67	47.64	8.3
4	49.86	52.34	4.7

همان‌طور که در جدول (۴-۱۸) مشاهده می‌شود کمترین مقدار مصرف در سیکل‌های طراحی شده مربوط به سیکل دوم می‌باشد. نکته مهمی که در سیکل‌های طراحی شده با اکسپندر وجود دارد این است که این تجهیز تولید انرژی می‌کند و می‌توان برای راه‌اندازی کمپرسور از این انرژی استفاده کنیم و لذا مصرف انرژی در سیکل کاهش خواهد یافت. نتایج کلی مربوط به هرکدام از سیکل‌ها را در فصل آینده به تفصیل بیان شده است. از طرفی از آنجاکه در سیکل چهارم از اکسپندر استفاده نشده است بالاترین میزان مصرف انرژی و همچنین بهبود را پس از بهینه‌سازی دارا می‌باشد.

۴-۹- نتایج اقتصادی

در این تحقیق موضوع اصلی در مورد تبرید گاز مایع با استفاده از فرایند ذکر شده بود که مورد بررسی قرار گرفت و در ادامه هرکدام از فرایندهای نام برده با شرایط یکسان در چرخه تولید مورد بررسی قرار گرفته‌اند. پارامترهای اقتصادی در نظر گرفته شده در جدول (۴-۱۸) نشان داده شده است.

جدول (۴-۲۱) پارامترهای اقتصادی [۵۳، ۵۵]

12	نرخ تورم (%)
20	تعداد سال‌های کارکرد
7200	تعداد ساعات کارکرد سالیانه
120000	نرخ دلار به ریال
700	بهای برق (کیلو وات ساعت/ریال)
5	نرخ افزایش هر کیلو وات ساعت برق در سال (%)
3	هزینه تعمیر و نگهداری نسبت به هزینه خرید تجهیزات (%)
1400	سود ناشی از واحد ال ان جی برای شرکت بکارگیرنده (میلیون تومان)
6	نرخ افزایش سود برای شرکت بکارگیرنده (%)

با توجه به اجزای مختلف بکار رفته در سیکل‌های شبیه‌سازی شده، هزینه سرمایه‌گذاری اولیه این سیستم‌ها متمایز می‌باشند. همچنین با توجه به اینکه میزان برق مصرفی در سیکل‌ها متفاوت می‌باشد هزینه‌های جاری متمایزی به هر سیکل تحمیل می‌شود. از آنجاکه نرخ افزایش سود نقش حائز اهمیتی در بازگشت سرمایه دارد، سه نرخ متفاوت برای هر کدام از سیکل‌ها در نظر گرفته شده است.

جدول (۴-۲۲) نتایج حاصل از محاسبه سود و هزینه‌های سالانه سیکل اول

سود خالص در هر سال (میلیون تومان)	هزینه تعمیرات و نگهداری (میلیون تومان) با نرخ تورم 12%	هزینه برق (میلیون تومان) با نرخ افزایش خرید 5%	سود ناشی از استفاده از واحد ال ان جی (میلیون تومان) با نرخ افزایش سود 6%	سال
-4621	0	0	0	سال صفر
1245	138.8	16.24	1400	سال اول
1312	155.4	17.06	1484	سال دوم
1381	174	17.91	1573	سال سوم
1454	194.4	18.8	1667	سال چهارم
1529	218.3	19.74	1767	سال پنجم
1608	244.5	20.73	1874	سال ششم
1690	273.9	21.77	1986	سال هفتم
1775	306.7	22.86	2105	سال هشتم
1864	343.5	24	2231	سال نهم
1955	384.8	25.2	2365	سال دهم

جدول (۴-۲۳) نتایج حاصل از محاسبه سود و هزینه‌های سالانه سیکل دوم

سود خالص در هر سال (میلیون تومان)	هزینه تعمیرات و نگهداری (میلیون تومان) با نرخ تورم 12%	هزینه برق (میلیون تومان) با نرخ افزایش خرید 5%	سود ناشی از استفاده از واحد ال ان جی (میلیون تومان) با نرخ افزایش سود 6%	سال
-6076	0	0	0	سال صفر
1203	182.3	14.32	1400	سال اول
1265	204.2	15.04	1484	سال دوم
1329	228.7	15.79	1573	سال سوم
1395	256.1	16.58	1667	سال چهارم
1463	286.8	17.41	1767	سال پنجم
1534	321.2	18.28	1874	سال ششم
1607	359.8	19.2	1986	سال هفتم
1682	403	20.15	2105	سال هشتم
1759	451.3	21.16	2231	سال نهم
1838	505.5	22.22	2365	سال دهم

جدول (۴-۲۴) نتایج حاصل از محاسبه سود و هزینه‌های سالانه سیکل سوم

سود خالص در هر سال (میلیون تومان)	هزینه تعمیرات و نگهداری (میلیون تومان) با نرخ تورم 12%	هزینه برق (میلیون تومان) با نرخ افزایش خرید 5%	سود ناشی از استفاده از واحد ال ان جی (میلیون تومان) با نرخ افزایش سود 6%	سال
-5086	0	0	0	سال صفر
1225	152.6	22.01	1400	سال اول
1290	170.9	23.11	1484	سال دوم
1357	191.4	24.27	1573	سال سوم
1428	214.4	25.48	1667	سال چهارم
1501	240.1	26.75	1767	سال پنجم
1577	268.9	28.09	1874	سال ششم
1655	301.2	29.5	1986	سال هفتم
1737	337.3	30.97	2105	سال هشتم
1821	377.8	32.52	2231	سال نهم
1908	423.1	34.14	2365	سال دهم

جدول (۴-۲۵) نتایج حاصل از محاسبه سود و هزینه‌های سالانه سیکل چهارم

سود خالص در هر سال (میلیون تومان)	هزینه تعمیرات و نگهداری (میلیون تومان) با نرخ تورم 12%	هزینه برق (میلیون تومان) با نرخ افزایش خرید 5%	سود ناشی از استفاده از واحد ال ان جی (میلیون تومان) با نرخ افزایش سود 6%	سال
-4581	0	0	0	سال صفر
1237	137.4	25.13	1400	سال اول
1304	153.9	26.39	1484	سال دوم
1373	172.4	27.71	1573	سال سوم
1445	193.1	29.09	1667	سال چهارم
1521	216.2	30.54	1767	سال پنجم
1599	242.2	32.07	1874	سال ششم
1681	271.3	33.68	1986	سال هفتم
1766	303.8	35.36	2105	سال هشتم
1854	340.3	37.13	2231	سال نهم
1945	381.1	38.98	2365	سال دهم

جدول (۴-۲۶) زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود ۶ درصد

زمان (سال)	سیکل
3.5	اول
4.5	دوم
3.9	سوم
3.5	چهارم

همان‌طور که در جدول (۴-۲۶) مشاهده می‌شود کمترین زمان بازگشت سرمایه مربوط به سیکل‌های اول و چهارم می‌باشد زیرا در مقایسه با سایر سیکل‌ها دارای کمترین تجهیزات می‌باشند. ویژگی سیکل اول پایین بودن مصرف انرژی و بالا بودن هزینه سرمایه‌گذاری آن نسبت به سیکل چهارم می‌باشد. همان‌طور که نتایج نشان داده است استفاده از اکسپندر در سیکل اول منجر به صرفه‌جویی در مصرف انرژی شده و هزینه بیشتر سرمایه‌گذاری را در مقایسه با سیکل چهارم توجیح می‌کند به نحوی که زمان برگشت سرمایه برای هر دو سیکل برابر شده است. از طرفی در سیکل چهارم بیشترین انرژی الکتریکی مصرف می‌شود و چنانچه تنها هزینه سرمایه‌گذاری اولیه به عنوان اولویت در انتخاب سیکل‌ها باشد، استفاده از دو اکسپندر توجیه‌پذیر نمی‌باشد. البته چنانچه یکی از اهداف اصلی صرفه‌جویی در مصرف انرژی باشد استفاده از دو اکسپندر در سیکل تولید ال ان جی کاملاً مناسب می‌باشد.

همان‌طور که در جدول (۴-۲۷) نشان داده شده است، نرخ افزایش سود بر زمان بازگشت سرمایه تأثیر می‌گذارد به طوری که با افزایش آن زمان بازگشت سرمایه برای تمامی سیکل‌ها کاهش یافته است. با توجه به نتایج به دست آمده و مقایسه بین آن‌ها بیشترین تأثیر نرخ افزایش سود بر سیکلی است که دارای بیشترین هزینه سرمایه‌گذاری می‌باشد که با توجه به سیکل‌های بررسی شده در این تحقیق این تأثیر بر سیکل دوم پررنگ‌تر می‌باشد که زمان بازگشت سرمایه از ۵ سال به ۴.۲ سال کاهش می‌یابد.

جدول (۴-۲۷) تأثیر نرخ افزایش سود بر زمان بازگشت سرمایه

		سیکل
4621	هزینه سرمایه‌گذاری (میلیون تومان)	اول
3.3	زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 10٪ (سال)	
3.5	زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 6٪ (سال)	
3.8	زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 2٪ (سال)	
6076	هزینه سرمایه‌گذاری (میلیون تومان)	دوم
4.2	زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 10٪ (سال)	
4.5	زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 6٪ (سال)	
5	زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 2٪ (سال)	
5086	هزینه سرمایه‌گذاری (میلیون تومان)	سوم
3.7	زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 10٪ (سال)	
3.9	زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 6٪ (سال)	
4.2	زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 2٪ (سال)	
4581	هزینه سرمایه‌گذاری (میلیون تومان)	چهارم
3.3	زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 10٪ (سال)	
3.5	زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 6٪ (سال)	
3.7	زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 2٪ (سال)	

در ادامه نمودارهای میله‌ای زمان بازگشت سرمایه برای هر چهار سیکل با ۳ نرخ متفاوت افزایش سود آورده شده است.



شکل (۴-۶) نمودار میله‌ای زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 2%



شکل (۴-۷) نمودار میله‌ای زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 6%



شکل (۴-۸) نمودار میله‌ای زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود 10%

فصل ۵: نتیجه‌گیری و پیشنهادات

۵-۱- نتیجه‌گیری

در این تحقیق سیکل‌های مختلف جهت مایع سازی گاز طبیعی مرور شده و در بین سیکل‌های مطالعه شده چهار سیکل را که قابلیت استفاده در واحدهای مینی ال ان جی دارند انتخاب کرده‌ایم. در این سیکل‌ها حالات مختلف قرارگیری کمپرسور و اکسپندر و همچنین استفاده از دو مبرد نیتروژن و متان بررسی شده است. همان‌طور که نشان داده شد این چهار سیکل با استفاده از نرم‌افزار اسپن هایسیس شبیه‌سازی شده است و با استفاده از optimizer موجود در نرم‌افزار هر کدام از سیکل‌ها بهینه‌سازی شده‌اند. در قسمت بهینه‌سازی تابع هدف مورد نظر میزان کار مصرفی در هر کدام از سیکل‌ها انتخاب شده است.

- نتایج نشان داد که وجود متان در سیکل توربو اکسپندر به جای نیتروژن سبب بالا رفتن کار مصرفی کمپرسورها می‌شود لذا از مقایسه استفاده از دو مبرد در یک سیکل، نتیجه داده شد که استفاده از نیتروژن سبب کاهش کار مصرفی کمپرسور در مقایسه با مبرد متان می‌شود.
- وجود متان به‌طور ۱۰۰ درصد در سیکل سوم سبب دوفازی شدن جریان در داخل کمپرسورها شد. لذا در شبیه‌سازی صورت گرفته مقدار اندکی نیتروژن به متان در سیکل سوم اضافه شد.
- نتایج شبیه‌سازی نشان داد که در سیکل دوم تنها می‌توان از مبرد نیتروژن در سیکل استفاده کرد و مبرد متان را نمی‌توان در این سیکل استفاده کرد.
- نتایج اقتصادی نشان می‌دهد که زمان بازگشت سرمایه در بدترین و بهترین حالت برای تمامی سیکل‌ها به ترتیب در حدود ۵ و ۳/۳ سال می‌باشد. همچنین نرخ افزایش سود تأثیر به‌سزایی در زمان بازگشت سرمایه دارد، بخصوص برای سیکل‌هایی که هزینه اولیه بیشتری را دارند. به‌طوری‌که در سیکل دوم زمان بازگشت سرمایه با نرخ افزایش سود ۲٪ و ۱۰٪ به ترتیب برابر ۴/۲ و ۵ سال می‌باشد.
- نتایج نشان داد که کمترین مقدار مصرف در سیکل‌های طراحی شده مربوط به سیکل دوم می‌باشد. از طرفی از آنجا که در سیکل چهارم از اکسپندر استفاده نشده است بالاترین میزان مصرف انرژی و همچنین بهبود را پس از بهینه‌سازی دارا می‌باشد.

۵-۲- پیشنهادات

با توجه به طراحی‌های انجام شده در این تحقیق می‌توان موارد زیر را به‌عنوان پیشنهاد برای ادامه کار ارائه کرد:

- تغییر تعداد کمپرسورها و کولرها و بررسی اثر افزایش آن‌ها بر روی سیکل
- تأثیر وجود مبرد مخلوط در سیکل‌های با تجهیز توربوواکسپندر
- استفاده از مبدل‌های دیگر در سیکل‌های طراحی شده و بررسی مصرف انرژی
- در نظرگیری توابع هدف متفاوت

- [1] I. G. Union, World LNG report, *International Gas Union*, 2014 .
- [2] S. Mokhatab, W. A. Poe, *Handbook of natural gas transmission and processing*: Gulf professional publishing, 2012.
- [3] M. Barclay, N. Denton, Selecting offshore LNG processes, *LNG journal*, Vol. 10, No. 1, pp. 34-36, 2005.
- [4] H. Saddler, M. Diesendorf, R. Denniss, Clean energy scenarios for Australia, *Energy Policy*, Vol. 35, No. 2, pp. 1245-1256, 2007 .
- [5] S. Kumar, H.-T. Kwon, K.-H. Choi, J. H. Cho, W. Lim, I. Moon, Current status and future projections of LNG demand and supplies: A global prospective, *Energy Policy*, Vol. 39, No. 7, pp. 4097-4104, 2011 .
- [6] W. Lin, N. Zhang, A. Gu, LNG (liquefied natural gas): a necessary part in China's future energy infrastructure, *Energy*, Vol. 35 ,No. 11, pp. 4383-4391, 2010 .
- [7] K. Katzman, *Iran sanctions*: DIANE Publishing, 2010 .
- [8] A. O. Fredheim, P. Paurola, Natural gas liquefaction process, Google Patents, 2008 .
- [9] Y. Kikkawa, M. Nakamura, S. Sugiyama, Development of liquefaction process for natural gas, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Vol. 30, No. 4, pp. 625-630, 1997 .
- [10] W.-s. Cao, X.-s. Lu, W.-s. Lin, A.-z. Gu, Parameter comparison of two small-scale natural gas liquefaction processes in skid-mounted packages, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 26, No. 8-9, pp. 898-904, 2006 .
- [11] P. Bosma, R. K. Nagelvoort, Liquefaction technology; developments through history, in *Proceeding of*, Elsevier, pp. 19-31 .
- [12] X. Xu, J. Liu, C. Jiang, L. Cao, The correlation between mixed refrigerant composition and ambient conditions in the PRICO LNG process, *Applied energy*, Vol. 102, pp. 1127-1136, 2013 .
- [13] A. Mortazavi, C. Somers, A. Alabdulkarem, Y. Hwang, R. Radermacher, Enhancement of APCI cycle efficiency with absorption chillers, *Energy*, Vol. 35, No. 9, pp. 3877-3882, 2010 .
- [14] J. Bukowski, Y. N. Liu, S. Boccella, L. Kowalski, Innovations in natural gas liquefaction technology for future LNG plants and floating LNG facilities, in *Proceeding of*, Seoul, South Korea, pp .
- [15] C. Houser, L. Krusen, Phillips optimised cascade LNG process, in *Proceeding of*, 1-11 .
- [16] L. K. Swenson, Single mixed refrigerant, closed loop process for liquefying natural gas, Google Patents, 1977 .
- [17] M. S. Khan, I. Karimi, M. Lee, Evolution and optimization of the dual mixed refrigerant process of natural gas liquefaction, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 96, pp. 320-329, 2016 .
- [18] J. Foglietta, Production of LNG using dual independent expander refrigeration cycles, in *Proceeding of* .

- [19] E. T. Cole, R. R. Bowen, Cascade refrigeration process for liquefaction of natural gas, Google Patents, 2000 .
- [20] F. D. Nogal, J.-K. Kim, S. Perry, R. Smith, Optimal design of mixed refrigerant cycles, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol. 47, No. 2 , pp. 8724-8740, 2008 .
- [21] L. Castillo, C. Dorao, Influence of the plot area in an economical analysis for selecting small scale LNG technologies for remote gas production, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Vol. 2, No. 6, pp. 302-309, 201 .
- [22] T. He, Y. Ju, Performance improvement of nitrogen expansion liquefaction process for small-scale LNG plant, *Cryogenics*, Vol. 61, pp. 111-119, 2014 .
- [23] M. M. H. Shirazi, D. Mowla, Energy optimization for liquefaction process of natural gas in peak shaving plant, *Energy*, Vol. 35, No. 7, pp. 2878-2885, 2010 .
- [24] C. Remeljei, A. Hoadley, An exergy analysis of small-scale liquefied natural gas (LNG) liquefaction processes, *Energy*, Vol. 31, No. 12, pp. 2005-2019, 2006 .
- [25] T. Morosuk, S. Tesch ,A. Hiemann, G. Tsatsaronis, N. B. Omar, Evaluation of the PRICO liquefaction process using exergy-based methods, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Vol. 27, pp. 23-31, 2015 .
- [26] M. Mehrpooya, M. Omid, A. Vatani, Novel mixed fluid cascade natural gas liquefaction process configuration using absorption refrigeration system, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 98, pp. 591-604, 2016 .
- [27] F. Fazlollahi, A. Bown, S. Saeidi, E. Ebrahimzadeh, L. L. Baxter, Transient natural gas liquefaction process comparison-dynamic heat exchanger under transient changes in flow, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 109, pp. 775-788, 2016 .
- [28] B. Austbø, S. W. Løvseth, T. Gundersen, Annotated bibliography—Use of optimization in LNG process design and operation, *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 71, pp. 391-414, 2014 .
- [29] E. Lisowski, W. Czyżycki, Transport and storage of LNG in container tanks, *Journal of KONES*, Vol. 18, pp. 193-201, 2011 .
- [30] K. C. Gulati, Liquefied gas storage tank, Google Patents, 2004 .
- [31] A. Finn, Effective LNG production offshore, in *Proceeding of*, 13 .
- [32] K. C. Gulati, Liquefied natural gas storage tank, Google Patents, 2004 .
- [33] J. A. Alderman, Introduction to LNG safety, *Process Safety Progress*, Vol. 24, No. 3, pp. 144-151 .
- [34] M. M. Foss, F. Delano, G. Gulen, R. Makaryan, LNG safety and security, *Center for Energy Economics (CEE)*, 2003 .
- [35] F. Almeida-Trasvina, R. Smith, *Design and Optimisation of Novel Cascade Refrigeration Cycles for LNG Production*, in: *Computer Aided Chemical Engineering*, Eds., pp. 621-626: Elsevier, 2018 .
- [36] M. Ancona, M. Bianchi, L. Branchini, A. De Pascale, F. Melino, M. Mormile, M. Palella, On-site LNG production at filling stations, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 137, pp. 142-153 .
- [37] M. Mehrpooya, M. M. M. Sharifzadeh, M. H. Katooli, Thermodynamic analysis of integrated LNG regasification process configurations, *Progress in Energy and Combustion Science*, Vol. 69, pp. 1-27, 2018 .

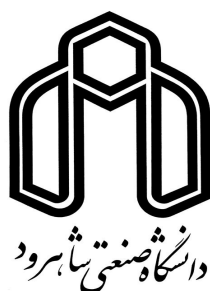
- [38] A. Bittante, F. Pettersson, H. Saxén ,Optimization of a small-scale LNG supply chain, *Energy*, Vol. 148, pp. 79-89, 2018 .
- [39] P. Moein, M. Sarmad, M. Khakpour, H. Delaram, Methane addition effect on a dual nitrogen expander refrigeration cycle for LNG production, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Vol. 33, pp. 1-7, 2016 .
- [40] M. Ebadollahi, H. Rostamzadeh, M. Z. Pedram, H. Ghaebi, M. Amidpour, Proposal and assessment of a new geothermal-based multigeneration system for cooling, heating, power, and hydrogen production, using LNG cold energy recovery, *Renewable Energy*, Vol. 135, pp. 66-87, 2019 .
- [41] A. Vatani, M. Mehrpooya, B. Tirandazi, A novel process configuration for co-production of NGL and LNG with low energy requirement, *Chemical engineering and processing: process intensification*, Vol. 63, pp. 16-24, 2013 .
- [42] H. Ansarinassab, M. Mehrpooya, Advanced exergoeconomic analysis of a novel process for production of LNG by using a single effect absorption refrigeration cycle, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 114, pp. 719-732 .
- [43] M. Wang, R. Khalilpour, A. Abbas, *Effect of feed natural gas conditions on the performance of mixed refrigerant LNG process*, in: *Computer Aided Chemical Engineering*, Eds., pp. 2309-2314: Elsevier, 2015 .
- [44] H. Habibi, M. Zoghi, A. Chitsaz ,K. Javaherdeh, M. Ayazpour, Thermo-economic analysis and optimization of combined PERC-ORC-LNG power system for diesel engine waste heat recovery, *Energy Conversion and Management*, Vol. 173, pp. 613-625, 2018 .
- [45] A. Palizdar, T. Ramezani, Z. Nargessi ,S. AmirAfshar, M. Abbasi, A. Vatani, Advanced exergoeconomic evaluation of a mini-scale nitrogen dual expander process for liquefaction of natural gas, *Energy*, Vol. 168, pp. 542-557, 2019 .
- [46] T. He, Z. Liu, Y. Ju, A. M. Parvez, A comprehensive optimization and comparison of modified single mixed refrigerant and parallel nitrogen expansion liquefaction process for small-scale mobile LNG plant, *Energy*, Vol. 167, pp. 1-12, 2019 .
- [47] B. B. Kanbur, L. Xiang, S. Dubey, F. H. Choo, F. Duan, Thermo-economic and environmental assessments of a combined cycle for the small scale LNG cold utilization, *Applied Energy*, Vol. 204, pp. 1148-1162, 2017 .
- [48] B. B. Kanbur, X. Liming, S. Dubey, C. F. Hoong, F. Duan, Multiobjective thermodynamic and environmental optimization of the small scale LNG cold utilization system, *Energy Procedia*, Vol. 142, pp. 997-1002, 2017 .
- [49] T. He, Y. Ju, A novel conceptual design of parallel nitrogen expansion liquefaction process for small-scale LNG (liquefied natural gas) plant in skid-mount packages, *Energy*, Vol. 75, pp. 349-359, 2014 .
- [50] M. Ancona, M. Bianchi, L. Branchini, A. De Pascale, F. Melino, Performance Increase of a Small-scale Liquefied Natural Gas Production Process by Means of Turbo-expander, *Energy Procedia*, Vol. 1 , pp. 4859-4865, 2017 .
- [51] T.-V. Nguyen, E. D. Rothuizen, W. B. Markussen, B. Elmegaard, Thermodynamic comparison of three small-scale gas liquefaction systems, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 128, pp. 712-724, 2018 .

- [52] Y. Haseli, I. Dincer, G. Naterer, Thermodynamic modeling of a gas turbine cycle combined with a solid oxide fuel cell, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 33, No. 20, pp. 5811-5822, 2008 .
- [53] C. Beggs, *Energy: management, supply and conservation*: Routledge, 2010 .
- [54] K. D. T. a. R. E. W. M. S. Peters, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 1991 .
- [55] C. Rodgers, 25-5 kWe microturbine design aspects, in *Proceeding of*, American Society of Mechanical Engineers, pp. V001T04A012-V001T04A012 .

Abstract:

Due to the enormous resources of natural gas with neighboring countries and the priority of exploiting these shared resources, it is necessary to use these resources. Due to the high cost of building a natural gas pipeline across the country, especially rural areas, the need to exploit new technologies for natural gas is required. One of the problems with the use of natural gas transmission lines is the severe pressure drop in peak consumption time during the cold season. In order to solve this problem and prevent gas interruptions for various uses, both urban and industrial, the need to use mini-LNG units is strongly felt. In this research, according to the data collected on the losses of industrial units at the time of the disruption of urban gas, the construction of mini-LNG units has been investigated. At first, the cycles used in LNG production were studied and then, considering the economic situation and the many constraints on investment, four suitable processes with the conditions of use in the country were selected so that the low investment cost and equipment used in the cycles could be built in Inside the country. The four simulated cycles are the refrigeration cycle using nitrogen refrigerant with a heat exchanger and an expander, a refrigeration cycle using nitrogen refrigerant with two heat exchangers and two expanders, a refrigeration cycle using methane refrigerant with a heat exchanger and an expander, and a refrigeration cycle without the use of methane-single expander. The simulation results show that the highest investment is in the second cycle, with the most used equipment. The simulation results show that the highest investment is in the second cycle, with the most used equipment. On the other hand, energy consumption in the second cycle is the lowest compared to other cycles. The results show that the return time of the investment with zero interest rate for first to fourth cycles is 2.4, 6.1, 4.8, and 1.4, respectively.

Keywords: Mini LNG, refrigeration cycle, natural gas liquefaction, economic analysis



**Faculty of Mechanical and Mechatronics Engineering
M.Sc. Thesis in Energy Systems Engineering**

**Technical and economic review of the production
of liquid natural gas (LNG) on a small scale**

By: Iman Shirdel

**Supervisors:
Dr. Mahmoud Farzane Gord
Dr. Ali Jabari-moghadam**

January 2019