

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشگاه صنعتی شاهرود

دانشکده مهندسی مکانیک و مکاترونیک

رشته مهندسی مکانیک گرایش سیستم‌های انرژی

پایان‌نامه کارشناسی ارشد

بررسی فنی و اقتصادی تولید میعانات گازی از گازهای ارسالی به فلر با فرایند سردسازی

نگارنده

**احسان برکت‌رضائی**

استاد راهنما

**محمود فرزانه‌گرد**

استاد مشاور

**علیرضا ارجمندزاده**

بهمن ۱۳۹۶



مدیریت تحصیلات تکمیلی

فرم شماره (۶)

بسمه تعالی

شماره :

تاریخ :

ویرایش :

### فرم صورتجلسه دفاع پایان نامه تحصیلی دوره کارشناسی ارشد

با تأییدات خداوند متعال و با استعانت از حضرت ولی عصر ( عج ) جلسه دفاع از پایان نامه کارشناسی ارشد آقای احسان برکت‌رضائی رشته مهندسی مکانیک گرایش تبدیل انرژی (سیستم‌های انرژی) تحت عنوان بررسی فنی و اقتصادی تولید میعانات گازی از گازهای ارسالی به فلر با فرایند سردسازی که در تاریخ ۱۳۹۶/۱۱/۱۰ با حضور هیأت محترم داوران در دانشگاه صنعتی شاهرود برگزار گردید به شرح زیر است :

قبول ( با درجه : _____ امتیاز : _____ )	<input type="checkbox"/>	دفاع مجدد	<input type="checkbox"/>	مردود	<input type="checkbox"/>
---	--------------------------	-----------	--------------------------	-------	--------------------------

۲- بسیار خوب ( ۱۸ - ۱۸/۹۹ )

۱- عالی ( ۲۰ - ۱۹ )

۴- قابل قبول ( ۱۴ - ۱۵/۹۹ )

۳- خوب ( ۱۶ - ۱۷/۹۹ )

۵- نمره کمتر از ۱۴ غیر قابل قبول

امضاء	مرتبه علمی	نام و نام خانوادگی	عضو هیأت داوران
	استاد	محمود فرزانه‌گرد	۱- استاد راهنما
	استادیار	علیرضا ارجمندزاده	۲- استاد مشاور
			۳- نماینده شورای تحصیلات تکمیلی
			۴- استاد ممتحن
			۵- استاد ممتحن

تأیید رئیس دانشکده :

## تقدیم و سپاس

ماحصل آموختہ ہائیم را تقدیم می‌کنم بہ آنان کہ مہر آسمانی شان آرام بخش آلام زمینی ام است:

بہ استوارترین تکیہ گاہم، دستان پر مہر پدرم

بہ سبزترین نگاہ زندگی ام، چشمان سبز مادرم

کہ ہرچہ آموختم در مکتب عشق شما آموختم و ہرچہ بگو شتم قطرہ ای از دریای بیکران مہربانیان را سپاس توانم بگویم.

در ادامہ از استاد با کمالت و شایستہ؛ جناب آقای دکتر محمود فرزانه کرد کہ در کمال سعہ صدر، با حسن خلق و فروتنی، از بیچ

کلی در این عرصہ بر من دریغ نمودند و زحمت را ہمبانی این رسالہ را بر عہدہ گرفتند و بچہنین از استاد صبور و باتقوا، جناب

آقای دکتر علیرضا ارجمندزادہ کہ زحمت مشاورہ این رسالہ را در حالی منتقل شدند کہ بدون مساعدت ایشان، این

پروژہ بہ نتیجہ مطلوب نمی‌رسید، کمال تشکر و سپاس را دارم.

احسان برکت رضائی

بہمن ۱۳۹۶

## تعهدنامه

اینجانب احسان برکترضائی دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته مهندسی مکانیک دانشکده مهندسی مکانیک دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده پایان نامه بررسی فنی اقتصادی تولید میعانات گازی از گازهای ارسالی به فلر با فرایند سردسازی تحت راهنمایی دکتر محمود فرزانه‌گرد متعهد می‌شوم.

- تحقیقات در این پایان نامه توسط این جانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است.
- در استفاده از نتایج پژوهش‌های محققان دیگر به مرجع مورداستفاده استناد شده است.
- مطالب مندرج در پایان نامه 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 هست 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 پایان نامه تأثیرگذار بوده‌اند در مقالات مستخرج از پایان نامه رعایت می‌گردد.
- در کلیه مراحل انجام این پایان نامه ، در مواردی که از موجود زنده ( یا چینی‌جاهای آنها ) استفاده شده است ضوابط و اصول اخلاقی رعایت شده است.
- در کلیه مراحل انجام این پایان نامه، 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 های رایانه ای، نرم افزارها و تجهیزات ساخته شده است ) متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می باشد. این مطلب باید به نحو مقتضی در تولیدات علمی مربوطه ذکر شود.
- استفاده از اطلاعات و نتایج موجود در پایان نامه بدون ذکر مرجع مجاز نمی باشد.

## چکیده

صنایع پتروشیمی و پالایشگاهی از مصرف‌کننده‌های عمده سوخت‌های فسیلی و تولیدکننده آلاینده-های زیست‌محیطی می‌باشند به همین جهت کاهش مصرف انرژی و تولید کمتر آلاینده‌های زیست-محیطی از دغدغه‌های پیش روی این صنایع بوده است. یکی از بخش‌های اصلی هدر رفت انرژی در این صنایع مربوط به سوزاندن گازها در فلر می‌باشد. در واقع فلرینگ را می‌توان هدر رفت چند میلیارد دلاری و یک فاجعه زیست‌محیطی توصیف کرد. در چند سال اخیر با افزایش آگاهی کشورها در مورد اثرات مخرب زیست‌محیطی سوزاندن گازهای همراه در مشعل بر محیط‌زیست و نیز بهره‌وری بیشتر از منابع انرژی، کاهش فلرینگ بیشتر مورد توجه دولت‌ها قرار گرفته است. در مقیاس بین‌المللی نیز پروتکل کیوتو کشورها را موظف به کاهش نشر آلاینده‌های زیست‌محیطی نموده است. هدف اصلی این پایان‌نامه، تجزیه و تحلیل فنی و اقتصادی برای تولید محصولات با ارزش از گازهای ارسالی به فلر می‌باشد. به همین منظور ترکیب و دبی جریان گازهای ارسالی به مشعل پالایشگاه فجر جم به‌عنوان نمونه انتخاب شده است. از مهم‌ترین مسائل پیش‌رو را می‌توان به غیرثابت بودن دبی و وجود بیش از حد مجاز  $H_2S$  در ترکیب گاز فلر اشاره نمود. پس از بررسی روش‌های مایع‌سازی گاز طبیعی، سیکل تبرید پریکو جهت استفاده در فرایند بازیابی گازهای فلر انتخاب گردید. در این سیکل از مبرد مخلوط به‌عنوان سیال عامل استفاده می‌شود. ایده اصلی جهت جداسازی هیدروژن سولفید از گازهای فلر، بهره‌گیری از اختلاف نقاط جوش ترکیبات گاز فلر می‌باشد. پس گازهای فلر طی چند مرحله سرمایش و گرمایش متوالی به چند قسمت تفکیک می‌شوند. در نهایت می‌توان حدود ۷۰٪ جرمی از گازهای فلر را به LNG و NGL با میزان مجاز  $H_2S$  تبدیل کرد. با به‌کارگیری این فرایند می‌توان سالانه از هدر رفت ۱۲ میلیون مترمکعب گاز در فلر پالایشگاه فجر جم جلوگیری کرد. همچنین در سال حدود ۱۱ هزار تن LNG و ۱۲۳۰ تن NGL تولید می‌شود. با کمک تحلیل اقتصادی به روش ارزش حال خالص و بدون در نظر گرفتن مالیات‌های کربن، بازگشت سرمایه نیز حدود ۱/۵ سال محاسبه شد.

کلیدواژه: بازیافت فلر، برگشت سرمایه، سیکل پریکو، میرد مخلوط

### مقالات استخراج شده از پایان نامه

- Evaluate the effect of changing in natural gas composition on the single mixed refrigerant (SMR) composition in a LNG plant, submitted in ISME.

## فهرست

۱	مقدمه	۱
۱-۱-۱	مقدمه	۲
۲-۱	اهمیت بازیافت گازهای فلر	۴
۱-۲-۱	اهمیت اقتصادی	۵
۲-۲-۱	اهمیت زیست‌محیطی	۶
۳-۱	میزان فلرینگ	۷
۱-۳-۱	میزان فلرینگ در دنیا	۹
۲-۳-۱	میزان فلرینگ در ایران	۱۱
۴-۱	پیشینه پژوهش	۱۱
۵-۱	بیان مسئله	۲۰
۶-۱	اهداف و نوآوری تحقیق حاضر	۲۳
۷-۱	طرح کلی پژوهش	۲۴
۲	فلر و راهکارهای کاهش و بازیابی آن	۲۵
۱-۲-۱	مقدمه	۲۶
۱-۱-۱	انواع سیستم‌های فلر	۲۶
۲-۱-۱	اجزای تشکیل‌دهنده یک سیستم فلر	۲۸
۳-۱-۱	مکانیسم احتراق سیستم فلر	۳۲
۴-۱-۱	نشر آلاینده‌های حاصل از فلرینگ	۳۲
۲-۲-۱	راهکارهای کاهش تولید گازهای فلر	۳۳
۱-۲-۱	کاهش تولید گازهای فلر از طریق بهبود شرایط فرایندها	۳۴
۲-۲-۲	کاهش تولید گازهای فلر از طریق بهبود عملکرد سیستم فلر	۳۵
۳-۲-۱	راهکارهای بازیابی گازهای ارسالی به فلر	۳۷
۱-۳-۱	اصول بازیابی گاز فلر	۳۹
۲-۳-۱	فرایند بازیافت گاز فلر از طریق سیستم FGR	۴۰



- ۳-۳-۲- تولید برق از گازهای فلر ..... ۴۳
- ۴-۳-۲- استفاده از فلر به عنوان سوخت گازی ..... ۴۳
- ۵-۳-۲- تولید هیدروکربن‌های سنگین از گاز فلر ..... ۴۴
- ۶-۳-۲- تولید LNG از گازهای فلر ..... ۴۶
- ۷-۳-۲- بازگرداندن گاز فلر به فرایند تولید ..... ۴۷
- ۸-۳-۲- تزریق گازهای فلر به فرایند تولید ..... ۴۷
- ۹-۳-۲- بازیابی گاز فلر با فرایند GTL ..... ۴۸
- ۴-۲- انتخاب راهکار برای بازیابی گاز فلر ..... ۴۸
- ۵-۲- مقدمه‌ای بر سیکل‌های تبرید ..... ۴۹
- ۶-۲- طبقه‌بندی فرایندهای تبرید موجود در صنعت تولید LNG ..... ۴۹
- ۱-۶-۲- فرایند آبشاری کلاسیک ..... ۵۰
- ۲-۶-۲- فرایند میرد مخلوط یک مرحله‌ای بدون جداکننده فازی (PRICO) ..... ۵۲
- ۳-۶-۲- فرایند پیش سرمایه‌گذاری بدون جداکننده فازی ..... ۵۳
- ۴-۶-۲- فرایند میرد مخلوط یک مرحله‌ای به همراه جداکننده فازی ..... ۵۴
- ۵-۶-۲- فرایند میرد مخلوط همراه با پیش سرمایه‌گذاری و جداکننده فازی ..... ۵۴
- ۶-۶-۲- فرایند میرد مخلوط همراه با پیش سرمایه‌گذاری پروپان (C3MR) ..... ۵۵
- ۷-۶-۲- فرایند میرد مخلوط همراه با پیش سرمایه‌گذاری یک مرحله‌ای و جداکننده فازی (DMR) ..... ۵۷

۵۷

### ۳ شرایط حاکم بر طراحی و شبیه‌سازی سیکل بازیافت گازهای فلر .... ۵۹

- ۱-۳- مقدمه ..... ۶۰
- ۲-۳- مدل‌سازی ..... ۶۰
- ۱-۲-۳- مدل‌سازی فرایند ..... ۶۱
- ۲-۲-۳- شبیه‌سازی فرایند ..... ۶۱
- ۳-۲-۳- نرم‌افزار ASPEN PLUS ..... ۶۲
- 3-2-4- روش حل معادلات در ASPEN PLUS ..... ۶۲
- ۵-۲-۳- همگرایی در روش حل هم‌زمان ..... ۶۳

۶۴	.....	حلگر LSSQP	۳-۲-۶
۶۶	.....	معرفی Tear Stream	۳-۲-۷
۶۷	.....	بهینه‌سازی	۳-۲-۸
۶۷	.....	شرایط طراحی	۳-۳-۳
۶۸	.....	معادله حالت	۳-۳-۱
۶۹	.....	فرضیات و اطلاعات لازم برای طراحی سیکل بازیافت گاز فلر	۳-۳-۲
۷۱	.....	طراحی سیکل بازیافت گازهای فلر	۳-۴-۴
۷۱	.....	شبیه‌سازی سیکل تبرید فرایند بازیافت گاز فلر	۳-۴-۱
۷۵	.....	شبیه‌سازی سیکل جداسازی فرایند بازیافت گاز فلر	۳-۴-۲
۷۸	.....	تکنولوژی پینچ	۳-۵-۵
۷۹	.....	دسته‌بندی جریان‌ها	۳-۵-۱
۷۹	.....	دسته‌بندی منابع حرارتی خارجی	۳-۵-۲
۸۰	.....	تئوری پینچ	۳-۵-۳
۸۲	.....	نمودار ترکیبی	۳-۵-۴
۸۴	.....	نمودار ترکیبی جامع	۳-۵-۵
۸۵	.....	مبرد	۳-۶-۶
۸۷	.....	توابع اقتصادی	۳-۷-۷
۸۹	.....	<b>نتایج حاصل از شبیه‌سازی</b>	<b>۴</b>
۹۰	.....	مقدمه	۴-۱-۱
۹۰	.....	معرفی پالایشگاه فجر جم	۴-۱-۱
۹۴	.....	تحلیل پینچ	۴-۲-۲
۹۵	.....	طراحی شبکه مبدل در ASPEN ENERGY ANALYZER	۴-۲-۱
۱۰۰	.....	نمودار ترکیبی	۴-۲-۲
۱۰۰	.....	نمودار ترکیبی جامع	۴-۲-۳
۱۰۱	.....	مسائل Threshold	۴-۲-۴
۱۰۱	.....	بررسی ترمودینامیکی تجهیزات فرایند بازیافت گازهای فلر	۴-۳-۳

۱۰۲	..... کمپرسور: ۱-۳-۴
۱۰۳	..... مبدل‌های حرارتی ۲-۳-۴
۱۱۰	..... شیر اختناق ۳-۳-۴
۱۱۱	..... مخلوط‌کننده جریان ۴-۳-۴
۱۱۱	..... تقسیم‌کننده جریان ۵-۳-۴
۱۱۲	..... جداکننده فازی ۶-۳-۴
۱۱۳	..... نتایج بهینه‌سازی ۴-۴
۱۱۵	..... مقایسه و اعتبارسنجی نتایج بهینه‌سازی با تحقیقات پیشین ۱-۴-۴
۱۱۶	..... تحلیل حساسیت سیکل پریکو ۵-۴
۱۱۸	..... تحلیل حساسیت سیکل بازیافت گازهای فلر ۶-۴
۱۲۰	..... نتایج محصولات به دست آمده ۷-۴
۱۲۲	..... تحلیل اقتصادی ۸-۴
۱۲۲	..... ارزیابی اقتصادی فرایند بازیابی گازهای فلر ۱-۸-۴
۱۲۶	..... نتایج محاسبات ارزیابی سرمایه‌گذاری ۲-۸-۴
۱۳۲	..... <b>۵ بحث و نتیجه‌گیری</b>
۱۳۳	..... بحث و نتیجه‌گیری ۱-۵
۱۳۵	..... پیشنهادات ۲-۵

## فهرست شکل‌ها

- شکل ۱-۱: یک سیستم معمول سوزاندن گازهای فلر [۱] ..... ۲
- شکل ۲-۱: نمودار تحلیل ارزش اقتصادی بازیافت گاز فلر بر مبنای ( $2\text{Million BTU}$ ) [۴] ..... ۵
- شکل ۳-۱: تصاویر ماهواره‌ای که توسط آشکارسازهای DMSP گرفته شده است [۹] ..... ۸
- شکل ۴-۱: تصاویر ماهواره‌ای که توسط آشکارسازهای VIIRS گرفته شده است [۹] ..... ۸
- شکل ۵-۱: سی‌سی‌سی‌سی که بیشترین میزان فلرینگ را در بازه زمانی سال ۲۰۱۳ تا سال ۲۰۱۵ داشته‌اند [۱۱] ..... ۱۰
- شکل ۶-۱: پراکندگی سوزاندن گازهای همراه که توسط بانک جهانی ارائه شده است [۱۲] ..... ۱۱
- شکل ۷-۱: یک سیستم معمول بازیافت گاز فلر [۱۵] ..... ۱۲
- شکل ۸-۱: سیکل بازیابی گاز فلر برای پالایشگاه هاشمی نژاد [۱۶] ..... ۱۳
- شکل ۹-۱: نمایی از یک کمپرسور با رینگ مایع [۱۸] ..... ۱۴
- شکل ۱۰-۱: فرایند GTL پیشنهاد شده برای تولید گاز مایع از گازهای فلر [۲۳] ..... ۱۵
- شکل ۱۱-۱: سیکل برای سوزاندن گازهای فلر پیشنهاد شده است [۲۳] ..... ۱۶
- شکل ۱۲-۱: پروسه فشرده‌سازی گاز فلر و استفاده مجدد از آن [۲۳] ..... ۱۷
- شکل ۱۳-۱: پروسه تولید پروتئین از گازهای فلر با کمک جلبک [۲۴] ..... ۱۸
- شکل ۱۴-۱: سناریو اول تولید برق از گازهای فلر [۲۶] ..... ۱۹
- شکل ۱۵-۱: سناریو دوم تولید برق از گازهای فلر [۲۶] ..... ۱۹
- شکل ۱-۲: اجزاء تشکیل دهنده یک نمونه سیستم فلر مرتفع با عامل اختلاط کننده بخار [۲۹] ..... ۲۹
- شکل ۲-۲: ظرف مایع گیر سیستم فلر [۳۰] ..... ۳۰
- شکل ۳-۲: شماتیک نوک آتش خان یک فلر مجهز به عامل اختلاط بخار [۳۰] ..... ۳۱
- شکل ۴-۲: شمای کلی یک نمونه واحد بازیافت گازهای فلر [۴] ..... ۴۱
- شکل ۵-۲: کمپرسور با رینگ مایع [۴۰] ..... ۴۳

- شکل ۲-۶: به کارگیری غشا در تولید LPG و هیدروژن [۴۲]..... ۴۶
- شکل ۲-۷: شماتیک سیکل بازیابی گاز مایع طبیعی از گاز فلر با روش غشائی [۴۴]..... ۴۷
- شکل ۲-۸: طبقه‌بندی فرایندهای تبرید مورد استفاده در واحدهای LNG [۴۶]..... ۵۰
- شکل ۲-۹: فرایند آبشاری کلاسیک برای مایع سازی گاز طبیعی [۴۷]..... ۵۱
- شکل ۲-۱۰: فرایند مبرد مخلوط یک مرحله‌ای (پریکو) [۴۶]..... ۵۲
- شکل ۲-۱۱: فرایند پیش سرمایش بدون جداکننده فازی [۴۸]..... ۵۳
- شکل ۲-۱۲: فرایند مبرد مخلوط یک مرحله‌ای به همراه جداکننده فازی [۴۹]..... ۵۴
- شکل ۲-۱۳: فرایند مبرد مخلوط همراه با پیش سرمایش و جداکننده فازی [۴۶]..... ۵۵
- شکل ۲-۱۴: سیکل پیش سرمایش پروپان همراه با مبرد مخلوط (C3MR) [۵۰]..... ۵۶
- شکل ۲-۱۵: فرایند مبرد مخلوط همراه با پیش سرمایش و جداکننده فازی یک مرحله‌ای (DMR) [۴۶]..... ۵۸
- شکل ۳-۱: مشخص نمودن Tear Steam ها در نرمافزار..... ۶۷
- شکل ۳-۲: نمایی از سیکل پریکو موردنظر برای فرایند بازیابی گاز فلر..... ۷۲
- شکل ۳-۳: قسمت تبرید سیکل بازیاب بعد از جایگزینی سه مبدل حرارتی معمولی به جای مبدل حرارتی چهار جریانیه..... ۷۴
- شکل ۳-۴: سیکل جدا کننده  $H_2S$  و NGL در فرایند بازیاب..... ۷۷
- شکل ۳-۵: جریان‌های گرم به صورت جداگانه [۵۳]..... ۸۳
- شکل ۳-۶: نمودار ترکیبی مربوط به سه جریان گرم [۵۳]..... ۸۳
- شکل ۳-۷: مثالی از نمودار ترکیبی [۵۲]..... ۸۴
- شکل ۳-۸: مثالی برای نمودار ترکیبی جامع [۵۳]..... ۸۵
- شکل ۳-۹: مقایسه استفاده از مبردهای خالص و مبردهای مخلوط [۵۴]..... ۸۶
- شکل ۴-۱: میزان نیاز به گاز خروجی از پالایشگاه..... ۹۴

شکل ۲-۴: جریان‌های سرد و گرم فرایند که به نرم‌افزار ASPEN ENERGY ANALYZER وارد شده‌اند.	۹۵
شکل ۳-۴: شبکه مبدل طراحی شده در نرم‌افزار ASPEN ENERGY ANALYZER.	۹۷
شکل ۴-۴: سیکل بازیافت گازهای فلر و تولید LNG و NGL از آن‌ها.	۹۹
شکل ۵-۴: نمودار ترکیبی فرایند.	۱۰۰
شکل ۶-۴: نمودار ترکیبی جامع.	۱۰۱
شکل ۷-۴: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX1.	۱۰۴
شکل ۸-۴: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX2.	۱۰۵
شکل ۹-۴: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX3.	۱۰۶
شکل ۱۰-۴: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX4.	۱۰۷
شکل ۱۱-۴: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX5.	۱۰۷
شکل ۱۲-۴: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX6.	۱۰۸
شکل ۱۳-۴: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX7.	۱۰۹
شکل ۱۴-۴: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX8.	۱۰۹
شکل ۱۵-۴: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX9.	۱۱۰
شکل ۱۶-۴: مقایسه درصد مولی مبرد مخلوط قبل و بعد از بهینه‌سازی.	۱۱۵
شکل ۱۷-۴: تأثیر دمای گاز ورودی بر تولید گاز مایع.	۱۱۷
شکل ۱۸-۴: تأثیر فشار ورودی بر تولید گاز مایع.	۱۱۸
شکل ۱۹-۴: تغییرات میزان تولید LNG و NGL با تغییر هیدروژن سولفید در خوراک.	۱۱۹
شکل ۲۰-۴: میزان تغییرات هیدروژن سولفید از نقطه ۱۹ تا NGL.	۱۱۹
شکل ۲۱-۴: مقایسه میزان فلرینگ در صورت استفاده و عدم استفاده از سیکل بازیافت گازهای فلر.	۱۲۰

شکل ۴-۲۲: میزان خوراک ورودی به سیکل و خروجیهای فرایند ..... ۱۲۰

شکل ۴-۲۳: نمودار سود تجمعی تنزیلی برحسب سال برای سه نرخ بهره متفاوت ..... ۱۳۱

## فهرست جداول

- جدول ۱-۲: مقایسه فلرهای مرتفع و زمینی ..... ۲۷
- جدول ۱-۳: مقایسه مزایا و معایب روشهای محاسباتی EO و SM ..... ۶۳
- جدول ۲-۳: ترکیب گاز فلر واحد سوخت پالایشگاه فجر جم ..... ۷۰
- جدول ۳-۳: نقاط جوش اجزای مختلف گاز فلر ..... ۷۵
- جدول ۱-۴: میزان هر یک از منابع گاز فلر در سال ۹۵ مربوط به پالایشگاه فجر جم برحسب MSCM ..... ۹۱
- جدول ۲-۴: درصد ترکیب هر یک از منابع فلر در سال ۹۵ مربوط به پالایشگاه فجر جم ..... ۹۲
- جدول ۳-۴: رنج متغیرهای تصمیم‌گیری در بهینه‌سازی ..... ۱۱۴
- جدول ۴-۴: مقایسه نتایج قبل از بهینه‌سازی و بعد از بهینه‌سازی ..... ۱۱۴
- جدول ۵-۴: مقایسه درصد مولی اجزای مبرد قبل و بعد از بهینه‌سازی ..... ۱۱۵
- جدول ۶-۴: میزان محصولات به دست آمده در سال ..... ۱۲۰
- جدول ۷-۴: درصد مولی ترکیبات محصولات فرایند ..... ۱۲۱
- جدول ۸-۴: مشخصات محصولات فرایند ..... ۱۲۱
- جدول ۹-۴: فرضیات در نظر گرفته شده در تحلیل اقتصادی ..... ۱۲۳
- جدول ۱۰-۴: درصد هزینه‌های مستقیم در سرمایه‌گذاری در واحدهای صنعتی ..... ۱۲۴
- جدول ۱۱-۴: درصد هزینه‌های غیرمستقیم در سرمایه‌گذاری در واحدهای صنعتی ..... ۱۲۴
- جدول ۱۲-۴: محاسبه هزینه‌های جاری سالانه ..... ۱۲۵
- جدول ۱۳-۴: قیمت تمام شده تجهیزات ..... ۱۲۵
- جدول ۱۴-۴: محاسبه قیمت محصولات ..... ۱۲۶
- جدول ۱۵-۴: هزینه‌های سرمایه‌گذاری فرایند بازیابی گازهای فلر ..... ۱۲۷
- جدول ۱۶-۴: نتایج حاصل از محاسبه درآمد و هزینه‌های سالانه ..... ۱۲۹



جدول ۴-۱۷: نتایج حاصل از محاسبه ارزش حال خالص برای سه نرخ تنزیل ۱۲٪، ۱۴٪ و ۱۶٪... ۱۳۰

## فهرست علائم

NGL	مایعات گازی	$\alpha$	ضریب بدون بعد
LNG	گاز طبیعی مایع شده	$T_c$	دمای بحرانی
LPG	گاز مایع	$T_r$	دمای کاهیده
CNG	گاز طبیعی فشرده شده	$\kappa$	ثابت معادله حالت پنگ رابینسون
VOCs	ترکیبات عالی فرار	$P_c$	فشار بحرانی
SM	روش حل پی در پی	$\omega$	ضریب عدم تقارن
EO	روش حل هم‌زمان	ppm	یک در میلیون
P	فشار	CP	حاصل ضرب ظرفیت گرمایی و دبی
R	ثابت جهانی گازها	$C_p$	ظرفیت گرمایی ویژه
T	دما	$Q_1$	گرمای محسوس
$V_m$	حجم مولی گاز	$Q_2$	گرمای نهان
b	ثابت معادله حالت پنگ رابینسون	$T_s$	دمای اولیه
a	ثابت معادله حالت پنگ رابینسون	$T_t$	دمای هدف
$\lambda$	گرمای نهان ویژه	$\dot{m}$	دبی جرمی
$\dot{Q}$	نرخ حرارت مبادله شده	$\dot{W}$	نرخ کار مصرفی
h	آنتالپی	HX	مبدل حرارتی
SEP	جدا کننده فازی	$C_p^0$	قیمت تجهیز
A	ظرفیت یا پارامتر تجهیز	$K_1$	ضریب ثابت در توابع اقتصادی
$K_2$	ضریب ثابت در توابع اقتصادی	$K_3$	ضریب ثابت در توابع اقتصادی

$PEC_{ac}$	قیمت کمپرسور	$P_1$	فشار ورودی به کمپرسور
$P_2$	فشار خروجی کمپرسور	$\dot{m}_a$	دبی سیال
$\eta_{sc}$	بازده ایزنتروپیک	$C_{11}$	ثابت تابع اقتصادی
$C_{12}$	ثابت تابع اقتصادی	MSCM	هزار استاندارد مترمکعب
SFC	استاندارد فوت مکعب	NPV	ارزش حال خالص
CC	نمودار ترکیبی	GCC	نمودار ترکیبی جامع
DF	فاکتور تنزیل		

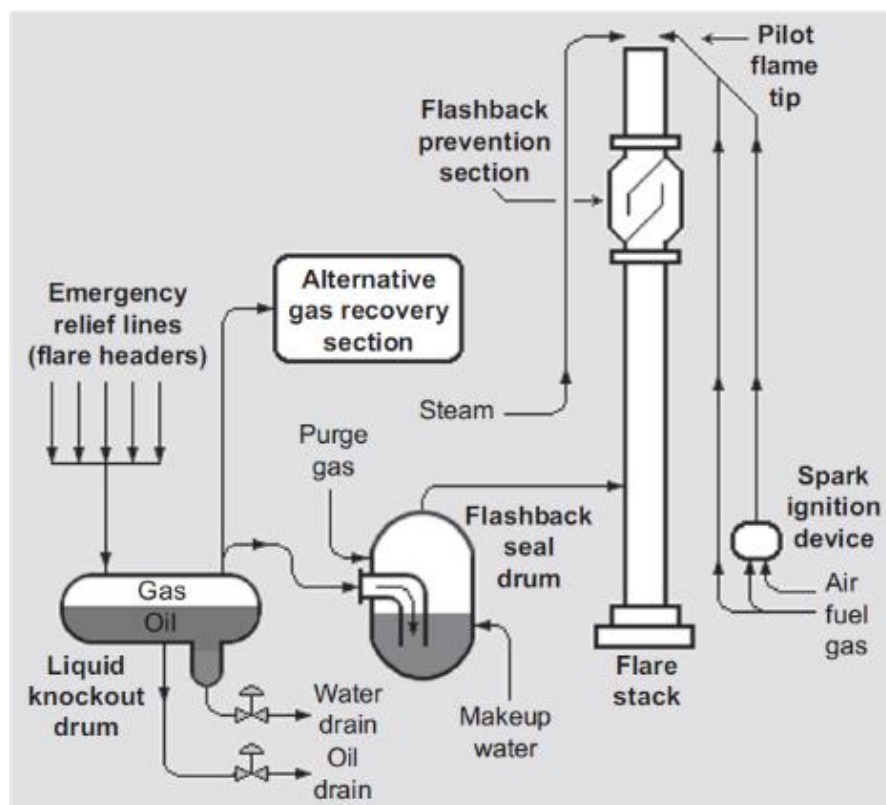


# فصل اول

## مقدمه

## ۱-۱- مقدمه

فلر<sup>۱</sup> یا مشعل باز وسیله‌ای است که برای سوزاندن گازهای مازاد و سمی مانند  $H_2S$  به کار برده می‌شود. عمل فلرینگ<sup>۲</sup> بیشتر در تأسیسات بالادستی نفت، پالایشگاه‌ها و صنایع پتروشیمی جهت حفظ ایمنی کارکنان و تجهیزات موجود در محل انجام می‌گردد. در واقع بهره‌برداری از منابع سوخت-های فسیلی و تولید محصولات پتروشیمی همراه با آزاد کردن یا سوزاندن بخش قابل توجهی از گاز-های هیدروکربنی، ترکیبات ارگانیک فرار<sup>۳</sup> و بخارات حاصل از احتراق به اتمسفر است. پس عمل سوزاندن گازهای همراه، ضمن اتلاف منابع انرژی، اثرات مخربی بر روی محیط‌زیست می‌گذارد. شکل ۱-۱ یک سیستم طراحی شده برای سوزاندن گازهای فلر را نشان می‌دهد.



شکل ۱-۱: یک سیستم معمول سوزاندن گازهای فلر [۱]

1. flare  
2. flaring  
3. Volatile organic compounds

امروزه در دنیا از یک سو با افزایش جمعیت و به تبع آن تقاضای بیشتر برای انرژی و از سوی دیگر بهبود کیفیت و استانداردهای زندگی باعث شده که مسئله انرژی و محیط زیست بیش از گذشته مورد توجه قرار گیرد. به همین منظور پیمان‌های بین‌المللی از جمله پروتکل کیوتو<sup>۱</sup> برای کاهش  $CO_2$  و جلوگیری از گرمای کره زمین به تصویب رسیده است. طبق این پیمان کشورهای تولید گازهای گلخانه‌ای<sup>۲</sup> آن‌ها بیش از حد مجاز باشد، با مالیات‌هایی روبه‌رو خواهند شد.

وجود منابع عظیمی از سوخت‌های فسیلی در کشور عزیزمان ایران سبب شده پالایشگاه‌ها و پتروشیمی‌های زیادی جهت بهره‌برداری از این منابع احداث گردند. تعدد این صنایع باعث اتلاف میزان زیادی از انرژی و انتشار مقادیر زیادی از گازهای گلخانه‌ای در سال می‌شود. بخش عمده‌ای از این اتلاف و انتشار آلاینده‌ها، در سیستم فلرینگ این بخش از صنعت صورت می‌گیرد. با این تفاسیر بازیابی و در نتیجه کاهش گازهای مشعل از مسائل مهم و به‌روز صنایع گاز و پتروشیمی است.

گازهای همراه که در سیستم فلرینگ یک پالایشگاه یا پتروشیمی سوزانده می‌شود عمدتاً از هیدروکربن‌ها تشکیل شده است که از لحاظ اقتصادی با ارزش هستند. اما این گازها به دلیل داشتن ناخالصی‌هایی از جمله  $H_2S$  که ماده‌ای سمی است، باید به‌صورت مناسبی دفع شوند. یکی از راه‌های بازیافت گاز فلر را می‌توان تولید سوخت‌های مایع بدون هیدروژن سولفید از گازهای همراه نام برد. این امر ضمن کاهش سوزاندن گازهای فلر و انتشار آلاینده‌ها در محیط زیست، منجر به تولید محصولاتی با ارزش افزوده می‌گردد.

از جمله این محصولات می‌توان به LNG، NGL و یا LPG نام برد که امروزه به‌عنوان سوخت‌های مناسب‌تر نسبت به بنزین معرفی می‌شوند. همچنین از این سوخت‌ها می‌توان به‌عنوان خوراک پتروشیمی‌ها استفاده کرد یا برای صادرات آن‌ها برنامه‌ریزی نمود.

---

<sup>۱</sup> . kyoto protocol

<sup>۲</sup> . greenhouse gases

## ۱-۲- اهمیت بازیافت گازهای فلر

با توجه به آمار و اطلاعات ارائه شده، عمده‌ترین راه ائتلاف انرژی در پالایشگاه‌های موجود در کشور و به‌طور کلی تمامی مراکز دارای سیستم‌هایی جهت سوختن گازها و مایعات زائد، سیستم فلرینگ بوده و عمدتاً بیشترین میزان آلاینده‌های زیست‌محیطی نظیر گازهای گلخانه‌ای نیز از همین سیستم متصاعد می‌گردد. لذا توجه به بهینه‌سازی عملکرد و اصلاح این بخش از اهمیت بسزایی برخوردار هست.

مواجهه با مسئله فلرینگ گاز در سطح دنیا، نیاز به تلاشی هماهنگ و بزرگ، از سوی دولت‌های مرکزی و منطقه‌ای، تولیدکنندگان نفت و گاز، ارائه‌دهندگان فناوری و جامعه بین‌المللی را به‌صورت فزاینده‌ای مطالبه می‌نماید [۲]. از سوی دیگر تلاش کشورهای دارای صنایع نفت، گاز و پتروشیمی نیز در راستای رساندن میزان فلرینگ به صفر جهت بهره‌وری بیشتر از منابع انرژی می‌باشد. به همین منظور نهادهای بین‌المللی برای رسیدن به این مهم، قوانین و جرائمی برای انتشار آلاینده‌ها به تصویب رسانده‌اند [۳].

امروزه در سطح دنیا دیگر مسئله فلرینگ گاز، فقدان راه‌حل و فناوری‌های مناسب جهت کاهش و بازیابی نیست. کاهش فلرینگ گاز می‌تواند از طریق فناوری‌های مختلف امروزی حل گردد. با توجه به منطقه موردنظر، تولید برق، تزریق مجدد گاز به‌منظور ازدیاد برداشت نفت، جمع‌آوری و بازگرداندن به فرآیند، توسعه خطوط انتقال، تولید گاز مایع طبیعی<sup>۱</sup>، میعانات گازی<sup>۲</sup> و یا گاز مایع<sup>۳</sup> و راه‌حل‌های مختلف توزیع انرژی می‌توانند بکار برده شوند. اصلاحات سیاستی موردنیاز در برخورد با مسئله فلرینگ گاز نیز تا حد زیادی درک گردیده است. با این حال، مسائل عمیق‌تری در رابطه با توسعه زیرساخت‌ها و طراحی بازارهای عرضه، مانع پیشرفت در مناطقی که در آنجا فلرینگ گاز شایع است می‌گردد.

توجه به محیط‌زیست و ارزش حفظ منابع اولیه دو عاملی هستند که ضرورت به حداقل رسانیدن فلر را

<sup>1</sup> . Liquefied Natural Gas

<sup>2</sup> . Natural Gas Liquids

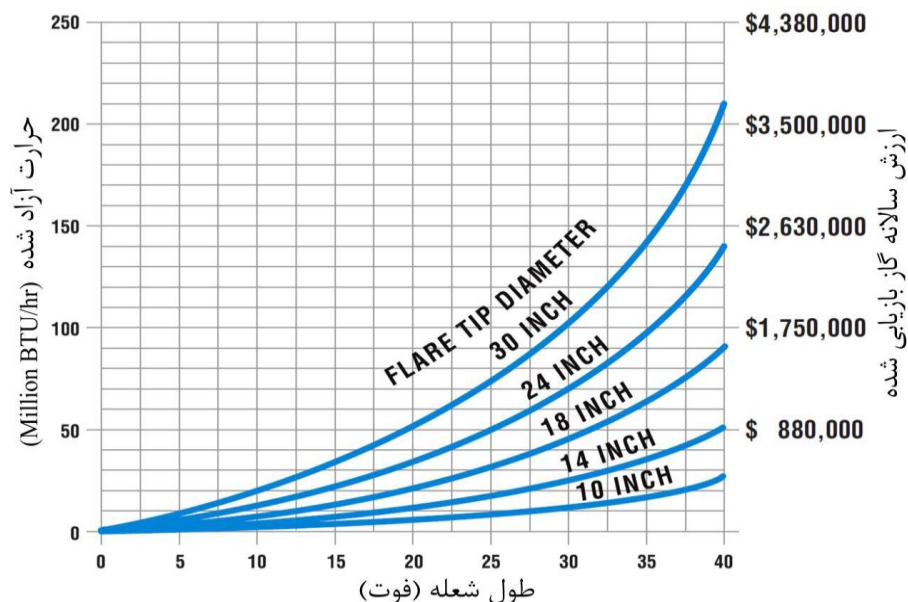
<sup>3</sup> . Liquefied Petroleum Gas



مطابق ملاحظات و محدودیت‌های عملی لازم می‌سازند. لذا با توجه به آلودگی‌های زیست‌محیطی ایجاد شده و با در نظر گرفتن ارزش افزوده‌ای که تماماً از بین می‌رود، بررسی ایجاد واحدی برای بازیافت گازهای فلر و تبدیل آن به محصول با ارزش بسیار منطقی به نظر می‌رسد.

## ۱-۲-۱- اهمیت اقتصادی

برای بررسی زبان‌های اقتصادی ناشی از سوزاندن گازهای همراه می‌توان از روش‌های مختلفی بهره گرفت. همان‌طور که در شکل ۲-۱ مشاهده می‌شود، میزان حرارت آزاد شده از فلرهای بلند بر مبنای ارتفاع شعله تخمین زده شده است. می‌توان حرارت آزاد شده را با استفاده از محور سمت راست، به یک پتانسیل صرفه‌جویی سالانه که از بازیابی گاز فلر نتیجه می‌شود نسبت داد. به‌عنوان نمونه برای یک مشعل با قطر دهانه ۳۰ اینچ، اگر ارتفاع شعله ۳۰ فوت باشد ارزش حرارتی و دلاری گازهای ارسالی به فلر به ترتیب ۱۰۰ میلیون بی‌تی‌یو<sup>۱</sup> در ساعت و ۱۷۵۲۰۰۰ دلار در سال خواهد بود.



شکل ۲-۱: نمودار تحلیل ارزش اقتصادی بازیافت گاز فلر بر مبنای  $\left(\frac{2\$}{\text{Million BTU}}\right)$  [۴].

<sup>1</sup> . British thermal unit

## ۱-۲-۲- اهمیت زیست‌محیطی

فلرینگ یک عمل برجسته برای آزادسازی منابع عظیمی از  $NOX$ ،  $PAH$ ،  $SO_2$ ،  $CO_2$ ،  $CO$ ،  $VOCs$  و دوده است که به صورت مستقیم و غیرمستقیم بر روی فرایندهای آب‌وهوایی کره زمین تأثیرگذار است [۵]. البته عواقب و اثرات زیان‌آور گازهای انتشاریافته از فلرها بر انسان، گیاه و حیوان را نمی‌توان به صورت کمی ارائه داد اما مطالعات و فعالیت‌های انجام گرفته تا به حال این اثرات زیان‌بار را به صورت کیفی مشخص کرده‌اند [۶]:

(۱) فلرهای فعال در میدین نفت و گاز و یا موجود در عملیات پالایش به طور مستقیم ایجاد گازهای گلخانه‌ای کرده که گرم شدن کره زمین نتیجه آن هست.

(۲) گازهای ارسالی به فلر در شرایط مختلف عملکرد آن، باعث نشر گازهای متفاوتی نظیر دوده، ترکیبات آلی فرار نسوخته، منواکسید کربن، اکسیدهای گازی نیتروژن، دی‌اکسید گوگرد و مرکاپتان‌ها می‌شوند. نشر گازهای مذکور سلامت انسان‌هایی که در محیط اطراف مشغول به کار و زندگی هستند را به مخاطره می‌اندازد. آلودگی صوتی، گرما، نور و ارتعاش از دیگر اثرات ناخوشایند عملیات فلر می‌باشند.

(۳) تلفات منابع انرژی در فلر شامل خود گازهای ارسالی به فلر، بخار و سوخت گازی از لحاظ اقتصادی بسیار حائز اهمیت است. کنترل و کاستن این تلفات می‌تواند منجر به کاهش نشر گازهای گلخانه‌ای و گرمایش زمین نیز گردد.

(۴) گازهای انتشار یافته از فلرها نظیر اکسیدهای گوگرد و ازت در مجاورت آب موجود در اتمسفر می‌توانند حجم قابل توجهی اسید تولید نمایند. اسیدهای مذکور قادر خواهند بود در محدوده وسیعی از محیط اطراف فلر تا هزاران کیلومتر دورتر پراکنده شوند.

طراحی بهینه سیستم فلر نیز و بازیابی این گاز منافع بسیار دیگری نیز در بر دارند که در زیر به چند مورد از آن‌ها اشاره می‌شود [۷، ۸]:

۱. کاهش مصرف سوخت واحد
۲. کاهش مصرف بخار سیستم
۳. افزایش عمر نوک فلر
۴. بازگشت سریع سرمایه‌گذاری
۵. کاهش انتشار آلاینده‌های واحد

### ۳-۱- میزان فلرینگ

داده‌هایی که برای تخمین حجم گازهای فلر استفاده می‌گردد، توسط سازمان ملی اقیانوسی و جوی<sup>۱</sup> (NOAA) که بخشی از وزارت دفاع ایالات متحده است، ارائه می‌شود. تا قبل از سال ۲۰۱۲ داده‌ها توسط ماهواره‌های NOAA که مربوط به برنامه ماهواره هواشناسی وزارت دفاع<sup>۲</sup> (DMSP) ایالات متحده است، با هدف اولیه به دست آوردن داده‌های آب‌وهوا به دست می‌آمد. در اواخر سال ۲۰۱۱ سازمان NOAA ماهواره‌ای با مجموعه‌ای از آشکارسازهای نوری و مادون قرمز (VIIRS) را به منظور دستیابی به اطلاعات آب‌وهوایی پرتاب کرد. آشکارسازهای چندگانه<sup>۳</sup> VIIRS پیشرفت زیادی نسبت به تک آشکارساز DMSP داشت و طیف گسترده‌ای از نورهای مرئی و انتشارات نزدیک به مادون قرمز را دریافت می‌کرد. دو شکل ۳-۱ و شکل ۴-۱ به ترتیب آشکارسازهای DMSP و VIIRS و تفاوت بین آن‌ها را نشان می‌دهند. این عکس‌ها مربوط به محدوده ایران، عراق و کویت است. در عکسی که توسط ماهواره DMSP ارسال شده نور مربوط به فلر و چراغ‌های روشنایی شهرها نمایان است. اما در عکس گرفته شده توسط ماهواره VIIRS نقاط نورانی منحصراً مربوط به گازهای سوزانده شده در فلر است. دلیل این امر حساسیت آشکارسازهای VIIRS نسبت به گرما (برخلاف آشکارسازهای DMSP) می‌باشد.

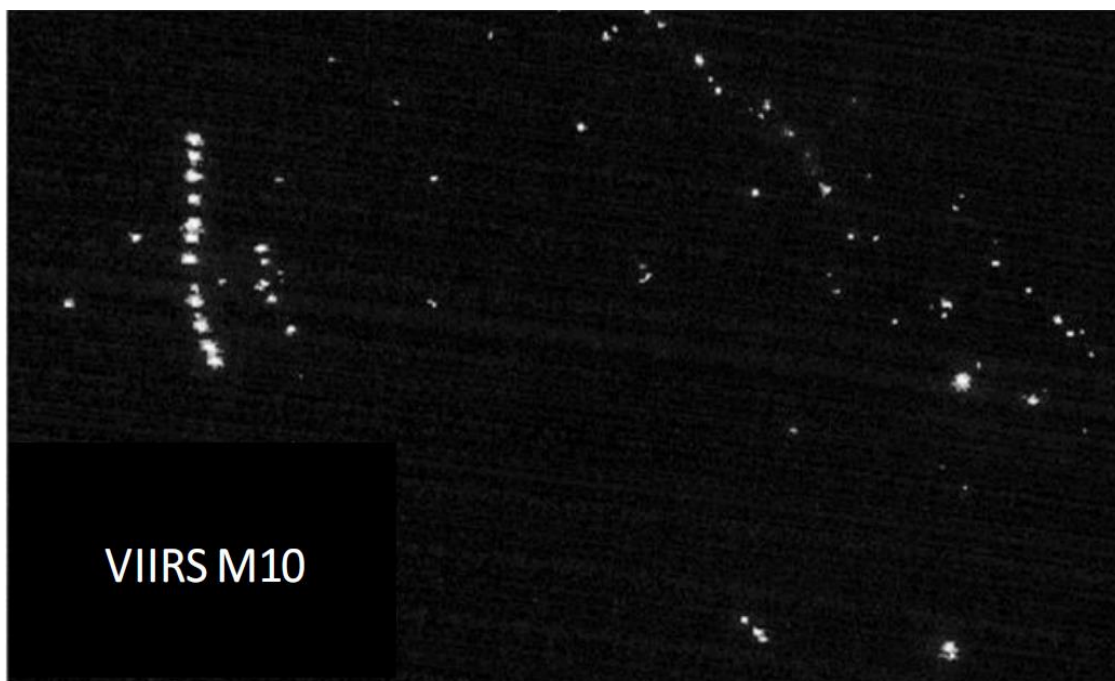
<sup>1</sup>. National Oceanic and Atmospheric Administration

<sup>2</sup>. Defense Meteorological Satellite Program

<sup>3</sup>. Visible Infrared Imaging Radiometer Suite



شکل ۳-۱: تصاویر ماهواره‌ای که توسط آشکارسازهای DMSP گرفته شده است [۹].



شکل ۴-۱: تصاویر ماهواره‌ای که توسط آشکارسازهای VIIRS گرفته شده است [۹].

### ۱-۳-۱- میزان فلرینگ در دنیا

فلرینگ گازهای همراه در تولید، و فلرینگ گازهای زائد در صنایع بالادستی نفت و گاز، به دلیل میزان و حجم زیاد آن یکی از چالش‌برانگیزترین مسائل انرژی و زیست‌محیطی پیش روی جهان است [۶]. طبق آخرین آمار که توسط بانک جهانی در تاریخ ۱۰ جولای سال ۲۰۱۷ منتشر شد، سال ۲۰۱۶ بیش از ۱۴۹ میلیارد مترمکعب گاز در فلرهای موجود در سطح جهان سوزانده شد و نسبت به سال ۲۰۱۵ حدود ۲ میلیارد مترمکعب افزایش داشته است [۱۰]. این میزان معرف اتلاف عظیمی از منابع طبیعی معادل با:

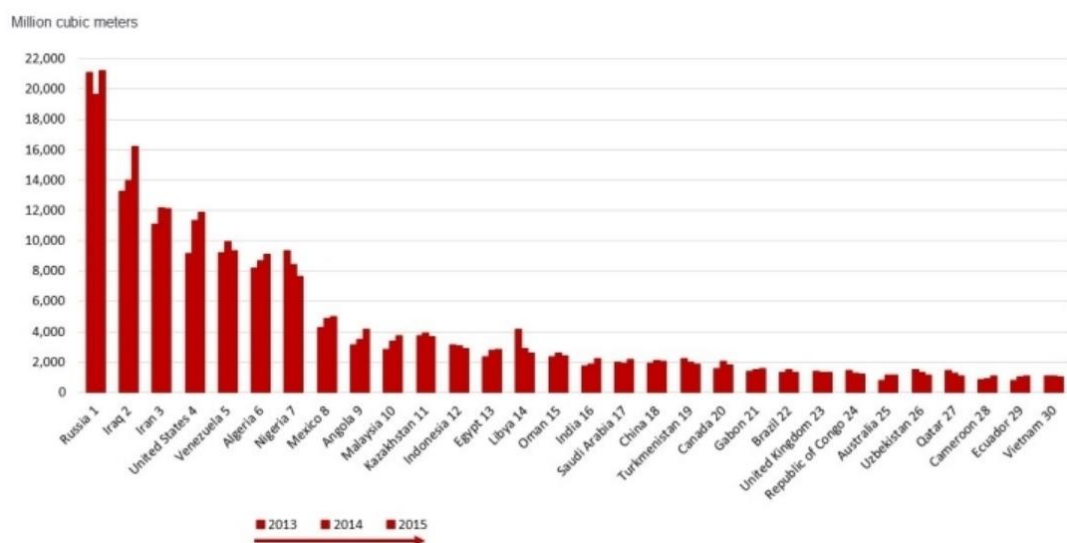
- مصرف یک سال گاز ایالات‌متحده در بخش مسکونی
- ۵٪ از کل تولید جهانی گاز طبیعی
- ۲۳٪ از مصرف گاز طبیعی ایالات‌متحده
- ۳۰٪ از مصرف گاز اتحادیه اروپا
- ۴/۲ میلیون بشکه معادل نفت خام در روز

است. این میزان فلرینگ سبب تولید نزدیک به ۵۰۰ میلیون تن انتشارات گازهای گلخانه‌ای معادل دی‌اکسید کربن می‌گردد که برابر است با:

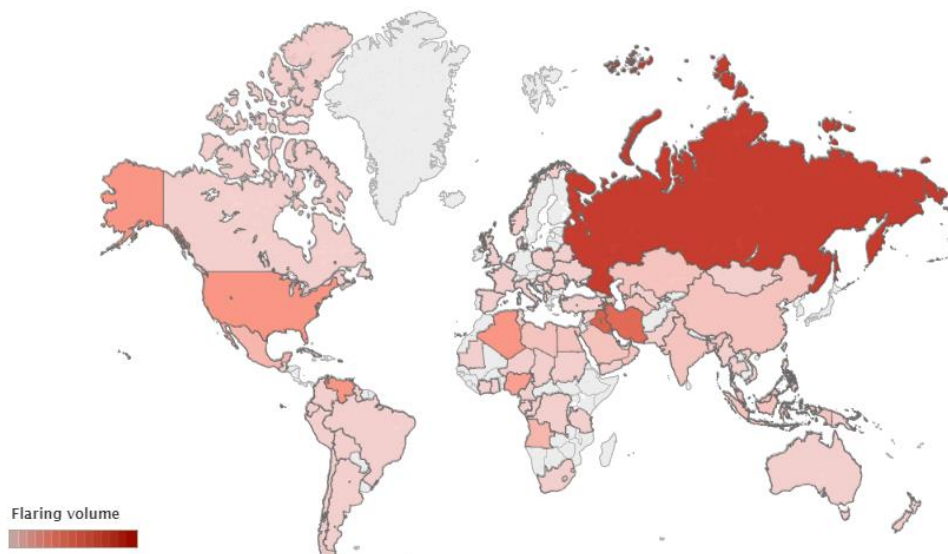
- انتشار آلاینده‌های سالانه ۷۷ میلیون خودرو (۳۴٪ ناوگان ایالات‌متحده)
- ۲٪ از کل انتشار  $CO_2$  جهانی ناشی از منابع انرژی
- ۲۰٪ از کل انتشار جهانی  $CO_2$  صنعت فولاد
- ۶ میلیارد دلار ارزش اعتباری کربن بر مبنای ۱۵ دلار به ازای هر تن

در مقیاس جهانی آمارهای دقیقی بر میزان گاز سوزانده شده ارائه نمی‌شود. نبود آمار جامع موجب شده که داده‌های موجود با احتیاط تفسیر شوند. با این حال بیشترین منبع آماری جامع و معتبر متعلق

به بانک جهانی است. بر اساس آخرین مطالعات ماهواره‌ای انجام‌شده توسط مشارکت جهانی کاهش فلرینگ گاز، به رهبری بانک جهانی بر مبنای تخمین‌های ماهواره‌ای، بیشترین مقدار فلرینگ ناشی از کشورهای روسیه، عراق، ایران و ایالات متحده است. نمودار شکل ۱-۵ که طبق آمار ارائه‌شده توسط بانک جهانی است، ۳۰ کشور دارای بیشترین میزان فلرینگ را نشان می‌دهد. همچنین با توجه به تصاویر ماهواره‌ای ارائه‌شده، رهاسازی گازهای همراه و فلرینگ در نقاط خاصی از جهان متمرکز شده‌اند. در شکل ۱-۶ میزان پراکندگی سوزاندن گازهای همراه در دنیا مشخص شده است.



شکل ۱-۵: سی کشوری که بیشترین میزان فلرینگ را در بازه زمانی سال ۲۰۱۳ تا سال ۲۰۱۵ داشته‌اند [۱۱].



شکل ۱-۶: پراکندگی سوزاندن گازهای همراه که توسط بانک جهانی ارائه شده است [۱۲].

تخمین‌های ماهواره‌ای نشان داده‌اند که فلرینگ گاز دارای پیک ۱۶۲ میلیارد مترمکعب در سال ۲۰۰۵ بوده و در سال ۲۰۱۰ به میزان ۱۳۴/۱ میلیارد مترمکعب کاهش یافته است. این بررسی که به وسیله سازمان مشارکت کاهش فلرینگ<sup>۱</sup> (GGFR) حمایت و تأمین شده است، توسط دانشمندان در مرکز ملی اقیانوسی و جوی ایالات متحده انجام شده است. این کاهش فلرینگ گاز، با کاهشی در انتشار  $CO_2$  در حدود ۸۵ میلیون تن، بین سال‌های ۲۰۰۵ تا ۲۰۱۰ همراه بوده است. این نتایج، با وجود رشد ۵ درصدی تولید نفت خام در این دوره، قطعاً دارای روندی مثبت هستند. اما با این وجود همچنان مقادیر زیادی گاز در نقاط مختلف جهان اتلاف می‌شود.

### ۱-۳-۲- میزان فلرینگ در ایران

بر اساس اطلاعات بانک جهانی در سال ۲۰۱۶، ایران ۲۱/۲ میلیارد مترمکعب گاز را در فلرها سوزانده و با اختصاص دادن حدود ۷٪ از کل فلرینگ دنیا در رتبه سوم دنیا بعد از روسیه و عراق جای دارد [۱۰]. این مقدار معادل پولی به ارزش ۱۵ میلیارد دلار هست. در حالی که این مقدار گاز می‌تواند برای اهداف دیگری از جمله تولید انرژی مورد استفاده قرار گیرد.

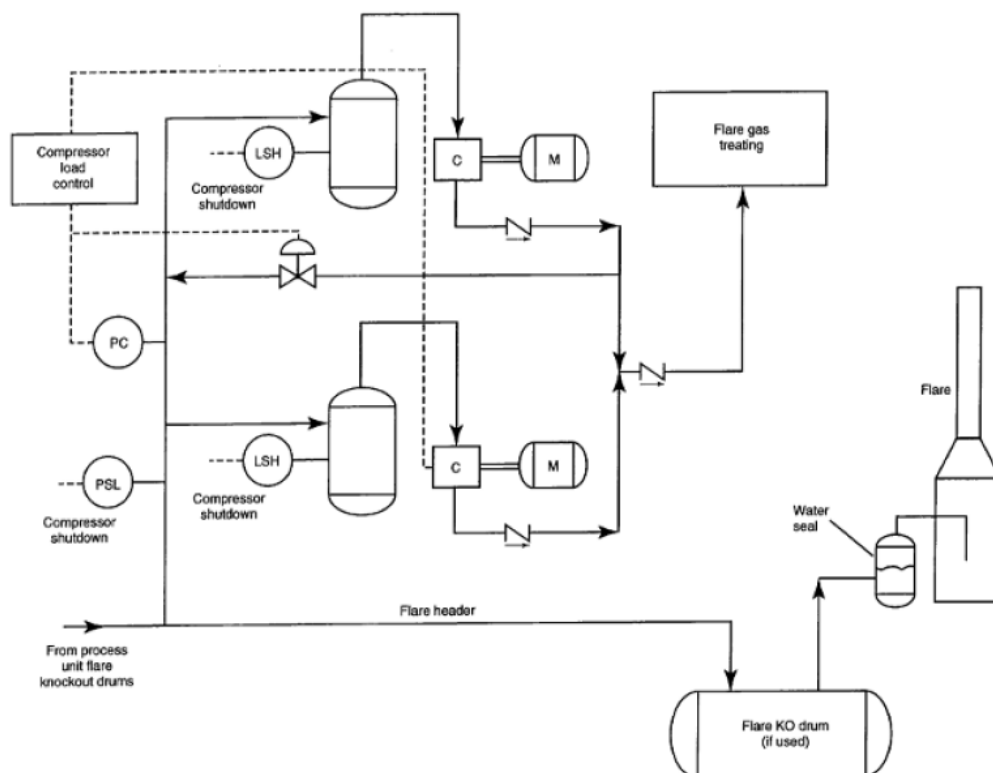
### ۱-۴- پیشینه پژوهش

در چند سال اخیر با افزایش آگاهی کشورها در مورد اثرات مخرب سوزاندن گازهای همراه در مشعل بر محیط‌زیست و نیز بهره‌وری بیشتر از منابع انرژی، کاهش فلرینگ بیشتر مورد توجه دولت‌ها قرار گرفته است. در مقیاس بین‌المللی نیز پروتکل کیوتو<sup>۲</sup> کشورها را موظف به کاهش نشر آلاینده‌های زیست‌محیطی نموده است به طوری که انتظار می‌رود فلرینگ در آینده‌ای نزدیک مجاز نخواهد بود.

<sup>۱</sup>. Global Gas Flaring Reduction Partnership

<sup>۲</sup>. Kyoto Protocol

دلایل ذکر شده سبب شده که پژوهش‌ها و اقداماتی در راستای کاهش فلرینگ انجام گردد. در سال ۲۰۱۴ یک سیستم SOFC<sup>۱</sup> برای کاهش گازهای فلر توسط سعیدی و همکاران [۱۳] ارائه شد. بر اساس نتایج به دست آمده از این سیستم، علاوه بر تولید برق، میزان نشر گازهای آلاینده‌ها از ۱۷۰۰ kg/s به ۶۸ kg/s کاهش پیدا می‌کند. اسنووات و همکارانش [۱۴] در سال ۲۰۱۲ نشان دادند که با استفاده از یک اجکتور می‌توان گازهای فلر را بازیابی کرد. این روش به دلیل سادگی بسیار مورد توجه قرار گرفته است. در سال ۲۰۱۵ مطالعاتی بر روی پارامترهای طراحی سیستم بازیابی گاز فلر<sup>۲</sup> توسط عنایتی و همکاران [۱۵] انجام گرفت. آن‌ها با استفاده از شبیه‌سازی در حالت پایا و دینامیک به مقایسه این دو حالت پرداختند. شماتیک سیستم بازیافتی که عنایتی طراحی پایا و دینامیک را بر اساس آن انجام داد در شکل ۷-۱ قابل مشاهده است.



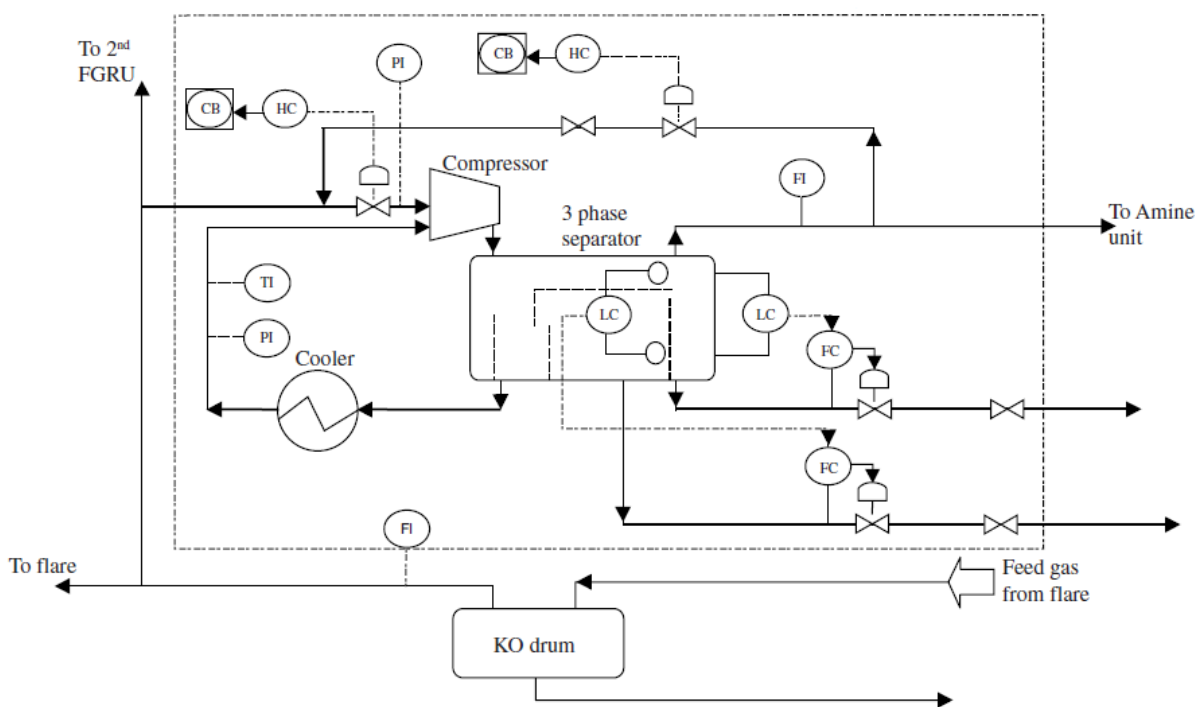
شکل ۷-۱: یک سیستم معمول بازیافت گاز فلر [۱۵].

<sup>۱</sup> . Solid Oxide Fuel Cell

<sup>۲</sup> . Flare Gas Recovery System



در سال ۲۰۰۸ یکی از روش‌های بازیابی نیز توسط زاد اکبر و همکاران [۱۶] پیشنهاد شد که بر اساس آن گازهای فلر ابتدا فشرده‌سازی شده و سپس برای استفاده مجدد به هدر<sup>۱</sup> فرستاده می‌شوند. طرح آن‌ها که در شکل ۸-۱ نشان داده شده است، به منظور بازیابی گازهای فلر پالایشگاه هاشمی نژاد (خان گیران) ارائه شد. میزان  $25000 \text{ m}^3/\text{h}$  سوخت گاز برای خوراک این سیکل در نظر گرفته شده است. بر اساس نتایج به دست آمده با صرف هزینه‌ای حدود ۱.۴ میلیون دلار بازگشت سرمایه‌ای ۴ ماهه محاسبه شد. همچنین سالانه حدود ۷۰٪ از انتشار گازهای گلخانه‌ای جلوگیری به عمل آمد.

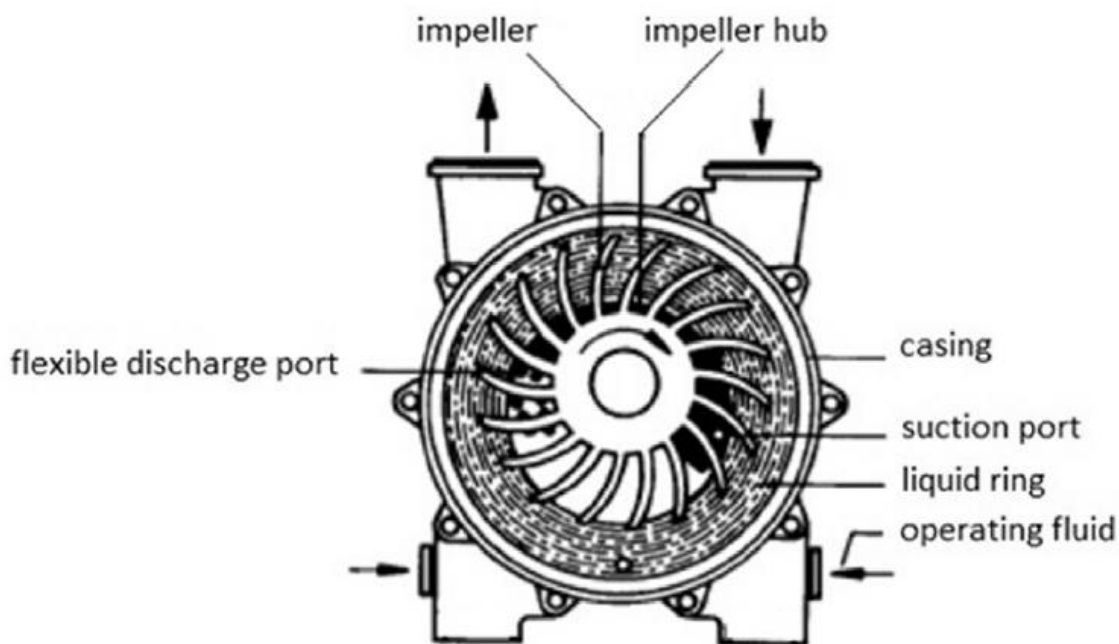


شکل ۸-۱: سیکل بازیابی گاز فلر برای پالایشگاه هاشمی نژاد [۱۶]

طرحی سه مرحله‌ای توسط کمدی و همکارانش [۱۷] در سال ۲۰۱۶ پیشنهاد شد که شامل سه بخش می‌باشد: الف) انتخاب و طراحی سیستم بازیابی گاز فلر، ب) پاک‌سازی گاز و استفاده مجدد از آن، ج) امکان‌سنجی اقتصادی به وسیله تعیین زمان بازگشت سرمایه. این طراحی شامل یک

<sup>۱</sup>. Header

کمپرسور با رینگ مایع<sup>۱</sup> معرفی شد که بازگشت سرمایه آن ۲ سال و ۳ ماه محاسبه گردید. در شکل ۹-۱ یک مقطع برش خورده از کمپرسور با رینگ مایع قابل مشاهده است.



شکل ۹-۱: نمایی از یک کمپرسور با رینگ مایع [۱۸].

موراد و همکاران [۱۹] در سال ۲۰۰۹ بررسی‌هایی بر روی گازهای سوزانده شده در مشعل انجام دادند که نتیجه آن افزایش ظرفیت تولید پالایشگاه مورد نظر بود. زو و همکاران [۲۰] تحقیقاتی بر روی کاهش فلرینگ در راهاندازی واحدهای پتروشیمی انجام دادند. نتایج نشان داد که با طرح ارائه‌شده توسط آن‌ها می‌توان از هدر رفت مقادیر زیادی از VOCs یا ترکیبات آلی فرار<sup>۲</sup> جلوگیری کرد. آنوموهنران و همکاران [۲۱] بر روی نشر گازهای آلاینده حاصل از سوختن گازهای همراه در نیجریه و همچنین تأثیرات زیست‌محیطی آن بررسی‌هایی انجام دادند. نتایج نشان داد که با فلرینگ، سالانه حدود ۱۱ میلیارد دلار از دست می‌رود.

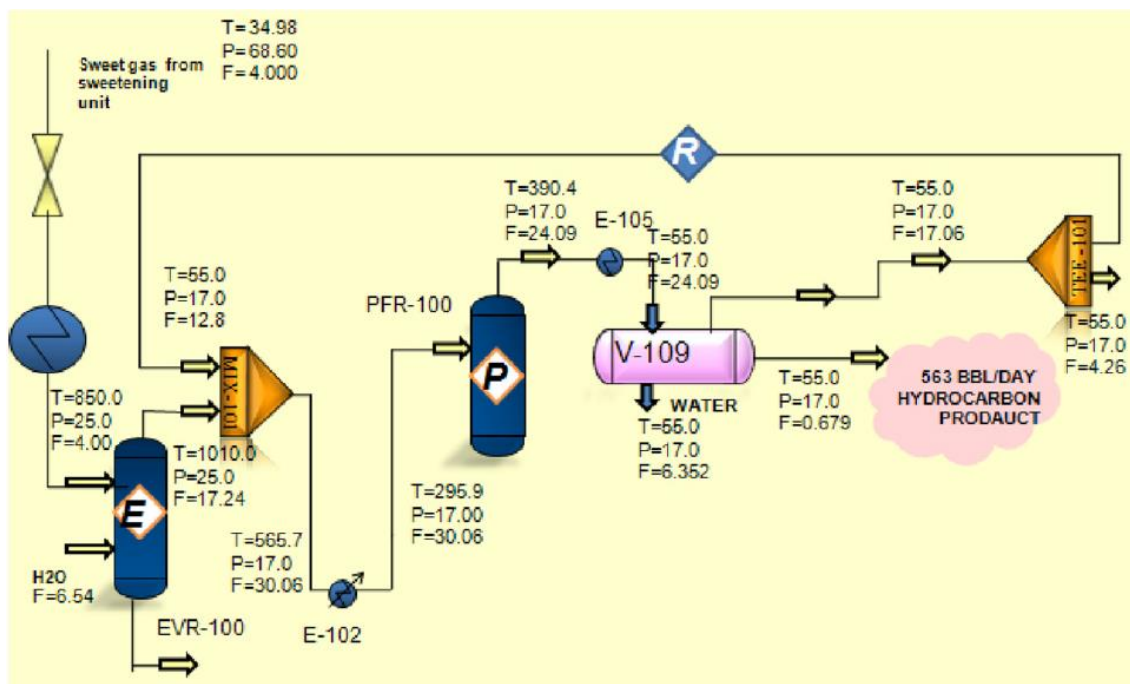
<sup>۱</sup> . Liquid ring compressor

<sup>۲</sup> . Volatile organic compound

کاهش گازهای فلر از دو جهت دارای اهمیت است: یکی بهینه‌سازی مصرف انرژی و افزایش راندمان، دیگری کاهش آلاینده‌های زیست‌محیطی. در سال ۲۰۱۴ عبدالرحمان و همکاران [۲۲] به بررسی نقش محوری مکانیزم توسعه پاک<sup>۱</sup> (CDM) برای غلبه بر موانع پروژه‌های بازیابی گاز فلر در کشورهای در حال توسعه پرداختند. CDM یکی از سه مکانیزم مبتنی بر بازار است که تحت پروتکل کیوتو تصویب شد.

برخی از پژوهش‌گران با مدل‌سازی چند طرح برای بازیابی گازهای همراه یک واحد و بررسی اقتصادی طرح‌ها، به صرفه‌ترین مدل را معرفی نموده‌اند. رحیم‌پور و همکاران [۲۳] در سال ۲۰۱۲ سه راهکار برای بازیافت گازهای فلر و جلوگیری از انتشار آلاینده‌ها به محیط‌زیست پیشنهاد دادند:

الف) مایع‌سازی گازهای همراه با کمک فرایند GTL<sup>۲</sup>؛ در این روش گاز طبیعی طی فرایند فیشر-تراپش<sup>۳</sup> به مایع تبدیل می‌شود. این فرایند در شکل ۱-۱۰ نشان داده شده است.



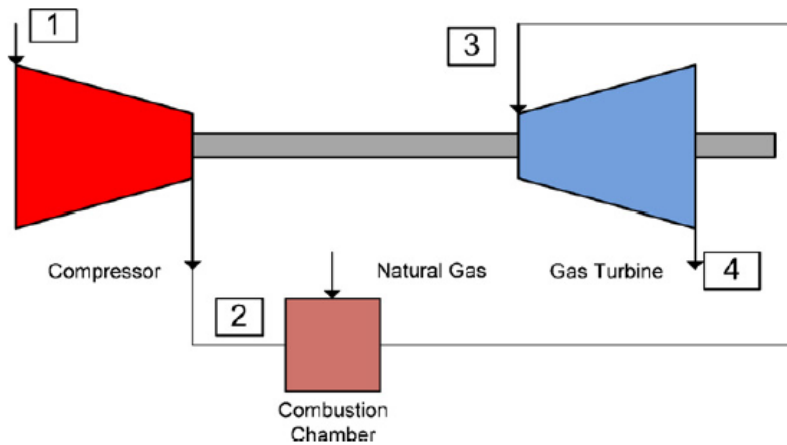
شکل ۱-۱۰: فرایند GTL پیشنهاد شده برای تولید گاز مایع از گازهای فلر [۲۳]

<sup>۱</sup> . Clean Development Mechanism

<sup>۲</sup> . Gas To Liquid

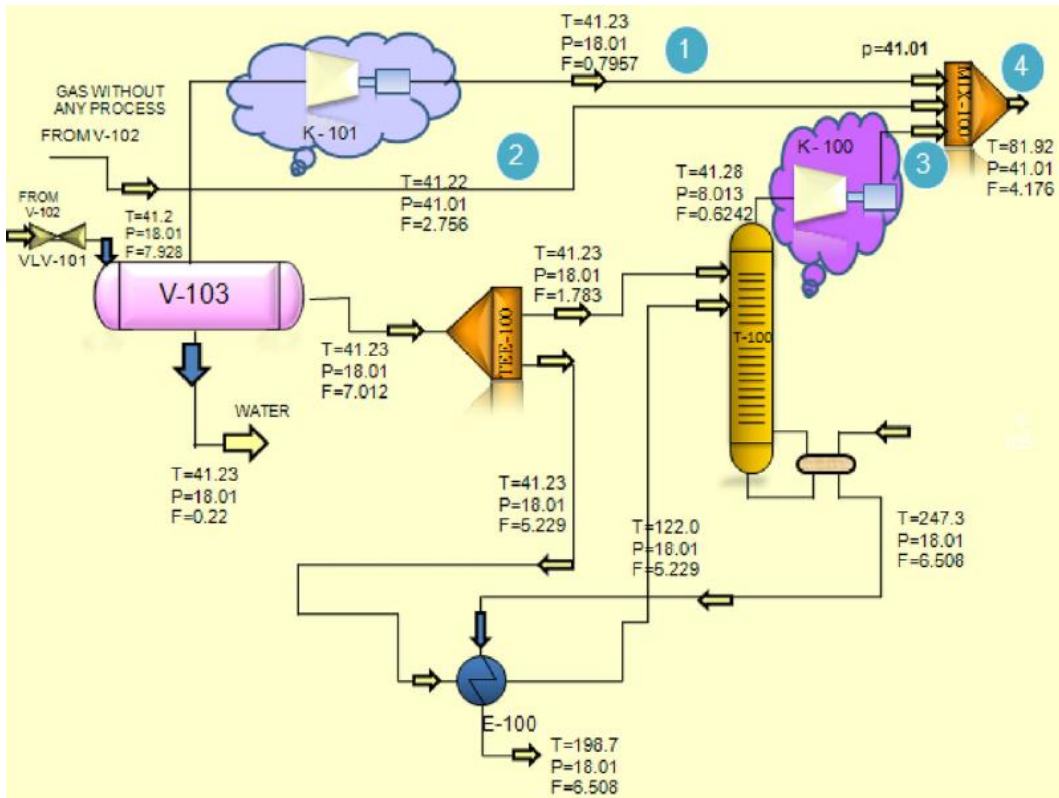
<sup>۳</sup> . Fischer-Tropsch

ب) تولید برق با توربین گاز؛ در این راهکار برای استفاده کارآمد از گازهای فلر، پیشنهاد شده که آن‌ها در توربین گاز و تحت سیکل برایتون سوزانده شوند. سیکل برایتون موردنظر در شکل ۱۱-۱ نشان داده شده است.



شکل ۱۱-۱: سیکل برایتون که برای سوزاندن گازهای فلر پیشنهاد شده است [۲۳].

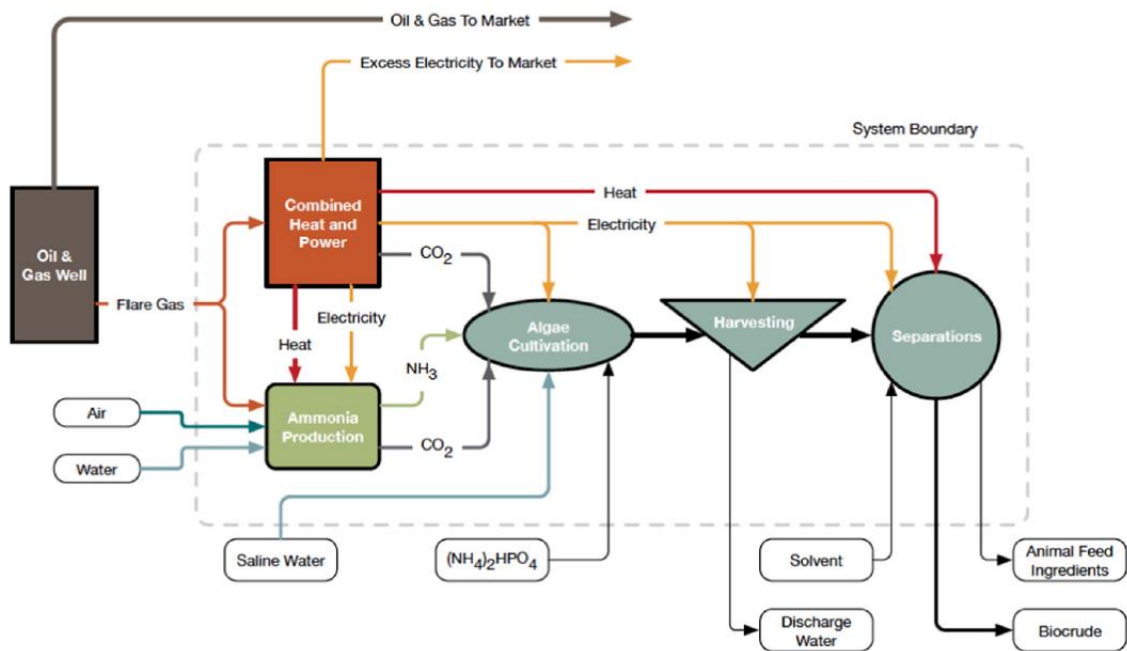
ج) فشرده‌سازی گاز فلر و تزریق دوباره به خطوط لوله پالایشگاه. طی این فرایند، گازهای فلر فشرده شده و سپس برای استفاده مجدد به خطوط لوله بازمی‌گردند. طرح شماتیک این پروسه در شکل ۱۲-۱ قابل مشاهده است.



شکل ۱-۱۲: پروسه فشرده‌سازی گاز فلر و استفاده مجدد از آن [۲۳]

در نهایت نتایج تحقیق آن‌ها نشان داد که تولید برق از این گازها صرفه اقتصادی بیشتری نسبت به دو روش دیگر دارد. ذوالفقاری و همکاران [۱۴]. سه مدل برای به‌کارگیری گازهای فلر و استفاده بهینه از آن‌ها ارائه دادند. این سه راه‌کار شامل این موارد است: (۱) GTL<sup>۱</sup>؛ (۲) GTG<sup>۲</sup> و (۳) GTE<sup>۳</sup>. آن‌ها با تحلیل اقتصادی به این نتیجه رسیدند که روش GTG بیشترین بهره اقتصادی را دارد. روش‌های شیمیایی نیز برای استفاده از گازهای فلر ارائه شده است. بیل و همکاران [۲۴] در سال ۲۰۱۶ یک روش مبتنی بر زیست پالایش برای گازهای همراه توسط پیشنهاد شده دادند. بر اساس نتایج تحقیق آن‌ها با این روش علاوه بر تولید سوخت‌های زیستی<sup>۴</sup> و پروتئین از جلبک‌ها، یک سیستم سودمند برای محیط‌زیست است. شماتیک این فرایند را می‌توان در شکل ۱-۱۳ دید.

<sup>۱</sup> . Gas To Liquid  
<sup>۲</sup> . Gas Turbines Generation  
<sup>۳</sup> . Gas To Ethylene  
<sup>۴</sup> . Biofuel

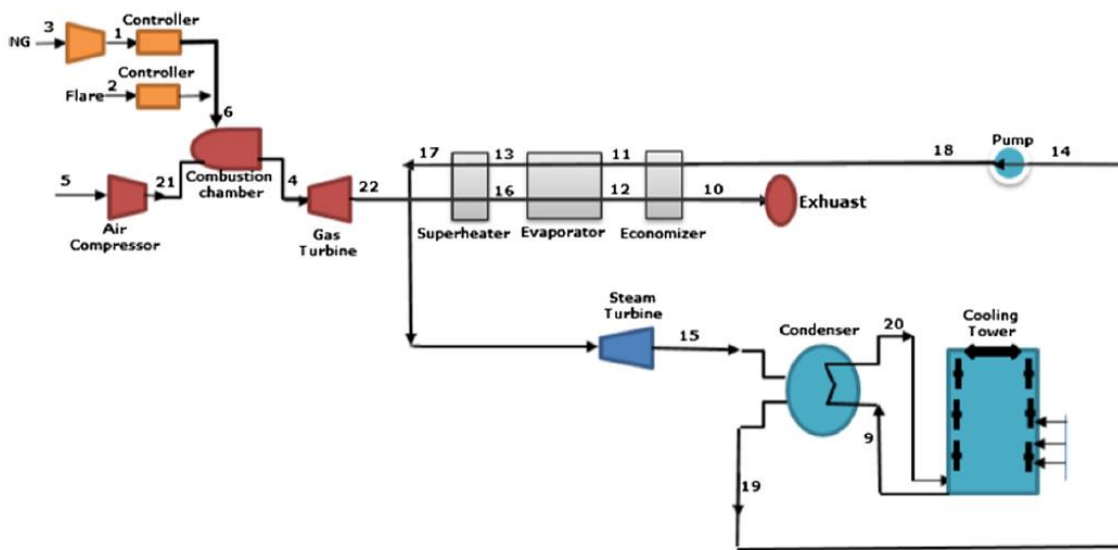


شکل ۱-۱۳: پروسه تولید پروتئین از گازهای فلر با کمک جلبک [۲۴].

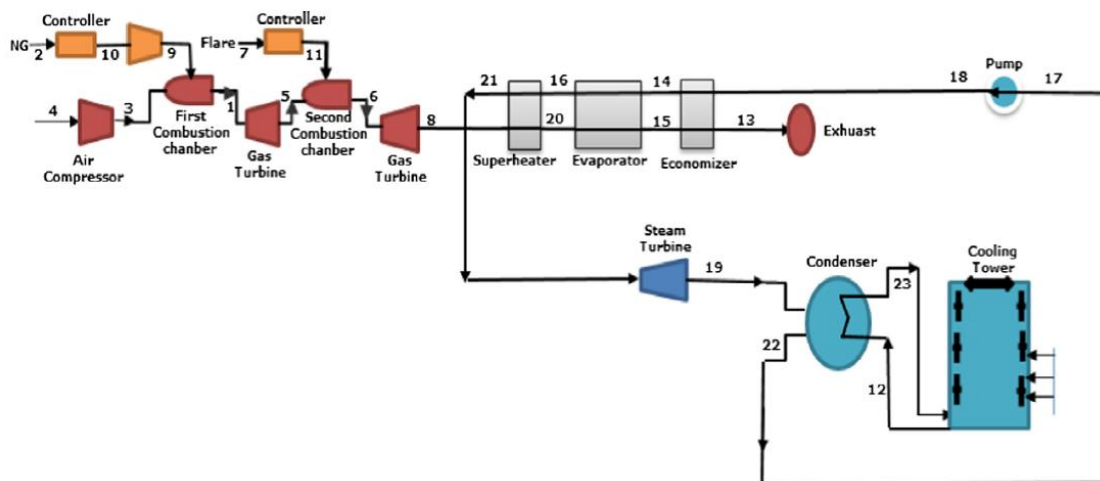
با طراحی مناسب شبکه گاز فلر<sup>۱</sup> (FGN) می‌توان به کاهش مصرف سوخت پالایشگاه کمک نمود. طاحونی و همکاران [۲۵] در سال ۲۰۱۶ با استفاده از انتگراسون حرارتی به اصلاح FGN پرداختند. با این روش مصرف گاز پالایشگاه مورد مطالعه ۱۲٪ نسبت به حالت قبل از اصلاح و ۲۷/۷٪ نسبت به حالت بدون شبکه گاز فلر کاهش یافت.

یکی از مشکلات مبحث فلرینگ اندازه‌گیری این گاز است. حیدری و همکاران [۲۶] با اندازه‌گیری گازهای فلر یک پالایشگاه موجود، دو سناریو برای تولید برق ارائه دادند. نمای کلی سناریوی اول و دوم آن‌ها به ترتیب در شکل ۱-۱۴ و شکل ۱-۱۵ نشان داده شده است.

<sup>۱</sup>. Flare Gas Network



شکل ۱-۱۴: سناریو اول تولید برق از گازهای فلر [۲۶].



شکل ۱-۱۵: سناریو دوم تولید برق از گازهای فلر [۲۶].

نتایج نشان داد که سناریوی اول از لحاظ فنی و اقتصادی همیشه مناسب است به جز هنگامی که دبی جرمی گاز فلر کمتر از  $0.8 \text{ Kg/s}$  باشد.

با توجه به اهمیت موضوع فلر در دهه گذشته طرح‌های متنوعی برای بازیابی فلر توسط پژوهش‌گران ارائه شده که البته ملاک مناسب بود آن‌ها به بحث اقتصادی مربوط می‌گردد. در سال ۲۰۱۶

اوجیجیاگو و همکاران [۲۷] با بررسی فرایند GTW<sup>۱</sup> به تحلیل اقتصادی آن پرداختند. ارزیابی آنها نشان داد که می‌توان با بهره‌گیری از ۵۰ عدد توربین گازی، حدود ۷۵۰۰ MW برق در روز با استفاده از گازهای فلر تولید کرد.

## ۱-۵- بیان مسئله

بهینه‌سازی مصرف انرژی و کاهش آلاینده‌های زیست‌محیطی یکی از دغدغه‌های اساسی صنایع، خصوصاً صنایع نفت، گاز و پتروشیمی است. تاکنون روش‌های گوناگونی چه در مرحله طراحی اولیه و چه در مرحله اصلاح واحدهای موجود، بررسی و مورد استفاده قرار گرفته‌اند. یکی از مهم‌ترین مسائل مربوط به محیط‌زیست در این صنایع، دفع مناسب گازهای هیدروکربنی زائد موجود در واحدها و مجتمع‌های صنعتی است. از متداول‌ترین روش‌های موجود، رهاسازی و سوزاندن این گازهاست. روش‌ها و تجهیزات متفاوتی جهت انجام این کار موجود است، که بنا به ماهیت‌های متفاوت این مواد می‌توان از آنها استفاده نمود. متداول‌ترین نوع این تجهیزات، فلرها هستند. فلرها تجهیزات مناسبی برای دفع ایمن گازهای زائد توسط احتراق و رهاسازی آنها در محیط می‌باشند.

فلر دودکش یا لوله عمود امتدادیافته‌ای است که به‌عنوان یکی از قسمت‌های ضروری در چاه‌های نفت، پالایشگاه‌ها، پتروشیمی‌ها، کارخانه‌های مواد شیمیایی، زباله‌سوزها و سایر واحدهای فرایندی جهت سوزاندن گازها و مایعات زائد، قابل اشتعال و سمی تخلیه شده، بکار می‌رود. می‌تواند از بروز خطرات آتش‌سوزی‌ها، انفجار و صدمه دیدن کارکنان جلوگیری نماید. درواقع فلر مواد قابل اشتعال، سمی و بخارات خورنده را به ترکیبات کم‌ضررتر تبدیل می‌نماید و از عمده‌ترین روش‌های ایمن‌سازی دستگاه‌های صنعتی در مقابل ازدیاد فشار است [۲۸].

فلرها همواره حین فعالیت گرما و صدا تولید می‌کنند. میزان و نوع گازهای انتشار یافته از فلر به

---

<sup>۱</sup> . Gas To Wire



محیط‌زیست تابع راندمان احتراق و نوع گازهای ارسالی به فلر است.

سیستم فلر به‌طور کلی در سه حالت مختلف از شرایط عملیاتی واحد، گازهای دریافتی را می‌سوزاند:

(۱) شرایط عادی کارخانه: در این حالت گازهای آزاد شده از برخی فرایندها به همراه گازهای تخلیه در فلر سوزانده شده و معمولاً احتراقی بدون دود، صدا و نور به دنبال دارد. محصولات احتراق در این شرایط اغلب بخار آب، دی‌اکسید کربن و دی‌اکسید گوگرد هست. در این شرایط امکان بازیافت برخی از گازها پس از فشرده‌سازی مجدد به‌عنوان سوخت وجود دارد.

(۲) شرایط آشفستگی واحد: این شرایط در هنگام راه‌اندازی یا توقف کامل کارخانه به وجود آمده و حجم گازهای ارسالی به فلر بیش از شرایط عادی هست.

(۳) شرایط اضطراری واحد: در مواقعی که حوادثی نظیر نقص فنی دستگاه یا قطع جریان برق اتفاق می‌افتد، مقداری از گازها به‌صورت ناخواسته به فلر ارسال می‌شود. از آنجاکه در این حالت تنظیم نسبت سوخت و هوا نامناسب هست لذا شعله‌های سیاه و پر دود ایجاد می‌گردد. شرایط اضطراری ممکن است به دلایل مختلفی اتفاق افتد که برخی از آن‌ها عبارت‌اند از:

- تغییر در خوراک ورودی
- نقص فنی تجهیزات
- تعمیر و نگهداری نامناسب
- اشتباهات انسانی
- انحراف از رویه بهره‌برداری
- قطع جریان برق
- بهره‌برداری بیش از ظرفیت طراحی

اگرچه هر فرایند شیمیایی نظیر فرایندهای پالایشگاهی و پتروشیمیایی به دلایل مختلف جهت رعایت ایمنی شاغلین و تجهیزات ملزم به استفاده از سیستم فلر می‌باشند، اما می‌توان راهکارهایی را ارائه نمود تا میزان جریان ارسالی به فلر به حداقل برسد. راهکارهای دستیابی به کاهش فلرینگ در هر یک

از سه قسمت اصلی سیستم فلر به صورت زیر قابل ارائه و اجرا می‌باشند:

(۱) بخش فرایند: کاهش تولید گازهای فلر از طریق بهبود شرایط فرایندی و جلوگیری از نشتی در تجهیزات و اتصالات

(۲) شبکه جمع‌آوری: بازیابی و استفاده مجدد از گازهای فلر تولیدی بر اساس مشخصات آن

(۳) سیستم فلر: اصلاح سیستم فلر شامل تجهیزات، عملکرد آن‌ها و سیستم‌های کنترلی و نظارتی در ایران ناکافی بودن پروژه‌های کاهش، جمع‌آوری و بازیافت گازهای ارسالی به فلر، باعث سوزاندن بیهوده گازها می‌گردد. روش‌ها و راهکارهایی که تا به امروز جهت کاهش و یا بازیابی گازهای ارسالی به فلر ارائه شده عمدتاً بر روی اصلاح واحدهای تولیدکننده گازهای ارسالی به فلر معطوف گشته‌اند. اما می‌توان به کمک طراحی یک سیستم، میزان فلرینگ یک واحد صنعتی نظیر یک پالایشگاه یا پتروشیمی را به طور چشمگیری کاهش داد. از این طریق گازهایی که تاکنون سوزانده می‌شدند را جمع‌آوری و سپس به عنوان خوراک واحدهای فرایندی نظیر واحد گاز مایع و یا به عنوان سوخت گازی برای سیستم‌هایی همچون توربین‌های گاز، دیگ‌های بخار، مبدل‌های بازیافت حرارتی، کوره‌ها، اجاقک‌ها و یا سیستم‌های تولید هم‌زمان تبدیل نمود. پیرو این فرایند آلودگی ناشی از سوختن گازها نیز به طور محسوسی کاهش خواهد یافت.

به عنوان نمونه، هدف اصلی یک مجتمع پتروشیمی، تبدیل نفت خام به محصولات مفید نظیر بنزین، دیزل، نفت سفید و غیره است. این مهم از طریق فرایندهای مختلف جداسازی و فرایندهای تبدیل شیمیایی انجام می‌پذیرد. تمامی این فرایندها به گونه‌ای طراحی شده‌اند که در شرایط مشخصی از دبی، دما، فشار و ترکیب انجام‌پذیر باشند. انحراف از شرایط طراحی باعث ایجاد وضعیت نامناسب در فرایند شده تا حدی که جریان‌ات گازی فرایندها، به دلیل عمل نمودن شیرهای اطمینان، به سیستم فلر پالایشگاه تخلیه می‌شوند.

حالت ایده آل آن است که هیچ‌گونه فلری در پالایشگاه وجود نداشته باشد زیرا باعث اتلاف هیدروکربن‌ها و گازهایی می‌گردد که ارزش اقتصادی بالایی دارند. اما واقعیت آن است که نصب

تجهیزات بازیافت در شرایطی که حجم گازهای ارسالی به فلر مقدار قابل توجهی می‌گردد (شرایط اضطراری) و همچنین نوسانات بسیار زیاد ترکیب و دبی جریان گازهای ارسالی به فلر، بسیار دشوار است.

## ۱-۶- اهداف و نوآوری تحقیق حاضر

با توجه به اهمیت کاهش هزینه‌های انرژی در صنایع و فشار نهادهای بین‌المللی برای کاهش انتشار آلاینده‌های زیست‌محیطی، بازیافت گازهای همراه به یکی از دغدغه‌های اصلی به‌ویژه برای کشورهای دارای صنایع نفت و گاز تبدیل شده است.

در این تحقیق سعی بر این است که با بهره‌گیری از آخرین دستاوردهای تحقیقاتی، بسط و توسعه سیستم‌های بازیافت گازهای ارسالی به فلر در صنایع فرایندی نفت و گاز که دارای توجیه اقتصادی مناسبی نیز باشند، مورد بررسی و مطالعه قرار گیرند. اهداف تحقیق حاضر را می‌توان به شرح زیر بیان نمود:

(۱) بررسی روش‌ها و فناوری‌های موجود در زمینه کاهش و یا بازیافت گازهای اتلافی از طریق

فلرها

(۲) جمع‌آوری اطلاعات گازهای همراه مربوط به پالایشگاه موردنظر که شامل میزان و ترکیب گاز

فلر بخش‌های مختلف است.

(۳) بررسی فنی بازیافت فلرینگ گازهای اسیدی و به‌واسطه محدودیت‌های فرایندی

(۴) بررسی سیکل‌های تبرید معمول جهت تولید میعانات گازی در مقیاس کوچک

(۵) طراحی و بهینه‌سازی فرایند بازیافت و تفکیک گازهای فلر با توجه به میزان و ترکیب گاز

ورودی

(۶) تحلیل اقتصادی و محاسبه بازگشت سرمایه

لازم به ذکر است که نوآوری طرح حاضر را می‌توان استفاده از یک سیکل تبرید جهت پاک‌سازی گازهای فلر از هیدروژن سولفید و همچنین تفکیک LNG و NGL بیان کرد. ویژگی‌های کلی فرایند طراحی شده شامل موارد ذیل هست:

- بهره‌گیری از سیکل پریکو
- استفاده از مبدل‌های معمول به جای مبدل گران‌قیمت صفحه‌ای فین‌دار
- استفاده از مبرد مخلوط به‌عنوان سیال عامل سیکل تبرید
- شبیه‌سازی و بهینه‌سازی فرایند در نرم‌افزار قدرتمند اسپن پلاس

## ۱-۷- طرح کلی پژوهش

همان‌طور که به اهمیت بازیابی گازهای همراه در این فصل اشاره گردید، در این پژوهش سعی می‌شود یک فرایند جدید برای این امر طراحی گردد. در فصل‌های بعدی به بررسی فنی و اقتصادی این طرح پرداخته می‌شود.

در فصل دوم به بررسی سیستم فلرینگ و معرفی اجزای آن پرداخته شده است. سپس روش‌های معمول استفاده شده برای بازیابی گازهای فلر مورد بررسی قرار می‌گیرد. در ادامه فصل سیکل‌های تبرید معرفی و یکی از آن‌ها جهت به‌کارگیری در فرایند انتخاب می‌شود.

در فصل سوم با در نظر گرفتن اطلاعات پالایشگاه موردنظر، به طراحی سیکل بازیافت پرداخته شده است. در واقع این سیکل از دو قسمت تشکیل شده که در نهایت باهم ادغام شده‌اند. بخش اول سیکل مربوط به تفکیک سازی گاز فلر و بخش دوم همان سیکل تبرید است. سیکل کلی در برنامه قدرتمند اسپن پلاس<sup>۱</sup> طراحی و شبیه‌سازی گردیده است. در این فصل شرایط طراحی شرح داده می‌شود.

در فصل چهارم نتایج به دست آمده از شبیه‌سازی در نرم‌افزار شرح داده می‌شود. این نتایج شامل

---

<sup>۱</sup> . Aspen Plus

بررسی فنی و اقتصادی می‌باشند.

در فصل پنجم به بررسی نتایج پرداخته شده و مناسب بودن طرح بررسی می‌شود. همچنین پیشنهاد-

هایی جهت پژوهش‌های آینده مطرح می‌گردد.

## فصل دوم

# فکر و راهکارهای کاهش و بازیابی آن

## ۲-۱- مقدمه

فلرها تجهیزاتی احتراقی هستند که برای حفظ ایمنی و نابودی کامل گازهای مازاد و سمی قابل احتراق موجود در پتروشیمی‌ها و پالایشگاه‌ها به کار گرفته می‌شوند [۱۵]. همچنین فلرها می‌توانند از بروز خطرات، آتش‌سوزی‌ها، انفجار و صدمه دیدن کارکنان جلوگیری نمایند. در این فصل به بررسی سیستم فلر و راهکارهای کاهش آن پرداخته می‌شود. در پایان نیز سیکل‌های تبرید جهت به‌کارگیری آن‌ها در سیکل بازیافت گاز فلر معرفی می‌شوند.

## ۲-۱-۱- انواع سیستم‌های فلر

در کل فلرهای پالایشگاه‌ها را می‌توان به دو دسته تقسیم کرد:

- فلر مرتفع
- فلر زمینی

فلرهای زمینی هنگامی بکار گرفته می‌شوند که نیاز به مخفی نمودن شعله فلر (به دلایل مختلف) وجود دارد. اما فلرهای مرتفع به دلیل قابلیت جابجایی حجم قابل توجهی از گازها با توجیه فنی و اقتصادی کافی استفاده می‌شوند. در برخی موارد پالایشگاه ممکن است هر دو نوع فلر را دارا باشد. در چنین مواقعی فلر زمینی برای سوزاندن حجم کم اما پیوسته از گازهای مازاد کاربرد دارد. فلر مرتفع قسمتی ضروری از اجزای پالایشگاه است که به دلایل ایمنی نصب و مورد استفاده قرار می‌گیرد. زیرا می‌تواند پس از سوزاندن، به‌آسانی بخارات سمی حاصل از فرایندها را به نقاط دوردست منتقل نماید. در جدول ۲-۱ این دو نوع فلر با یکدیگر مقایسه شده‌اند.

جدول ۱-۲: مقایسه فلرهای مرتفع و زمینی

مشخصات	فلر مرتفع	فلر زمینی
دود	معمولاً بدون دود به جز در شرایط اضطراری یا آشفته‌گی	نسبتاً بدون دود
صدا	اگر بخار مصرفی آن بالا باشد پرسروصدا است	نسبتاً آرام
تشعشع	بالا ولی با مصرف بخار قابل کم شدن است	ناچیز
پراکنده نمودن گازهای احتراق در هوا	به شرط رعایت ارتفاع، عالی است	پراکندگی کم
مشکلات اصلی	هزینه بالای سرمایه‌گذاری، آلودگی مربوط به صوت، نور و تشعشع	هزینه بالای سرمایه‌گذاری، هزینه نگهداری بالا، بوی نامطبوع و خطر آتش‌گیری در صورت پرتاب شعله
کاربردها	در تمامی مکان‌ها بخصوص هنگام وجود گازهای سمی	برای سوزاندن گازهای پاک، مکان‌هایی که صدا و نور آزاردهنده است. غیرقابل استفاده در مناطق مسکونی با هوای آرام

## ۲-۱-۲- اجزای تشکیل دهنده یک سیستم فلر

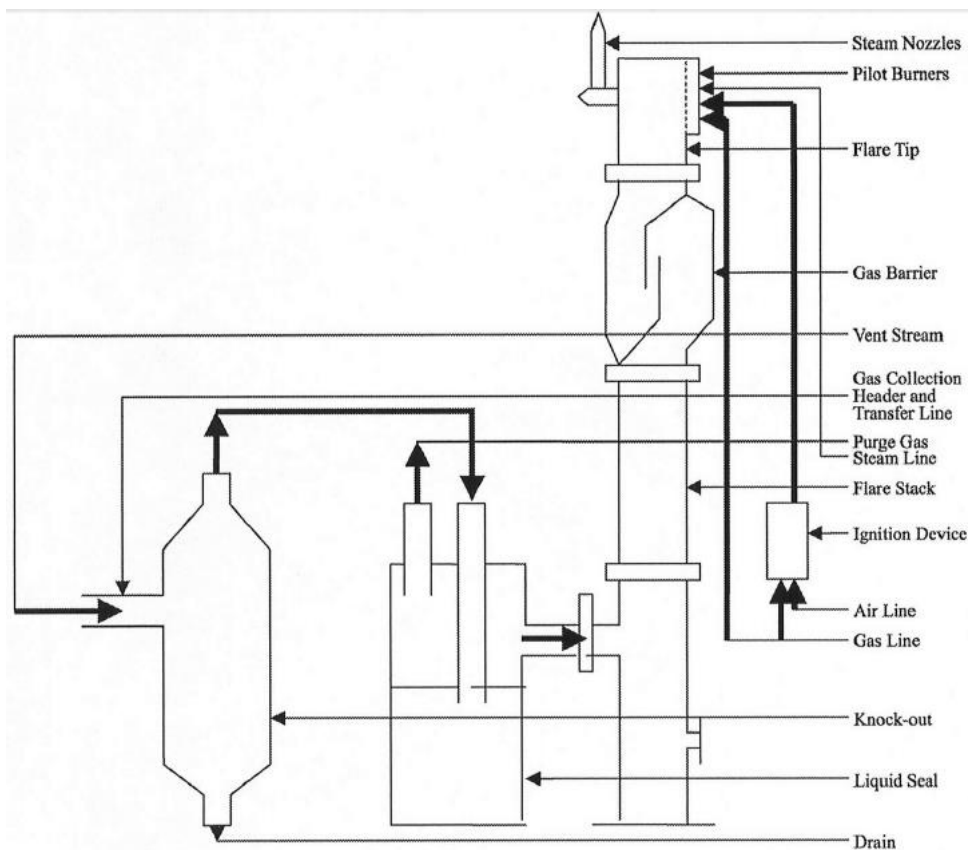
سیستم فلر به دو قسمت تقسیم می شود،

- سیستم جمع آوری فلر شامل یک مخزن ضربه گیر
- دودکش فلر

در پالایشگاه های بزرگ از ظروف جمع آوری مجزایی در هر یک از واحدها استفاده شده است تا امکان تعمیرات اساسی واحدهای مختلف تسهیل گردد. عموماً سیستم فلر مرکب از اجزای ذیل می باشد که در شکل ۱-۲ این اجزا را می توان دید:

- سیستم جمع آوری و انتقال گازهای آزاد شده از واحدهای فرایندی
- ظرف جمع آوری به منظور میعان و خارج سازی مایعات همراه گاز
- آب بند مایع به منظور جلوگیری از برگشت شعله
- دودکش با یک یا چند مشعل
- پایلوت، سیستم گازرسانی (سوخت کمکی) به مشعل و سیستم جرقه زنی
- سیستم تزریق بخار یا هوا برای ایجاد شعله کم دود (سیستم کنترل شعله)
- تجهیزات کنترل و نظارتی برای بهینه نمودن سیستم فلر





شکل ۲-۱: اجزاء تشکیل دهنده یک نمونه سیستم فلر مرتفع با عامل اختلاط کننده بخار [۲۹]

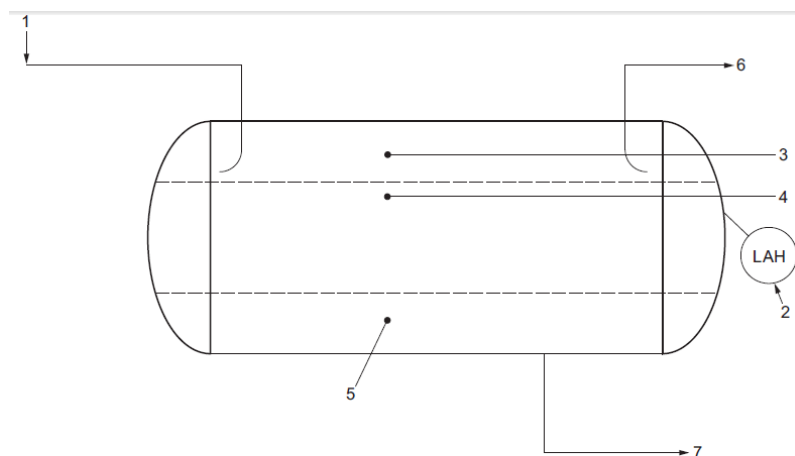
حال با توجه به فراوانی فلرهای مرتفع با عامل اختلاط کننده بخار در صنایع پالایشگاهی، اجزای تشکیل دهنده این نوع فلر تشریح می گردند:

- سیستم جمع آوری و انتقال گازهای آزاد شده: مواد آزاد شده از قسمت های مختلف، شیرهای اطمینان، شیرهای کاهنده فشار، تخلیه دستگاه ها و غیره از طریق یک لوله اصلی به طرف فلر هدایت می شوند. لوله ها از جنس کربن استیل<sup>۱</sup> می باشند. علاوه بر مسیر اصلی، یک مسیر جهت تخلیه گاز تعبیه می شود تا شعله نتواند به مسیر فلر برگردد.
- ظروف مایع گیر<sup>۲</sup> (مخزن ضربه گیر): وجود مایعات به تنهایی یا همراه با گاز موجب خاموش شدن فلر و یا سوختن نامنظم و دود کردن شعله می شوند. همچنین وجود مایعات می تواند سبب تولید

<sup>۱</sup> . carbon steel

<sup>۲</sup> . Flare Knockout Drum

بارانی از قطرات آتش شده که هنگام رسیدن به سطح زمین موجب ایجاد خطر شوند. بدین منظور جهت جداسازی مایعاتی که از دستگاه‌ها خارج می‌شوند و یا مایعاتی که در طول مسیر انتقال به فلر از میعان گازها ایجاد می‌شوند، ظروف مایع گیر استفاده می‌شود. ظروف مایع گیر به شکل افقی و یا عمودی هستند که معمولاً چندین عدد آن‌ها در طول مسیر و آخرین آن‌ها در پائین دودکش نصب می‌شوند. طراحی ظروف مایع گیر بر مبنای بدترین شرایط عملیاتی و حداکثر جریان فلر دهی می‌باشد بدین جهت این ظروف بزرگ هستند. شکل ۲-۲ نمونه افقی این ظروف را نشان می‌دهد.



**Key**

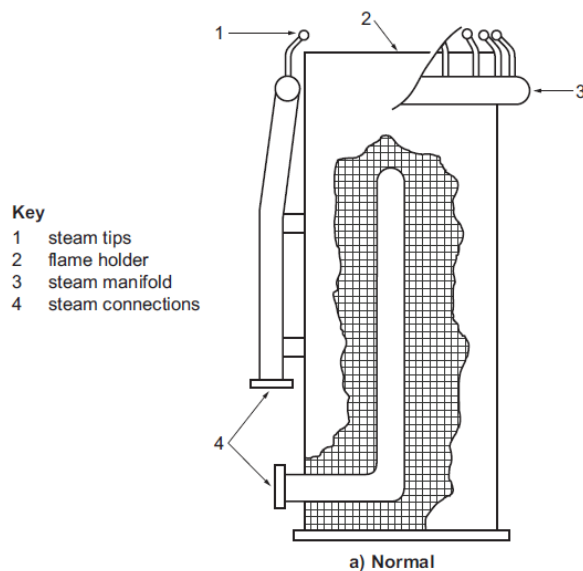
- 1 vapor and liquid pressure relief valve releases
- 2 level instrument to indicate when the stipulated slop and drain volume becomes liquid full
- 3 minimum vapor space for dropout velocity
- 4 liquid holdup from pressure relief valves and other emergency releases
- 5 slop and drain liquid
- 6 to flare
- 7 pump-out

شکل ۲-۲: ظرف مایع گیر سیستم فلر [۳۰].

- آب‌بند مایع<sup>۱</sup>: جریان گازها در مسیر فلر قبل از ورود به دودکش از یک ستون آب عبور می‌کند. این ستون آب، موجب ایجاد فشار مثبتی در بالادست خود شده و همچنین مانعی برای برگشت شعله به داخل مسیر فلر می‌شود. یکی دیگر از وظایف این آب‌بند، عملکرد آن به صورت یک دمپر مکانیکی در مقابله با شوک‌های موجی در دودکش است.

<sup>۱</sup>. Liquid Seal Drum

- دودکش<sup>۱</sup>: بنا به ملاحظات ایمنی، با استفاده از یک دودکش، شعله را در ارتفاع بالایی از سطح زمین قرار می‌دهند تا به کارکنان و تجهیزات مجاور آسیبی نرسد.
- آب‌بند گازی: به واسطه جریان‌های باد و یا انقباض‌های گازهای درون دودکش، هوا تمایل پیدا می‌کند تا به سمت داخل دودکش حرکت کند. حرکت هوا به داخل دودکش می‌تواند موجب انفجار درون دودکش شود. جهت جلوگیری از ورود هوا، یک آب‌بند گازی در درون دودکش و معمولاً زیر آتش خان نصب می‌شود.
- نوک آتش خان: نوک آتش خان باید به‌گونه‌ای طراحی شود که در دامنه عملیاتی فلر، احتراق قابل‌قبول در آن صورت گیرد. در طراحی نوک آتش خان باید به مواردی چون پایداری شعله، کاهش سروصدا و ایجاد جرقه توجه گردد. حداقل و حداکثر ظرفیت یک فلر برای سوزاندن گازهای ارسالی با شعله پایدار و بدون دود، تابعی از طراحی نوک آتش خان است. شکل ۲-۳ نمائی از نوک آتش خان یک فلر مجهز به عامل اختلاط بخار را نشان می‌دهد.



شکل ۲-۳: شماتیک نوک آتش خان یک فلر مجهز به عامل اختلاط بخار [۳۰].

- سیستم کنترل: کنترل سیستم فلر می‌تواند کاملاً خودکار و یا دستی باشد. اجزا یک سیستم فلر

<sup>۱</sup>. stack

که می‌توانند به‌طور خودکار کنترل شوند، شامل سوخت کمکی، تزریق بخار و سیستم ایجاد جرقه است. مصرف سوخت کمکی را می‌توان با اندازه‌گیری دائم میزان فلر دهی و میزان محتوای انرژی آن، حداقل نمود. برای این کار، مقدار سوخت گازی به‌طور اتوماتیک بر مبنای ایجاد حداقل حرارت لازم  $300 \text{ btu/scf}$  در فلر با بخار اختلاط کننده تنظیم می‌گردد. به همین صورت، میزان بخار تزریقی بر اساس میزان فلر دهی و مشاهده دود در شعله، کنترل و بهینه می‌گردد.

## ۲-۱-۳ - مکانیسم احتراق سیستم فلر

در فلرها، عمل احتراق توسط یک شعله پیش رو صورت می‌گیرد. هوا از مرز مواد سوختنی و محصولات حاصل از سوختن عبور کرده و به‌طرف مرکز جریان مواد سوختنی حرکت می‌کند. در این حالت پوششی از مخلوط هوا و گازهای قابل اشتعال در اطراف گازهای سوختنی تشکیل می‌شود که شعله پیش رو نام دارد. مخلوط هوا و گازهای قابل اشتعال در اثر جرقه، یک ناحیه شعله پایدار در اطراف گاز قابل اشتعال و در بالای نوک شعله ایجاد می‌کنند. جریان گازهای اتلافی ارسالی به فلر برای ایجاد شعله‌ای پایدار و احتراقی کامل، باید دارای حداقل ارزش حرارتی  $200-250 \text{ Btu/SCF}$  باشند (به‌عبارت‌دیگر دارای حداقل ارزش سوختی معادل  $7500$  تا  $9300$  کیلوژول بر مترمکعب  $(\text{kJ/m}^3)$  باشند) در غیر این صورت نیاز به اضافه نمودن سوخت کمکی وجود دارد. در برخی موارد حتی باوجود اینکه گازهای اتلافی فلر دارای ارزش حرارتی کافی موردنیاز می‌باشند، بازهم نیاز به سوخت کمکی وجود خواهد داشت [۳۱].

## ۲-۱-۴ - نشر آلاینده‌های حاصل از فلرینگ

آلاینده‌های ناشی از فلرینگ شامل ذرات کربن (دوده)، هیدروکربن‌های نسوخته،  $\text{CO}$  و سایر هیدروکربن‌های سوخته شده می‌باشد. آلاینده‌ها همچنین شامل  $\text{NOX}$  می‌باشند و اگر ترکیبات حاوی

گوگرد نظیر هیدروژن سولفید و مرکاپتان‌ها در گاز فلر موجود باشند، شامل دی‌اکسید گوگرد ( $SO_2$ ) نیز خواهد بود. مقدار هیدروکربن‌های منتشر شده متناسب با درجه احتراق می‌باشد. درجه حرارت احتراق به مقدار زیادی به نرخ و میزان اختلاط سوخت هوا و به دماهای شعله به‌دست‌آمده و حفظ شده بستگی دارد [۳۲].

در گازهای اتلافی فلر که شامل ترکیبات نیتروژنی نیستند، بازهم NO از ترکیب نیتروژن اتمسفریک با اکسیژن یا به‌وسیله واکنش میان رادیکال‌های هیدروکربنی آزاد شده در محصولات احتراق و نیتروژن اتمسفریک، از طریق مراحل میانی HCN، CN و OCN تشکیل می‌گردد. میزان  $SO_2$  انتشار یافته بستگی مستقیم به میزان گوگرد موجود در گازهای فلر شده دارد [۳۳].

## ۲-۲- راهکارهای کاهش تولید گازهای فلر

اولین گام در انتخاب و ارائه راهکار مناسب به‌منظور کاهش و بازیابی گازهای ارسالی به فلر، شناخت فرایند تولید، توزیع و مصرف گازهای فلر می‌باشد. مطالعه کامل سیستم فلر از مبدأ تا مقصد، مسیر را برای ارائه راهکارهای کاربردی هموار می‌نماید. سه قسمت اصلی فرایند فلر عبارت‌اند از:

- فرایند، به‌عنوان منشأ تولیدکننده گازهای فلر
  - شبکه جمع‌آوری، به‌عنوان واسط انتقال گازها به مشعل
  - سیستم فلر، به‌عنوان مصرف‌کننده نهایی گازها
- برای ارائه راهکارهای کاهش گازهای فلر در هر یک از سه قسمت اصلی سیستم فلر توجه به نکات زیر قابل توجه می‌باشد:

- بخش فرایند: به‌طور کلی می‌توان گفت همیشه بهترین راهکار، جلوگیری از تولید گازهای فلر می‌باشد. لذا اگر بتوان فرایند را به‌گونه‌ای اصلاح نمود که نرخ تولید گازهای فلر حداقل شود، اقتصادی‌ترین و مطمئن‌ترین راهکار انتخاب گردیده است.

- شبکه جمع‌آوری: گاهی اصلاح فرایند در جهت کاهش تولید گازهای فلر با محدودیت‌هایی مواجه می‌گردد. در این حالت نمی‌توان از طریق شبکه جمع‌آوری به کاهش گازهای فلر پرداخت بلکه با نصب تجهیزاتی می‌توان این گازها را بازیافت نمود.
- سیستم فلر: یکی دیگر از راهکارهای مهم به‌منظور کاهش گازهای ارسالی به فلر، اصلاح سیستم فلر می‌باشد. در این روش، تجهیزات، عملکرد آن‌ها و سیستم‌های کنترلی و نظارتی سیستم فلر مورد ارزیابی قرار گرفته تا راهکارهای کاهش گازهای فلر ارائه گردد. مزیت جانبی انجام این فعالیت، به حداقل رسانیدن آلاینده‌های زیست‌محیطی در نتیجه بهبود سیستم فلر خواهد بود.
- از آنجاکه اغلب سیستم‌های فلر از ابتدا کامل طراحی می‌شوند لذا پتانسیل صرفه‌جویی در قسمت سوم سیستم فلر ناچیز می‌باشد. با توجه به موارد مذکور می‌توان گفت فعالیت‌های کاهش گازهای ارسالی به فلر بیشتر در بخش اصلاح فرایند متمرکز می‌گردد.  
در ادامه دو راهکار برای کاهش تولید گازهای فلر معرفی می‌گردند.

## ۲-۱-۲- کاهش تولید گازهای فلر از طریق بهبود شرایط فرایندها

همان‌طور که پیش‌تر گفته شد، در هر فرایند شیمیایی گازهای مازاد قابل احتراق هم در حالت عملیات عادی کارخانه و هم در حالتی که عملیات فرایندی کارخانه با مشکل مواجه است، به شبکه مشعل تخلیه می‌گردد. منابع تولیدکننده گازهای مذکور به‌طور کلی شیرهای کنترل، شیرهای اطمینان، کمپرسورها، واحدهای آب‌ترش کارخانه و سایر موارد دیگر می‌باشد. با افزایش تولید و عمر واحد و نیز عدم راهبری مناسب توسط کارکنان عملیات، گازهای زائد بیشتری تولید می‌شود که باعث افزایش حجم گازهای سوخته در مشعل می‌گردد. در طراحی واحد مقدار اسمی جریان دائمی ارسال گاز مشخص می‌شود و مقدار گازهای تولیدی قابل پیش‌بینی است، تنها در مواردی که میزان گازهای تولیدی از مقدار طراحی بیشتر باشد باید بررسی گردد. در شرایط اضطراری و متغیر، نحوه عملکرد

کارکنان و شرایط عملیاتی نقش کلیدی دارند. تناوب توقف و از کار افتادن واحد یا تغییر زیاد مقدار گازهای زائد تولیدی نشان‌دهنده عملکرد واحد می‌باشد. مشکلات واحدها ناشی از راهبری نامناسب و یا درست نبودن پارامترهای کنترلی می‌باشد که با بازبینی کامل واحد شناسایی و برطرف نمودن مشکلات امکان‌پذیر می‌باشد [۳۴].

شناسایی کامل هر یک از موارد مذکور کمک خواهد نمود تا راهکارهای کاهش گازهای ارسالی به فلر شناسایی و ارائه گردد. از آنجا که شناسایی این منابع نیازمند آشنایی با فرایندهای شیمیایی موجود در کارخانه موردنظر می‌باشد، لذا بهره‌گیری از تجربه عملیاتی اپراتورها در اجرای راهکارهای نهایی از اهمیت بالایی برخوردار است. در ادامه، راهکارهای کاهش تولید گازهای فلر از طریق بهبود شرایط فرایندها ارائه گردیده است [۳۵]:

- ۱) جلوگیری از نشتی شیرهای اطمینان و سایر وسایل مشابه
- ۲) جلوگیری از نشتی در کمپرسورها
- ۳) اصلاح فرایند واحدهای آب‌ترش
- ۴) جایگزینی هیدروکربن استریپ کننده با نیتروژن
- ۵) جایگزینی هیدروکربن پوشاننده با نیتروژن
- ۶) اصلاح ظرفیت تجهیزات
- ۷) استفاده از اندازه‌گیرهای جریان چند فازی
- ۸) استفاده از پمپ‌های چند فازی

## ۲-۲-۲- کاهش تولید گازهای فلر از طریق بهبود عملکرد سیستم فلر

یکی دیگر از روش‌هایی که به صورت غیرمستقیم بر کاهش گازهای فلر تأثیر می‌گذارد، بهبود عملکرد تجهیزات سیستم فلر نظیر جداکننده، آب‌بند مایع و غیره می‌باشد. بررسی‌ها نشان می‌دهد بیشترین

پتانسیل صرفه‌جویی در این روش، کاهش گازهای تخلیه به‌عنوان گاز سوختی قابل‌استفاده در واحد می‌باشد. زیرا ترکیب گازهای فلر اغلب از نوع گازهای سوختی است و هرگونه اقدامی در جهت کاهش میزان مصرف سوخت در واحد می‌تواند به معنای کم نمودن گازهای فلر تعبیر گردد. در ادامه راهکار-هایی جهت کاهش تولید گاز فلر ارائه می‌گردد.

#### (۱) کاهش گازهای تخلیه: دو روش عمده مورد استفاده جهت کاهش گاز تخلیه عبارت‌اند از [۳۶]:

- کاهش جریان موردنیاز گاز تخلیه با نصب آب‌بند گازی
- کاهش گاز تخلیه با نصب ادوات کنترلی در مسیر فلر

(۲) وضعیت سر مشعل: بعضی از مشعل‌ها به علت خرابی سر مشعل گاز اضافی می‌سوزانند. با تغییر یا تعویض آن‌ها، گاز پرچ شده کاهش پیدا خواهد کرد. برحسب اینکه اندازه مشعل چقدر باشد، مقدار تقریبی ۰/۱ تا ۰/۵ میلیون فوت مکعب در روز گاز از مشعل آسیب‌دیده صرفه‌جویی می‌شود.

(۳) جایگزینی پرچ<sup>۱</sup> هیدروکربن با پرچ نیتروژن: مقدار قابل‌توجهی از گازی که سوزانده می‌شود ناشی از پرچ مشعل می‌باشد. چنانچه نیتروژن موجود باشد، می‌تواند به‌عنوان جایگزینی مناسب و تمیز مورد استفاده قرار گیرد. در غیر این صورت واحدی کوچک برای تأمین نیتروژن موردنیاز می‌تواند خریداری شود. چنانچه مقدار نیتروژن کمتر از مقدار موردنیاز برای پرچ سیستم مشعل بود، هیدروکربن (معمولاً گاز طبیعی) به‌عنوان گزینه اضطراری می‌تواند بکار آید. برحسب اندازه مشعل، مقدار تقریبی ۰/۳ تا ۰/۵ میلیون فوت مکعب گاز در روز صرفه‌جویی خواهد شد [۳۷].

(۴) اصلاح یا جایگزینی پیلوت‌های<sup>۲</sup> مشعل: ممکن است تعدادی از پیلوت‌ها قابل‌اطمینان نبوده و یا آسیب‌دیده باشند. با تعویض یا اصلاح پیلوت‌ها مقدار ۰/۰۵ تا ۰/۰۱ میلیون فوت مکعب گاز به ازای هر مشعل صرفه‌جویی خواهد شد.

---

<sup>۱</sup> . Purge

<sup>۲</sup> . Pilots



۵) اصلاح یا جایگزینی سیستم‌های جرقه‌زنی<sup>۱</sup>: سیستم‌های جرقه‌زنی به علت خرابی باعث افزایش مصرف گاز پرج کننده می‌شوند. با تعویض یا اصلاح سیستم، مقدار ۰/۰۵ میلیون فوت مکعب گاز در روز به ازای هر مشعل صرفه‌جویی خواهد شد [۳۸].

۶) اصلاح شبکه فلر پالایشگاه و تعداد فلرهای در حال استفاده: بسیاری از پالایشگاه‌ها دارای چندین سیستم فلر بوده و برخی از واحدهای فرایندی نیز سیستم فلر اختصاصی دارند. علت این امر جلوگیری از اختلاط جریان گازهای اسیدی از سایر جریانات گازی در مسیر انتقال به فلر می‌باشد. این کار همچنین سبب می‌گردد هزینه‌های سرمایه‌گذاری و پیچیدگی‌های فناورانه جهت بازیافت سایر جریان‌های گاز فلر در یک واحد بسیار کاهش بیابد. فلر مربوط به گازهای اسیدی به مشعل‌های خاصی مجهز گردیده تا راندمان احتراق در آن‌ها بالاترین حد ممکن باشد. از طرف دیگر، جهت بهینه‌سازی تعداد فلرهای در حال استفاده در بعضی از واحدها، فلرهای زیادی در یک‌زمان نصب می‌گردند. مطالعات نشان داده که بهینه‌سازی تعداد مشعل‌های موجود موجب صرفه‌جویی ۲۲ میلیون فوت مکعب گاز در روز خواهد شد [۳۹].

### ۳-۲- راهکارهای بازیابی گازهای ارسالی به فلر

هنگامی که اجرای راهکارهای کاهش گازهای ارسالی به فلر در فرایندها با مشکلاتی نظیر عدم دارا بودن توجیه اقتصادی مناسب یا بالا بردن مخاطرات سیستم و یا محدودیت اجرایی از لحاظ عملیاتی مواجه می‌گردد، استفاده از روش‌های بازیابی گازهای فلر پیشنهاد می‌گردد. در این روش‌ها با نصب تجهیزاتی در مسیر انتقال گازها به فلر، می‌توان از آن‌ها برای اهداف دیگری از جمله تبدیل به محصولات مفید قابل‌استفاده، تبدیل به LNG یا CNG، تولید الکتریسیته، تزریق مجدد گاز، تصفیه و انتقال به نقاط مصرف، استفاده نمود. برای انتخاب و به‌کارگیری تجهیزات بازیافت مناسب باید در

---

<sup>1</sup> . Ignition System

ابتدا دو فعالیت ذیل انجام گیرد:

(۱) شناخت کامل ماهیت گازهای ارسالی به فلر: از آنجاکه طراحی سیستم بازیافت تابعی از شرایط بازیافت گازهای فلر می‌باشد، لذا شناخت کامل ماهیت گازهای فلر اولین گام در به‌کارگیری تجهیزات بازیافت می‌باشد. دبی و آنالیز گاز مهم‌ترین متغیرهای عملیاتی در طراحی سیستم بازیافت محسوب می‌گردند. تغییرهای مذکور در خط انتقال گاز فلر به‌صورت مداوم در حال تغییر بوده لذا نحوه جمع‌آوری اطلاعات در خطوط فلر نیاز به تجربه کافی دارد.

(۲) شناخت کامل فرایند در کارخانه: بهترین و اقتصادی‌ترین کاربرد از گازهای فلر بازیافت شده در هر کارخانه‌ای، به‌کارگیری آن‌ها در همان کارخانه می‌باشد. گازهای بازیافتی می‌تواند به‌عنوان سوخت یا به‌عنوان خوراک در کارخانه بکار گرفته شود. از این‌رو شناسایی کامل جریان‌های سوختی و خوراک کارخانه مخصوصاً از نظر دبی و آنالیز می‌تواند عامل تعیین‌کننده‌ای در انتخاب نوع و مقیاس سیستم بازیافت گازهای فلر باشد.

بازیابی گازهای فلر از سه نوع روش کلی ذیل قابل انجام است.

(۱) فیزیکی: در این روش گازهای فلر به‌وسیله تجهیزات خاصی خالص‌سازی و در صورت نیاز متراکم شده تا به‌عنوان سوخت یا خوراک واحدهای فرایندی قابل استفاده قرار گیرد.

(۲) شیمیایی: عبارت است از انجام واکنش در محیط کاتالیست به‌منظور تبدیل گازهای فلر به مواد صنعتی قابل استعمال .

(۳) بیولوژیکی: جزو جدیدترین روش‌های بازیابی می‌باشد و طی آن با استفاده از باکتری و انجام واکنش‌های تجزیه‌ای در برج‌ها، گاز را به عوامل تشکیل‌دهنده آن تجزیه می‌کنند. این روش به‌شدت در جهت جلوگیری از آلودگی محیط‌زیست مؤثر می‌باشد.

از آنجایی‌که بازیابی گازهای فلر به روش فیزیکی در مقایسه با دو روش دیگر آسان‌تر و از طرفی نمونه‌های صنعتی مشابه آن نیز در سطح جهان موجود می‌باشند، در این بخش تلاش خواهد شد این روش بازیابی به تفصیل تشریح گردد.

## ۲-۳-۱- اصول بازیابی گاز فلر

فرایندها به‌طور کلی در دو حالت تولیدکننده گازهای فلر هستند:

(۱) حالت عملکرد عادی

(۲) شرایط اضطراری

سیستم بازیابی گازهای فلر اصولاً بر اساس عملکرد عادی فرایندها طراحی می‌گردد. در این حالت دبی و آنالیز گازهای فلر نوسانات محسوسی داشته که قابل تحلیل است. تحلیل مذکور اساس طراحی سیستم بازیابی را فراهم خواهد نمود.

به دلیل وجود شرایط اضطراری در کارخانه که ممکن است منجر به افزایش دبی گازهای ارسالی به فلر و بروز خطرات احتمالی گردد، سیستم بازیابی فلر از نظر کنترلی باید به‌گونه‌ای طراحی گردد که در دو حالت عملیاتی متفاوت عمل نماید.

• عملیات بازیابی نرمال

• عملیات تخلیه فلر در شرایط اضطراری

لذا فلسفه کنترل به نحوی است که در عملیات بازیابی نرمال، شیر موجود بر روی خط انتقال گازها به فلر<sup>۱</sup> (FOV) کاملاً بسته باشد. همچنین یک صفحه پاره شونده به‌صورت موازی با این شیر نصب می‌گردد تا در صورت افزایش فشار خط فلر در شرایط اضطراری و باز نشدن شیر FOV، گازها را به سمت فلر هدایت نماید.

---

<sup>۱</sup> . Flare Opening Valve

## ۲-۳-۲- فرایند بازیافت گاز فلر از طریق سیستم<sup>۱</sup>FGR

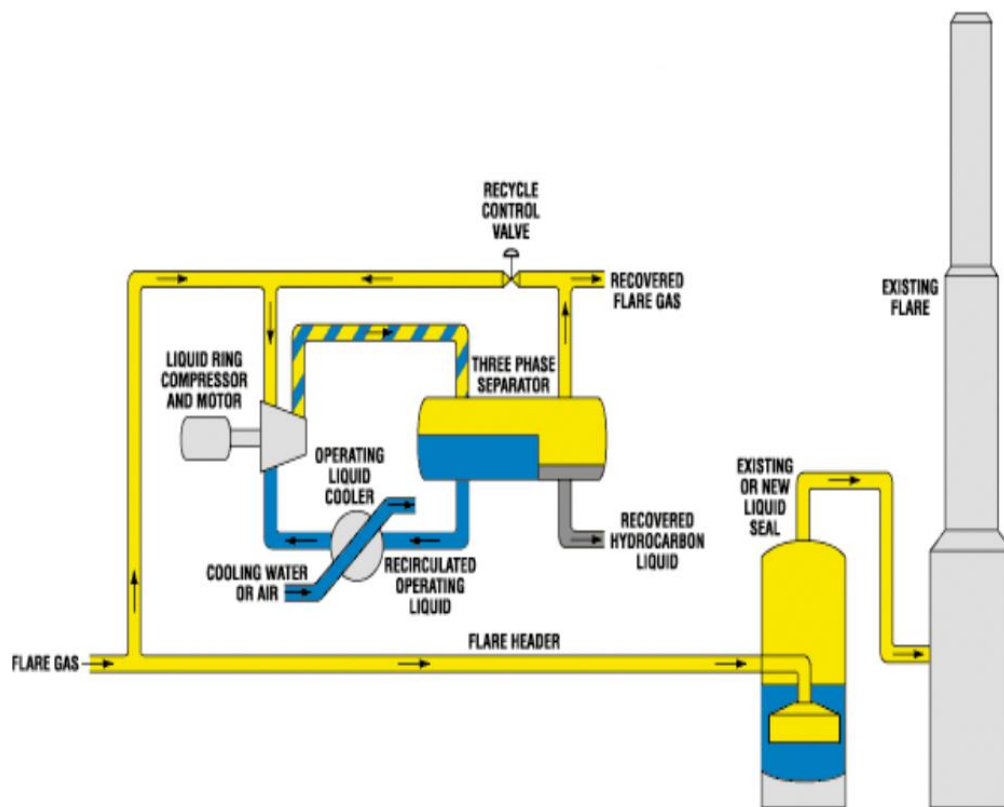
بازیافت گازهای هیدروکربنی که به سیستم فلر فرستاده می‌شود، می‌تواند واحدی ارزشمند در یک واحد فرایندی باشد. به همین جهت می‌توان گفت بازیافت گازهای هدر رفته از عملیات پالایش جذاب‌ترین مبحث از نظر بازیافت انرژی است.

شکل ۲-۴ شمای کلی از یک نمونه واحد بازیافت گازهای فلر را نشان می‌دهد. مطابق شکل گازهای فلر قبل و بعد از آب‌بند مایع از یک مخزن ضربه‌گیر جهت جداسازی مایعات همراه عبور داده می‌شوند. سپس گاز فیلتر شده از طریق یک شیر کنترل خودکار به ورودی کمپرسور فرستاده می‌شود. گاز فوق در کمپرسور متراکم شده و پس از خنک شدن در کولر آبی و عبور از جداکننده فاز مایع به سیستم سوخت گازی واحد فرستاده می‌شود. کنترل جریان گاز کمپرسور، از طریق کنترل جریان نشتی برگشتی به وسیله یک کنترل‌کننده فشار که در ورودی کمپرسور نصب شده است، صورت می‌گیرد. به این طریق تغییرات فشار ورودی کمپرسور ناشی از تخلیه غیرمنظم گاز به فلر صورت کاهش می‌یابد.

گازهای متراکم شده به درون یک جداکننده سه فازی هدایت می‌شود. گاز ترش خروجی از جداکننده جهت سولفور زدایی به واحد جذب  $H_2S$  با آمین فرستاده شده و سپس به سیستم سوخت واحد تزریق می‌شود. آب‌ترش به واحد تصفیه فرستاده شده و هیدروکربن‌های مایع شده نیز به ظرف جمع‌آوری خاصی منتقل می‌گردد. این‌گونه واحدها را می‌توان به صورت مجزا و یا در داخل محدوده یک واحد دیگر نصب نمود که در مورد دوم دسترسی به آب، برق و بخار راحت‌تر بوده و نیاز به لوله‌کشی کمتری می‌باشد.

---

<sup>۱</sup>. Flare Gas Recovery



شکل ۲-۴: شمای کلی یک نمونه واحد بازیافت گازهای فلر [۴].

در سیستم بازیافت، آببند مایع فلر علاوه بر آنکه به صورت مانعی در جهت جلوگیری از نفوذ هوا از انتهای دودکش به سایر قسمت‌ها عمل می‌کند، یک تنظیم‌کننده فشار برای ورودی کمپرسور نیز می‌باشد. در این حالت با تنظیم سطح آب در آببند، گاز اضافه بر ظرفیت واحد بازیافت می‌تواند از آببند عبور کرده و در فلر سوزانده شود.

با وجود نصب سیستم بازیافت، نیاز به گاز تخلیه برای محافظت از دودکش منتفی نمی‌شود. نیاز به گاز تخلیه را می‌توان با نصب انواع آببند گازی در زیر نوک فلر کاهش داد. گاز تخلیه مورد استفاده می‌تواند از نوع گاز سوختی و یا گاز بی‌اثر نظیر نیتروژن باشد. برای افزایش ایمنی سیستم فلر و جلوگیری از ایجاد خلأ درون آن و در نتیجه عدم نفوذ هوا، یک سیستم کنترل و هشداردهنده بر روی کمپرسور تعبیه می‌شود تا قبل از خلأ شدن سیستم اقدام به خاموش کردن کمپرسور نماید.

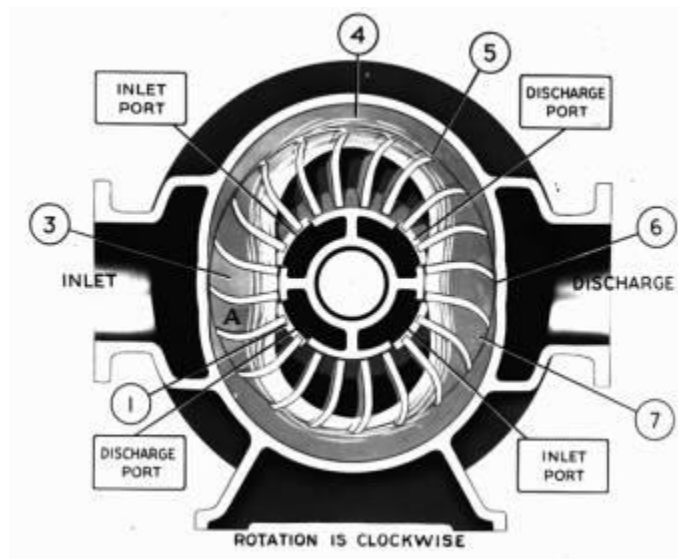
## ۲-۳-۱-۲ - کمپرسورهای با رینگ مایع

مهم‌ترین بخش از سیستم‌های بازیابی گاز فلر متداول، کمپرسور می‌باشد. کمپرسور مورد استفاده در این واحد عمدتاً از نوع مارپیچی یا کمپرسور با رینگ مایع و در مواردی نیز از نوع رفت و برگشتی چندمرحله‌ای می‌باشد. بررسی‌ها نشان می‌دهند که از میان انواع کمپرسورها، کمپرسور با رینگ مایع مناسب‌ترین نوع برای بازیابی گازهای فلر می‌باشد. علت آن است که ترکیبات گازهای فلر نسبت به حرارت حساس بوده و امکان انفجار در اثر اصطکاک وجود دارد. کمپرسورهای با رینگ مایع با شرایط کارکرد دما ثابت، ایمن‌ترین تجهیزات جهت فشرده‌سازی گازها می‌باشد. هزینه تعمیر و نگهداری پائین و نداشتن مشکلات عملیاتی در هنگام استفاده نیز از جمله عواملی است که این نوع کمپرسور را نسبت به انواع دیگر آن ارجحیت بخشیده است. این نوع کمپرسور اغلب بر اساس استاندارد API 681 طراحی می‌شوند و در انواع تک‌مرحله‌ای (با فشار خروجی در حدود ۵/۵ بار) و دومرحله‌ای (با فشار خروجی در حدود ۱۴ بار) موجود می‌باشد.

اساس عملکرد کمپرسور با رینگ مایع مطابق شکل ۲-۵ می‌باشد، روتور در مرکز قسمت بیضی‌شکل قرار داده شده است. در فرایند چرخش، که هیچ تماس فلز با فلز وجود ندارد، رینگی از مایع تشکیل می‌گردد که همراه روتور حجم بیضی شکل را طی می‌نماید. در دو نقطه‌ای که فاصله محور روتور با حجم بیضی‌شکل به حداقل ممکن می‌رسد (A) مکش ایجاد شده و گاز به فضاهای خالی حجم بیضی‌شکل وارد می‌شود و آن را کاملاً پر می‌نماید. این فضاهای خالی از طریق یک اتصال مخروطی شکل به ورودی کمپرسور مرتبط شده است. هنگامی که عمل چرخش ادامه می‌یابد، مایع بر گاز فشار وارد نموده (Discharge Port) و در نتیجه گاز فشرده می‌شود. گازهای فشرده شده تحت نیروی وارده به آن‌ها، از اتصال مخروطی شکل در خروجی کمپرسور خارج می‌گردند.

مایع به صورت پیوسته به درون کمپرسور تزریق می‌گردد تا علاوه بر آب‌بندی نمودن ورودی و خروجی کمپرسور، امکان جذب حرارت نیز وجود داشته باشد (تا فرایند به شکل دما ثابت انجام پذیرد). این

مایع، کمپرسور را به همراه گاز درون آن ترک می‌نماید و سپس در یک ظرف جداسازی، مایع و گاز از یکدیگر جدا می‌گردند.



شکل ۲-۵: کمپرسور با رینگ مایع [۴۰].

### ۲-۳-۳- تولید برق از گازهای فلر

راهکار استفاده از گاز بازیابی شده فلر جهت تولید برق، در واقع حالتی از مصرف گاز فلر به‌عنوان سوخت گازی می‌باشد. به دلیل اهمیت و جذابیت این راهکار، به‌خصوص در مکان‌های دور از شبکه اصلی برق مثل سکوهای دریایی یا تأسیسات سرچاهی، و یا واحدهایی با مصرف زیاد انرژی الکتریکی، تولید برق از گاز فلر تحت عنوان یک راهکار مجزا مطرح می‌گردد.

### ۲-۳-۴- استفاده از فلر به‌عنوان سوخت گازی

در بسیاری از موارد، ابتدایی‌ترین و کاربردی‌ترین راهکار استفاده از گازهای فلر بازیابی شده، مصرف آن‌ها به‌عنوان سوخت در تجهیزات موجود می‌باشد. به‌طور معمول گاز فلر بازیابی شده به سیستم

سوخت گازی واحد تزریق می‌گردد. سوخت گازی بازیابی شده را می‌توان مستقیماً در تجهیزاتمانند کوره‌ها، هیترها یا مشعل‌های فشار پائین مورد استفاده قرار داد، یا اینکه از آن‌ها به‌عنوان سوخت کمکی در تجهیزاتی مانند مولدهای بخار استفاده نمود. در مواردی که سوخت مصرفی دارای محدوده مشخصی برای خواص ابتدایی می‌باشد و یا مقادیر بالای  $H_2S$  در گازهای فلر موجود باشد، به‌تناسب ممکن است سوخت گازی بازیابی شده نیاز به تصفیه، شیرین‌سازی و یا افزایش فشار داشته باشد. نکته بسیار مهمی که در کاربرد گاز فلر به‌عنوان سوخت باید مدنظر قرار گیرد، این است که قابلیت اشتعال بستگی به نسبت ترکیبات مختلف موجود در گاز دارد نه به ارزش حرارتی آن گاز که به‌وسیله عدد متان بیان می‌گردد. درواقع عدد متان فاکتور اصلی محدودکننده برای کاربرد گازهای فلر به‌عنوان سوخت می‌باشد.

عدد متان، عبارت است از پارامتری که میزان مقاومت یک گاز در برابر ضربه زدن را بیان می‌نماید. این پارامتر مشابه عدد اکتان برای بنزین می‌باشد و مشخص‌کننده درصد نسبت حجمی متان در یک مخلوط متان - هیدروژن می‌باشد، که در یک موتور آزمایش و تحت شرایط کنترل‌شده، نشان‌دهنده مقاومت گاز آزمون شده در برابر ضربه زدن می‌باشد. درواقع بیان‌گر میزان به‌سوزی و نرم‌سوزی سوخت گازی می‌باشد.

سایر خواص مهم گاز در کاربرد به‌عنوان سوخت عبارت‌اند از: ارزش حرارتی پائین؛ که محتوای انرژی یک گاز را مشخص می‌کند و سرعت شعله آرام؛ که عبارت است از سرعتی که در آن اکسیداسیون اتفاق می‌افتد.

## ۲-۳-۵- تولید هیدروکربن‌های سنگین از گاز فلر

بازیابی هیدروکربن‌های سنگین یا LPG از گازهای فلر سبب ذخیره هیدروکربن‌های باارزش و امکان استفاده محلی از آن‌ها می‌شود. نکته جذابی که در مورد LPG وجود دارد سهولت در ذخیره‌سازی و

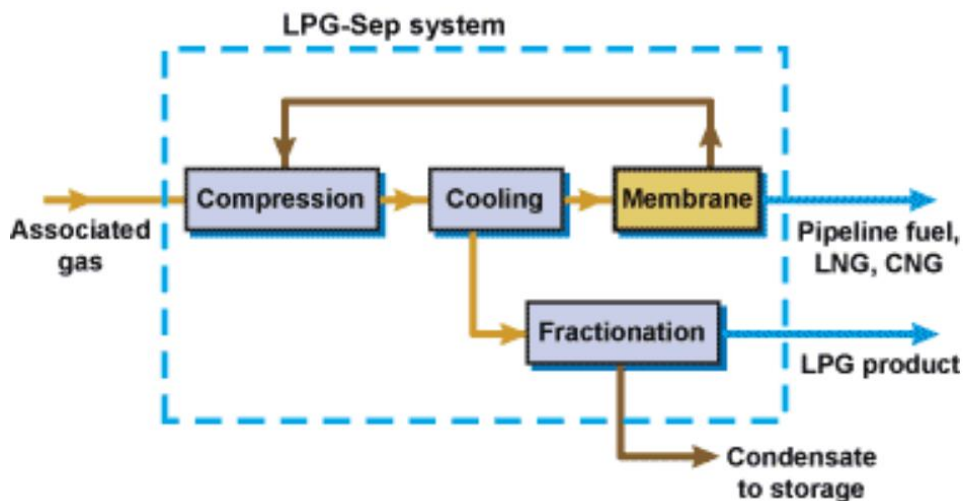


انتقال آن می‌باشد که اغلب به‌صورت محلی قابل استفاده می‌باشد. گازهای فلر غنی از هیدروکربن‌های سنگین می‌باشند، بنابراین جداسازی LPG و برش‌های سنگین‌تر از گاز فلر سبب کاهش چشمگیر انتشار کربن می‌شود و ارزش حرارتی موجود در گاز برای مصارف محلی بازیابی می‌گردد. در بعضی از موقعیت‌ها استفاده از سیستم بازیابی LPG این امکان را فراهم می‌کند که متان باقیمانده به‌راحتی در واحدهای ساده CNG و LNG بازیابی شود، تا به‌عنوان سوخت گازی مورد استفاده قرار گیرد یا برای یک مصرف‌کننده نزدیک توسط لوله‌کشی ارسال شود.

به‌طور سنتی از سیستم‌های جذبی و برودتی برای تولید LPG استفاده می‌گردد که این سیستم‌ها مستلزم به‌کارگیری قطعات متحرک و مواد شیمیایی بسیار زیاد و هزینه بسیار بالا می‌باشد. یک راهکار بسیار مناسب استفاده از سیستم‌های غشائی می‌باشد، بدین ترتیب که از ترکیب دو غشاء متفاوت برای بازیابی LPG و همچنین هیدروژن استفاده می‌گردد. یک سیستم غشایی در شکل ۲-۶ قابل مشاهده است. غشای اول هیدروژن خالص موجود در گاز را از خود عبور می‌دهد، سپس گاز به دست آمده به سمت غشای دیگری که ترکیبات را از خود عبور می‌دهد فرستاده می‌شود. جریان سیال باقی‌مانده از فرایند جداسازی به‌وسیله غشاء، غنی از هیدروژن و هیدروکربن‌های گازی سبک‌تر مانند متان و اتان است و لذا می‌تواند به‌عنوان سوخت مورد استفاده قرار گیرد و یا به واحد تلخیص هیدروژن فرستاده شود [۴۱].

جریان‌های گاز جمع‌آوری شده به سمت یک مخزن ذخیره لوله‌کشی می‌شوند، به‌منظور جداسازی ناخالصی‌ها پروسس می‌شوند، و به اجزای LPG جداسازی می‌شود تا در مقاصد ذیل مورد استفاده قرار گیرد:

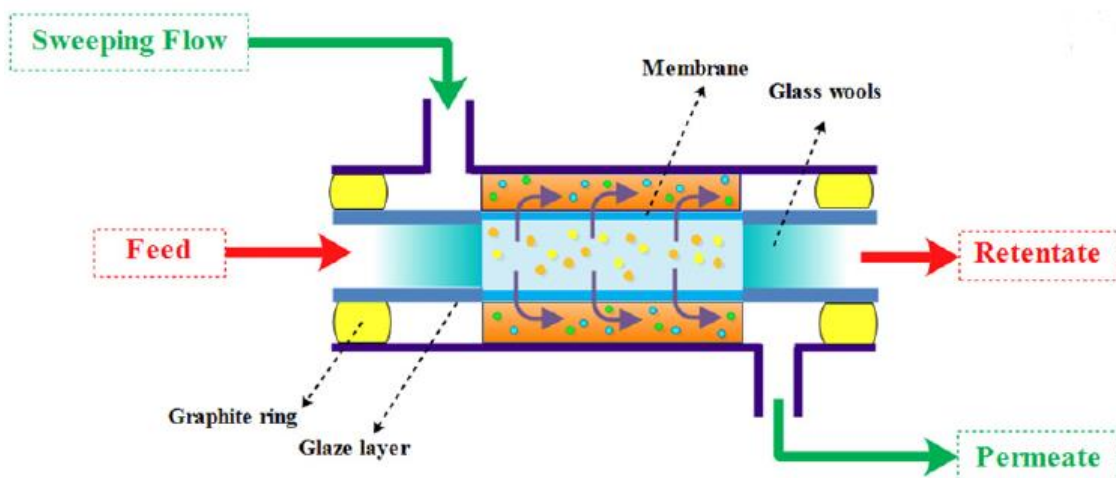
- مخزن‌های تجاری
- نفتای سبک به‌عنوان یک ماده اولیه صنعتی
- گاز رقیق به‌عنوان سوخت برای پروژه‌های تولید برق



شکل ۲-۶: به کارگیری غشا در تولید LPG و هیدروژن [۴۲].

## ۲-۳-۶- تولید LNG از گازهای فلر

بازیافت گاز مایع طبیعی، به دلیل بیشتر بودن ارزش حرارتی هیدروکربن‌های به دست آمده در مقایسه با گازهای اولیه‌ای که به‌عنوان سوخت مورد استفاده قرار می‌گیرند، مقرون به‌صرفه است [۴۳]. برای بازیابی گاز مایع طبیعی به‌طور سنتی از سردسازی یا نیروگاه‌های توربینی استفاده می‌شود اما برای سکوه‌های دریایی مناسب نمی‌باشند، از این‌رو استفاده از سیستم غشائی نشان داده شده در شکل ۲-۷ پیشنهاد شده است.



شکل ۲-۷: شماتیک سیکل بازیابی گاز مایع طبیعی از گاز فلر با روش غشائی [۴۴].

استفاده از غشاءها یک راه ساده و کم‌هزینه برای جداسازی و بازیابی هیدروکربن‌های سنگین از گازهای فلر است. غشای مورد استفاده این قابلیت را دارد که تنها هیدروکربن‌های سنگین‌تر از متان را از خود عبور دهد. این هیدروکربن‌ها در غشاء نفوذ کرده و پس از تراکم و تقطیر به صورت مایع بازیابی می‌گردند. مزایای مهم این سیستم عبارت‌اند از:

- استفاده بهینه از گازهای فلر و کاهش چشمگیر فلرینگ
- حذف هیدروکربن‌های سنگین و بخار آب و در نتیجه کاهش نقطه شبنم مخلوط آب و هیدروکربن در لوله گاز
- اندازه و وزن مناسب جهت استفاده در سکوه‌های دریایی
- عدم استفاده از اجزای متحرک و سهولت عملیات
- پائین بودن هزینه نصب و راه‌اندازی

## ۲-۳-۷- بازگرداندن گاز فلر به فرایند تولید

در برخی مواقع با بررسی شرایط و فرایند واحدهای عملیاتی موجود در صنایع پالایشی و پتروشیمی، مشخص می‌گردد که گازهای فلر شده منطبق با خوراک موردنیاز واحدهای موجود می‌باشد. مانند خوراک پتروشیمی‌ها، واحدهای تولید متانول، نفتا، هیدروکربن‌های سبک و غیره، که در این صورت اقتصادی‌ترین روش بازیابی، مصرف گازهای فلر بازیافت شده به عنوان خوراک واحدهای مزبور خواهد بود. در برخی موارد فراورش و تصفیه‌های مقدماتی جهت تطابق با خوراک موردنظر نیاز می‌باشد.

## ۲-۳-۸- تزریق گازهای فلر به فرایند تولید

تزریق گازهای همراه یکی از راه‌های جلوگیری از سوزاندن آن می‌باشد. با تزریق مجدد گاز به مخازن

به منظور ازدیاد برداشت نفت می توان مقدار ۱۰ میلیون فوت مکعب گاز در روز صرفه جویی نمود. تحقیقات نشان داده استفاده از گاز با درصد بالای سولفید هیدروژن هم امکان پذیر می باشد [۴۵].

## ۲-۳-۹- بازیابی گاز فلر با فرایند GTL

فرایندهای تبدیل گاز فلر به میعانات<sup>۱</sup>، در مناطقی مورد استفاده واقع می شود که جمع آوری یا تزریق مجدد گاز فلر در آنجا اقتصادی نباشد. این تأسیسات نوعاً ۲۵٪ نفتا و ۷۵٪ سوخت دیزل کیفیت بالا با عدد ستان حداقل ۷۰ و محتوای گوگرد صفر تولید می کنند.

از ویژگی های اصلی این سیستم ها می توان به موارد ذیل اشاره نمود:

- تبدیل گاز فلر به دیزل و نفتا
- قابل ساخت به شکل واحدهای قابل حمل
- نصب سریع و آسان
- توانایی تولید سوخت برای مصارف محلی

## ۲-۴- انتخاب راهکار برای بازیابی گاز فلر

پس از بررسی ها و مطالعات انجام شده بر روی روش های بازیافت گازهای فلر و با توجه به اهمیت موضوع، در این پژوهش به بررسی فنی و اقتصادی تولید میعانات گازی مانند LNG و NGL از گاز- های فلر پرداخته می شود. تولید این محصولات به روش های متفاوتی انجام می گردد که اساس همه آنها سردسازی گاز می باشد. در ادامه فصل سیکل های تبرید مورد استفاده برای تولید میعانات گازی مورد بررسی قرار گرفته می شوند و با در نظر گرفتن شرایط موجود یکی از آنها را برای طراحی سیکل بازیابی انتخاب می شود.

---

<sup>۱</sup> . Gas To Liquid

## ۲-۵- مقدمه‌ای بر سیکل‌های تبرید

فرایندهای تبرید LNG همگی تحت لیسانس و صاحبان این تکنولوژی‌ها محدود می‌باشند. به‌طور کلی جهت نیل به دمای  $-160^{\circ}\text{C}$  و متعاقباً مایع نمودن گاز طبیعی لازم است از مواد برودتی مختلفی استفاده شود. در واقع تفاوت سیکل‌های سرما ساز در نوع مبرد به کار رفته (خالص یا مخلوط)، تعداد چرخه‌های سرما ساز، نوع مبدل‌های حرارتی و میزان ظرفیت تولید می‌باشد. در این بخش هدف معرفی سیکل‌های تبرید است و با توجه به شرایط گازهای فلر، مناسب‌ترین سیکل انتخاب می‌شود.

## ۲-۶- طبقه‌بندی فرایندهای تبرید موجود در صنعت تولید

### LNG

فرایندهای تولید گاز طبیعی مایع را به‌صورت گسترده و بر اساس سیکل مایع سازی استفاده شده می‌توان به سه گروه تقسیم کرد [۴۶]:

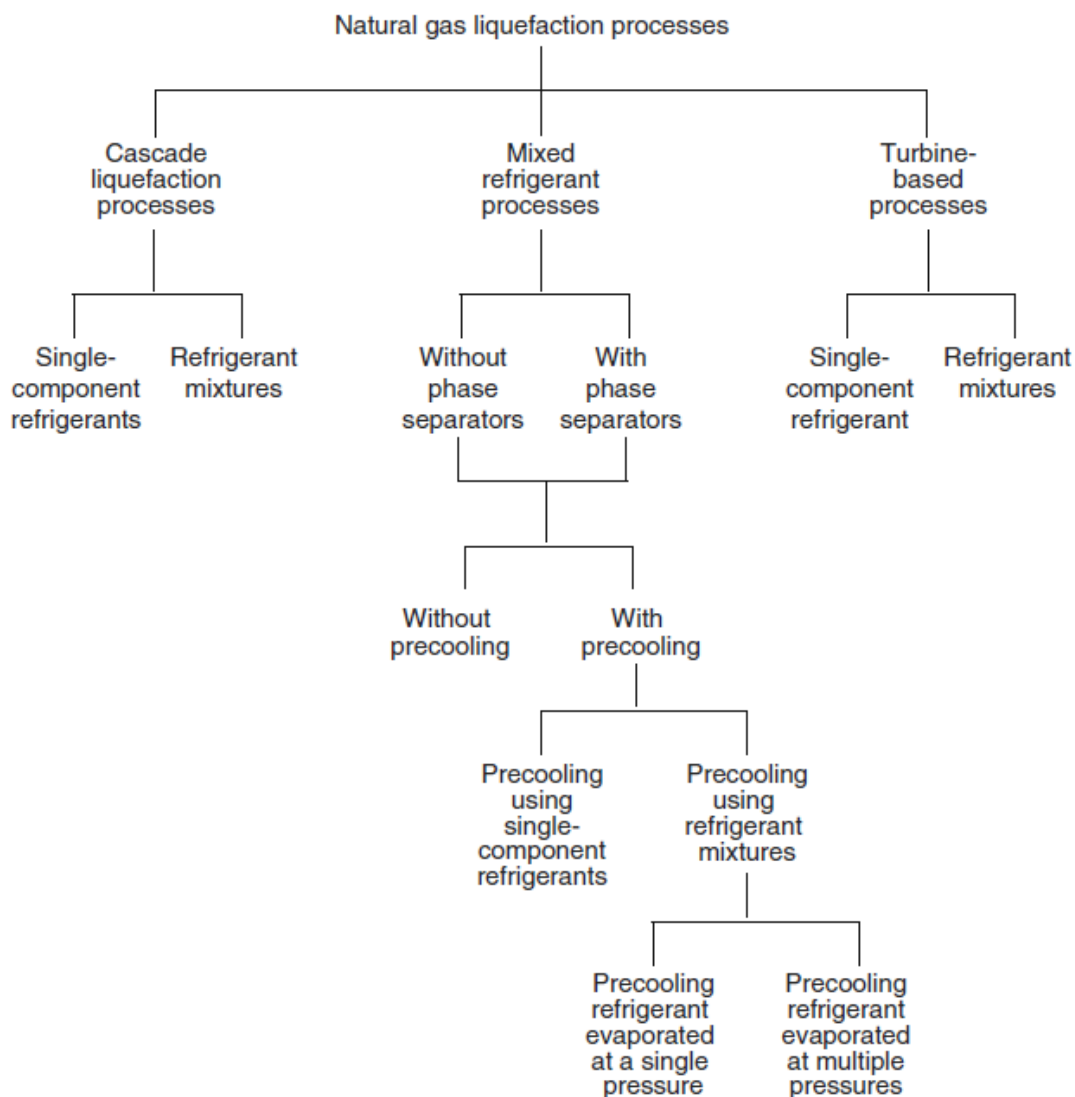
- فرایندهای مایع سازی آبشاری<sup>۱</sup>
- فرایندهای مبرد مخلوط<sup>۲</sup>
- فرایندهای مبتنی بر انبساط<sup>۳</sup>

تعداد اندک کارخانه‌های ابتدایی تولید LNG و تعداد کمی از کارخانه‌های فعلی از فرایند آبشاری کلاسیک با سیال عامل خالص مانند متان، اتیلن و پروپان استفاده می‌کنند. اکنون بیشتر واحدهای تولید LNG از مبردهای مخلوط بهره می‌برند. شکل ۲-۸ طبقه‌بندی این فرایندها را به‌صورت کلی نشان می‌دهد.

<sup>1</sup> . cascade liquefaction processes

<sup>2</sup> . mixed refrigerant processes,

<sup>3</sup> . turbine-based processes



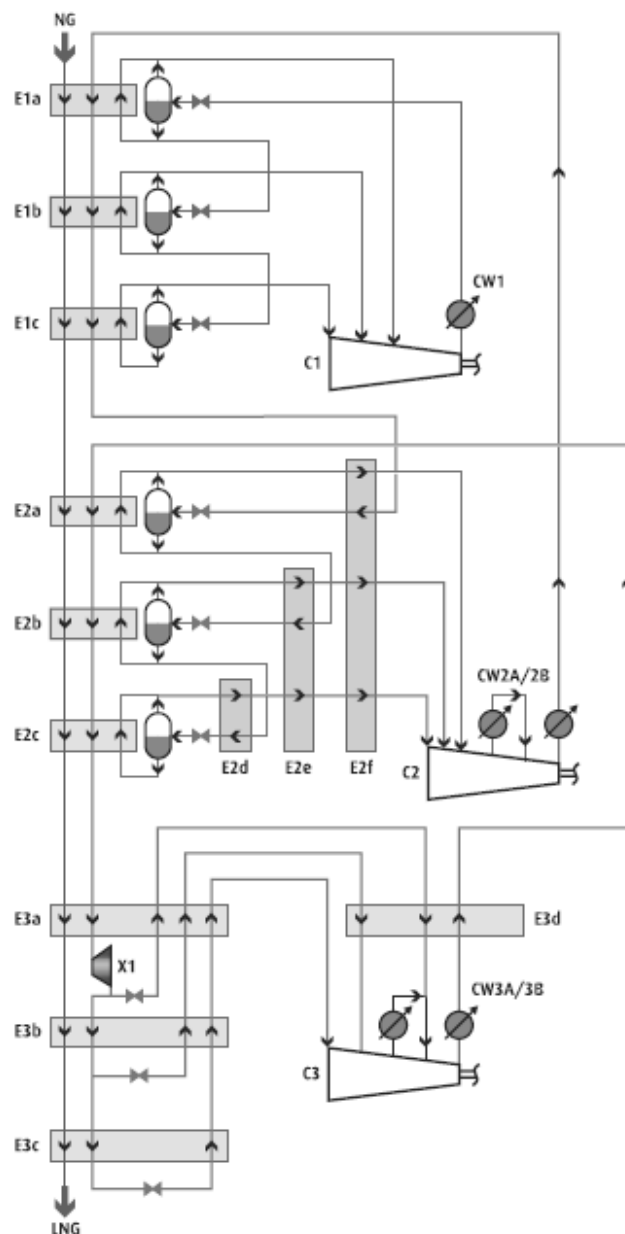
شکل ۸-۲: طبقه‌بندی فرایندهای تبرید مورد استفاده در واحدهای LNG [۴۶].

## ۲-۶-۱- فرایند آبشاری کلاسیک<sup>۱</sup>

نمونه‌ای از فرایند مایع سازی آبشاری برای گاز طبیعی در شکل ۲-۹ نشان داده شده است. در این فرایند گاز طبیعی با استفاده از سه مبرد خالص پروپان، اتیلن و متان سرد و مایع می‌شود. همان‌طور که در شکل ۲-۹ مشخص است هرکدام از این مبردها برای دستیابی به ۹ یا ۱۰ سطح دمایی مختلف در سه یا چهار فشار تبخیر می‌شوند. تعداد زیادی مبدل برای این فرایند نیاز است. گاز جدا شده از گاز

<sup>۱</sup>. Classical cascade processes

مایع به‌عنوان مبرد به دلیل داشتن دمای پایین مورد استفاده قرار می‌گیرد. فرایند آبخاری با سیال عامل خالص، سرمایش در یک دمای ثابت در سطح‌های دمایی مختلف را ایجاد می‌کند درحالی‌که فرایند مبرد مخلوط، سرمایش پیوسته بین دمای محیط و دمای گاز مایع را فراهم می‌کند و در نتیجه بازده بهبود می‌یابد.

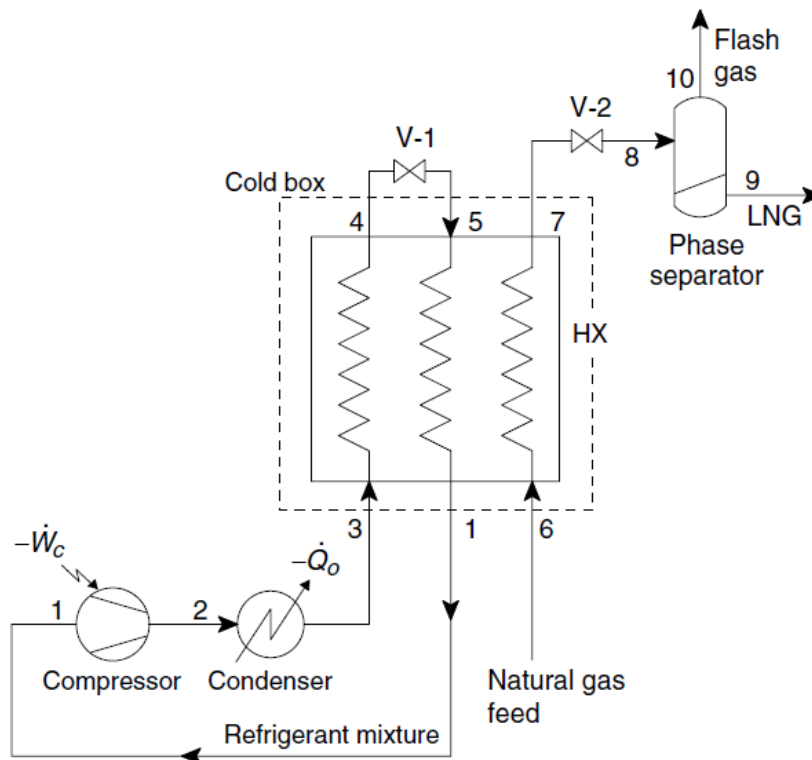


شکل ۹-۲: فرایند آبخاری کلاسیک برای مایع سازی گاز طبیعی [۴۷].

## ۲-۶-۲- فرایند مبرد مخلوط یک مرحله‌ای بدون جداکننده فازی<sup>۱</sup>

### (PRICO)

شکل ۱۰-۲ فرایند مبرد مخلوط یک مرحله‌ای یا همان سیکل پریکو<sup>۲</sup> را به صورت شماتیک نشان می‌دهد. در این فرایند، مبرد مخلوط پس از عبور از کمپرسور، دما و فشارش افزایش یافته سپس با عبور از کندانسور در یک فرایند فشار ثابت، دمایش کاهش می‌یابد. در مرحله بعد با گذشتن از یک مبدل حرارتی چند جریان تقریباً فشار ثابت، دمایش به میزان کمی کاهش یافته و از یک شیر فشارشکن عبور می‌کند. جریان با فشار و دمای پایین دوباره وارد مبدل شده و از این طریق سرمایش موردنیاز برای مایع سازی گاز طبیعی فراهم می‌شود.



شکل ۱۰-۲: فرایند مبرد مخلوط یک مرحله‌ای (پریکو) [۴۶].

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

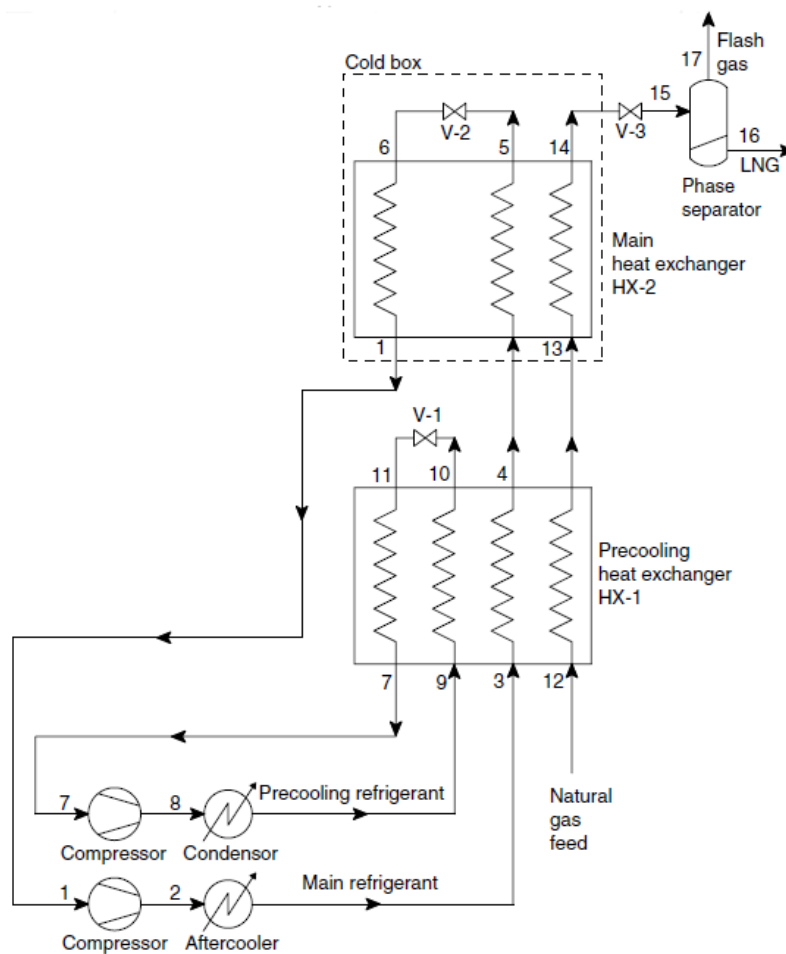
<sup>۲</sup> . Poly Refrigerant Integrated Cycle Operations



ترکیب مبرد مخلوط استفاده شده در سیکل پریکو تابعی به شدت وابسته به ترکیب و فشار گاز طبیعی، دمای محیط و فشار عملیاتی است.

## ۲-۶-۳- فرایند پیش سرمایش بدون جداکننده فازی<sup>۱</sup>

فرایند مایع سازی گاز طبیعی با پیش سرمایش در شکل ۱۱-۲ نشان داده شده است که یکی از اولین فرایندهای مایع سازی می باشد که به ثبت رسید و کاربرد صنعتی یافت. این فرایند را می توان یک فرایند PRICO به همراه پیش سرمایش اطلاق گردد. در این فرایند، مبرد خارجی برای خنک کردن فرایند استفاده می شود.

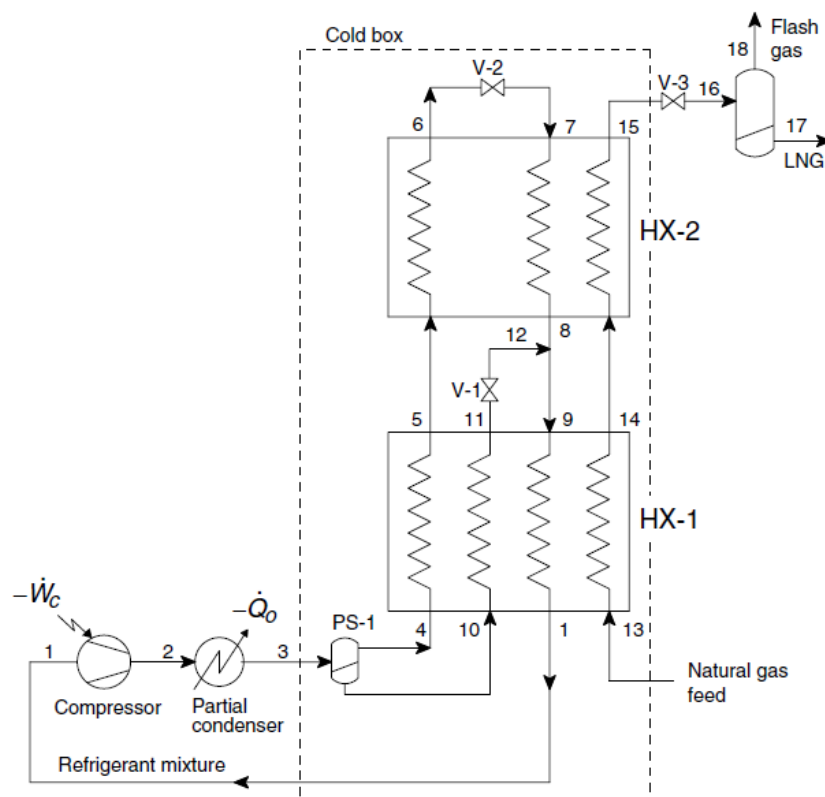


شکل ۱۱-۲: فرایند پیش سرمایش بدون جداکننده فازی [۴۸].

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

## ۲-۶-۴- فرایند مبرد مخلوط یک مرحله‌ای به همراه جداکننده فازی<sup>۱</sup>

ساده‌ترین فرایند سردسازی همراه با جداکننده فازی در شکل ۲-۱۲ قابل مشاهده است. افزایش فشار توسط یک کمپرسور سه مرحله‌ای همراه با پس‌سرمایش و کندانسور انجام می‌گردد. از مزایای این فرایند نسبت به فرایندهای بدون جداساز، می‌توان به مسدود نشدن لوله‌ها به خاطر تشکیل فاز جامد و خوردگی کمتر اشاره کرد.



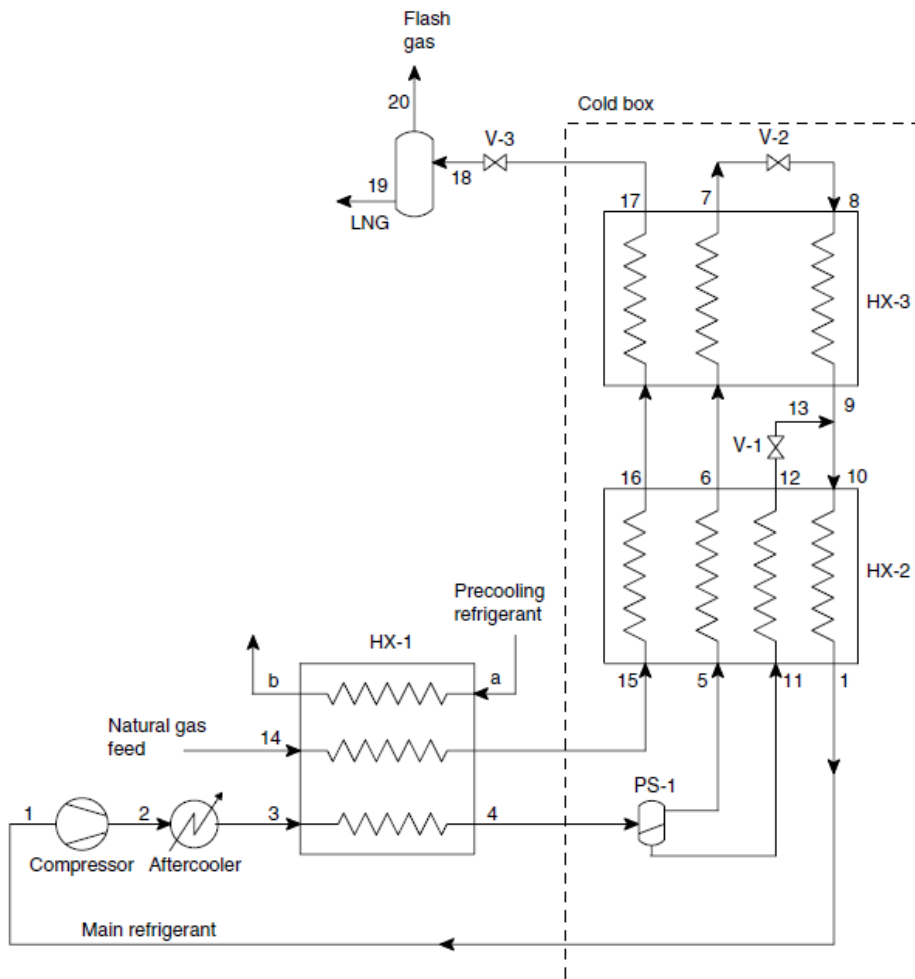
شکل ۲-۱۲: فرایند مبرد مخلوط یک مرحله‌ای به همراه جداکننده فازی [۴۹].

## ۲-۶-۵- فرایند مبرد مخلوط همراه با پیش‌سرمایش و جداکننده

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

## فازی<sup>۱</sup>

یک فرایند سرما سازی با پیش سرمایش و جداکننده فازی در شکل ۲-۱۳ نشان داده شده است. طی سه مرحله مبرد فشرده می‌شود. سه نوع مبرد مختلف در سه مبدل حرارتی تبخیر می‌شوند تا بتوانند جریان گرم را سرد کنند.



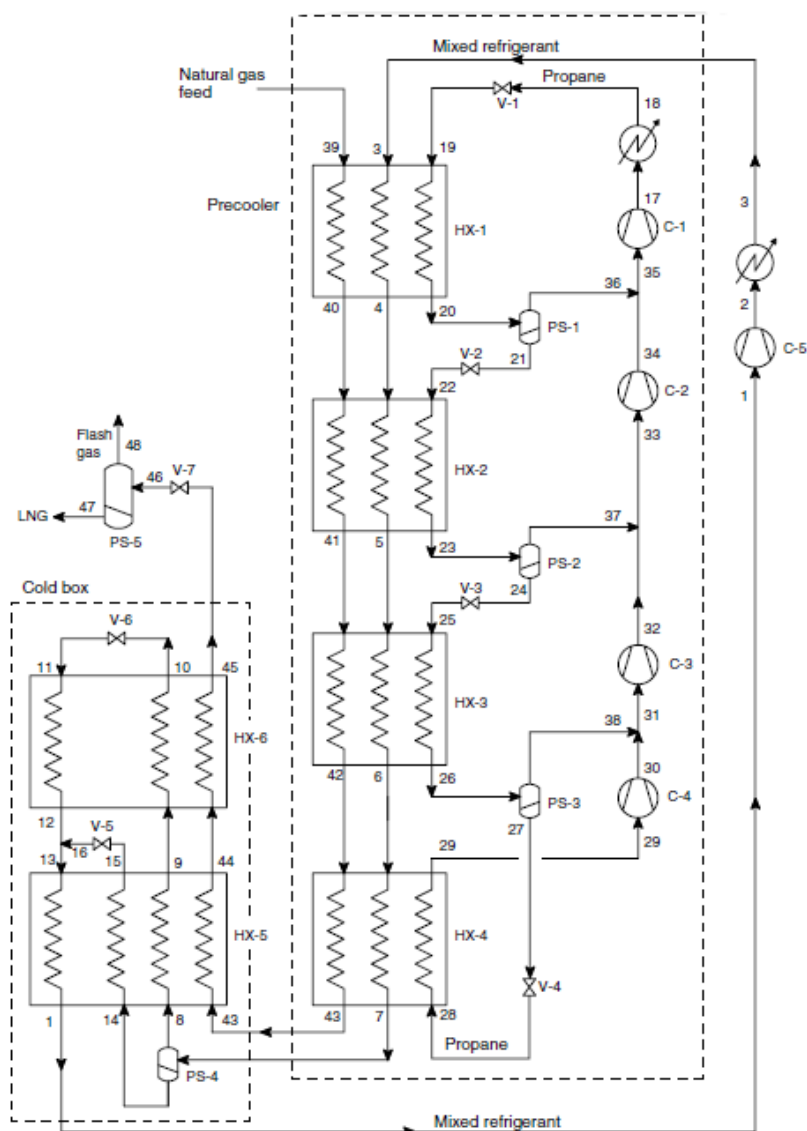
شکل ۲-۱۳: فرایند مبرد مخلوط همراه با پیش سرمایش و جداکننده فازی [۴۶].

## ۲-۶-۶- فرایند مبرد مخلوط همراه با پیش سرمایش پروپان

<sup>۱</sup>. Precooled LNG process with a phase separator

## 1(C3MR)

فرایند مبرد مخلوط به همراه پیش سرمایش پروپان با نام C3-MR شناخته می‌شود. در این فرایند پروپان در سه یا چهار سطح فشار بخار شده (سه یا چهار شیر به صورت سری وجود دارند) و وظیفه پیش سرمایش گاز طبیعی و مبرد مخلوط را بر عهده دارد. فشار هر سطح به دمای خروجی مبرد مخلوط و گاز طبیعی وابسته است.



شکل ۲-۱۴: سیکل پیش سرمایش پروپان همراه با مبرد مخلوط (C3MR) [۵۰]

فشار پروپان در هر مبدل باید به گونه‌ای باشد که پروپان در خروجی مبدل دو فازی باشد (به‌جز

<sup>1</sup>. Propane precooled phase separator (C3-MR) process

پایین‌ترین سطح فشار) در غیر این صورت جریان پروپان با عبور از جداساز، از قسمت بخار آن عبور می‌کند و سیکل پروپان، پیش‌سرمایش را انجام نمی‌دهد. دما خروجی از مبدل مبرد مخلوط و گاز طبیعی نیز با توجه به محدودیت‌های ذکر شده برای پروپان در نظر گرفته می‌شود. در این سیکل تعداد کمپرسورها با توجه به تعداد سطوح فشار مشخص می‌شود. برای هر سطح فشار یک کمپرسور وجود دارد که وظیفه فشرده کردن پروپان را تا سطح فشار بعدی دارد. خروجی از کمپرسورها با جریان برگشتی از سطح فشار بالایی مخلوط می‌شوند تا به کمپرسورهای اصلی سیستم که وظیفه تأمین فشار برای شیرهای اختناق را دارند. تعداد کمپرسورهای اصلی با توجه به اختلاف فشار مطلوب تعیین می‌شود که معمولاً دو تا سه کمپرسور برای تأمین این فشار کفایت می‌کند.

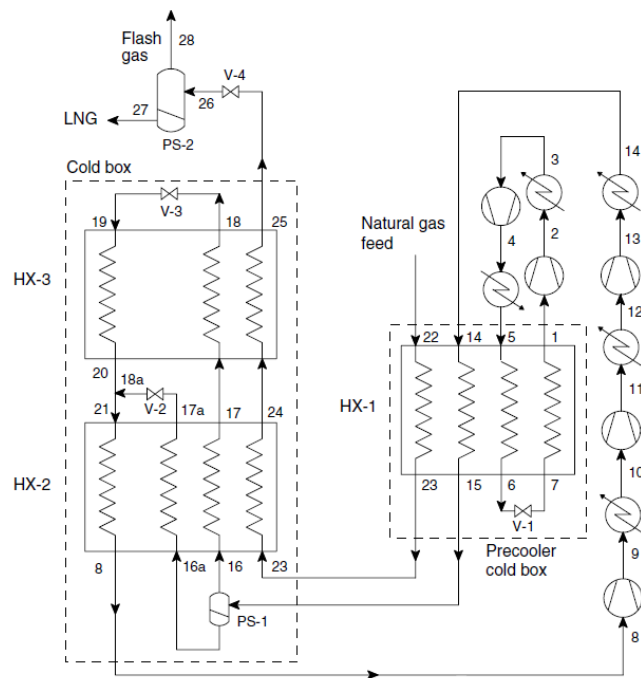
## ۲-۶-۷- فرایند مبرد مخلوط همراه با پیش‌سرمایش یک مرحله‌ای و

### جداکننده فاز (DMR)<sup>۱</sup>

همان‌طور که گفته شد در سیکل C3MR از پروپان برای پیش‌سرمایش استفاده می‌شود. می‌توان از مبردهای مخلوط نیز برای پیش‌سرمایش استفاده نمود. یک فرایند با مبرد مخلوط همراه با جداکننده فاز که پیش‌سرمایش آن نیز به وسیله مبرد مخلوط انجام می‌گیرد، نشان داده شده است. این فرایند با نام DMR شناخته می‌شود. مبرد مربوط به پیش‌سرمایش در یک سطح فشرده می‌شود.

---

<sup>۱</sup> . Mixed refrigerant precooled phase separator (DMR) processes



شکل ۲-۱۵: فرایند مبرد مخلوط همراه با پیش سرمایش و جداکننده فازی یک مرحله‌ای (DMR) [۴۶].

# فصل سوم

شرایط حاکم بر طراحی و شیوه سازی

سگِل بازیافت گازهایی فلر

### ۳-۱- مقدمه

در فصل قبل به معرفی سیکل‌های تبرید پرداخته شد. پس از بررسی‌ها و با توجه به شرایط گازهای فلر مورد مطالعه (میزان دبی، دما، فشار و ...)، سیکل پریکو به‌عنوان فرایند سردسازی بازیافت گازهای فلر انتخاب گردید. از ویژگی‌های این سیکل می‌توان به موارد زیر اشاره کرد [۵۱]:

- فرایندی نسبتاً ساده
- نیاز حداقلی به مبرد
- تعداد تجهیزات کمتر نسبت به سایر فرایندهای سردسازی
- هزینه اولیه و هزینه بهره‌برداری کم
- انعطاف‌پذیری بالا
- قابلیت اطمینان بالا
- راه‌اندازی سریع

در این فصل با مشخص شدن نوع سیکل سرما سازی و با داشتن اطلاعات مربوط به گازهای فلر موردنظر، به طراحی سیکل بازیافت پرداخته می‌شود. هدف از طراحی این سیکل، تولید محصولاتی مانند LNG و NGL از گازهای فلر می‌باشد. این سیکل در نرم‌افزار قدرتمند ASPEN PLUS طراحی می‌شود.

### ۳-۲- مدل سازی

مدل‌سازی ریاضی در واقع تبدیل کیفیت‌های فیزیکی و رابطه متقابل این کیفیت‌ها به کمیت‌های عددی و روابط ریاضی است. بدین ترتیب یک مدل ریاضی شامل متغیرها و مجموعه معادلات وابسته به آن‌هاست که می‌تواند تأثیر متقابل این متغیرها را همان‌طور که در دنیای واقعی اتفاق می‌افتد نشان دهد. از این‌رو یک مدل ریاضی وسیله بسیار مناسبی در دست تحلیل‌گری است که با توسل به آن



می‌تواند رفتار یک سیستم را پیش از اعمال واقعی تغییرات پیش‌بینی کند. این خاصیت به‌خصوص در مورد سیستم‌هایی که امکان اعمال واقعی تغییرات در آن‌ها محدود است، بسیار مفید و کارآمد است. به دلیل تعداد زیاد متغیرهای عملیاتی و مخارج و مخاطرات زیاد تجربه کردن تغییر در هر یک از این متغیرها وجود یک مدل ریاضی که بتواند امکان انجام تجربیات مختلف را به‌سادگی در اختیار تحلیل‌گر قرار دهد، بسیار ارزشمند و قابل‌توجه است. در این حالت با اعمال شرایط تعادل ترمودینامیکی مجموعه معادلاتی به وجود خواهد آمد که در کنار معادلات متداول موازنه جرم و انرژی مجموعه معادلات هم‌زمانی را تشکیل می‌دهند که در واقع به مدل ریاضی فرایند تعبیر می‌شود. از این‌روست که در سال‌های اخیر شبیه‌سازهای بسیاری در غالب بسته‌های نرم‌افزاری تهیه و به بازار عرضه شده‌اند. به کمک این نرم‌افزارها می‌توان حتی واحدهای پیچیده‌ای چون پالایشگاه‌ها را به‌منظور طراحی، توسعه، بهبود عملیات و رفع تنگناها به‌راحتی در مدت‌زمان بسیار کوتاهی شبیه‌سازی و بهینه‌سازی نمود. مقایسه قابلیت‌های هر یک از نرم‌افزارهای موجود و انتخاب نرم‌افزار مناسب، به میزان وسعت اطلاعات کتابخانه‌ای و دقت و فراوانی داده‌های ترموفیزیکی موجود در آن وابسته است. در این میان نرم‌افزار ASPEN PLUS با داشتن این ویژگی‌ها به نرم‌افزاری مناسب تبدیل شده است.

### ۳-۲-۱- 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 به‌صورت اطلاعات کتابخانه‌ای در نرم‌افزارهای شبیه‌سازی ذخیره‌شده‌اند. از کنار هم قرار دادن این معادلات، مدلی از فرایند ساخته می‌شود.

### ۳-۲-۲- شبیه‌سازی فرایند

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

### ۳-۲-۳- نرم‌افزار ASPEN PLUS

در سال ۱۹۷۰ تعدادی از دانشجویان دانشگاه MIT اقدام به نوشتن برنامه کامپیوتری برای شبیه‌سازی فرایندهای شیمیایی کردند. باگذشت زمان و موفقیت‌هایی که در این زمینه حاصل شد در سال ۱۹۸۰ اقدام به پایه‌گذاری شرکت ASPEN TECH نمودند. در حال حاضر این شرکت بزرگ‌ترین شرکت فعال در زمینه شبیه‌سازی فرایندهای شیمیایی در جهان است. نرم‌افزار ASPEN PLUS جز کامل‌ترین و قوی‌ترین مجموعه‌های نرم‌افزارهای شبیه‌سازی است که به صورت وسیعی مورد استفاده قرار می‌گیرد.

### ۳-۲-۴- روش حل معادلات در ASPEN PLUS

تا نسخه ۲.۱ حل دسته معادلات ریاضی (جبری، دیفرانسیلی، خطی یا غیرخطی) حاصل از موازنه‌های جرم و انرژی مربوط به مدل‌سازی تجهیزات مختلف فرایندی همراه با معادلات ترمودینامیکی و سایر معادلات دیگر به روش حل پی‌درپی<sup>۱</sup> بوده است. ولی از ورژن ۲/۱ به بعد ASPEN PLUS قادر است به هر دو روش حل پی‌درپی و روش حل هم‌زمان<sup>۲</sup> دسته معادلات را حل کند. لازم به ذکر است که در نسخه‌های جدید روش حل پیش‌فرض حل پی‌درپی می‌باشد. مزایا و معایب این دو روش در جدول ۱-۳ نشان داده شده است.

---

<sup>۱</sup> . Sequential Modular

<sup>۲</sup> . Equation Oriented

جدول ۳-۱: مقایسه مزایا و معایب روش‌های محاسباتی EO و SM

روش EO	مزایا	<ul style="list-style-type: none"> <li>• در الگوریتم محاسباتی آن هیچ حلقه‌ای وجود ندارد.</li> </ul>
	معایب	<ul style="list-style-type: none"> <li>• برای حل به تعداد زیادی حدس اولیه نیاز دارد.</li> <li>• جهت همگرایی به حدس‌های اولیه خوبی نیاز دارد.</li> <li>• به حافظه محاسباتی زیادی نیاز دارد.</li> </ul>
روش SM	مزایا	<ul style="list-style-type: none"> <li>• روش حل آن ساده‌تر است.</li> <li>• به حافظه محاسباتی زیادی نیاز ندارد.</li> </ul>
	معایب	<ul style="list-style-type: none"> <li>• حل مسائل بهینه‌سازی در آن دشوار است.</li> <li>• در جریان‌های برگشتی خوب عمل نمی‌کند.</li> </ul>

### ۳-۲-۵- همگرایی در روش حل هم‌زمان

همان‌طور که گفته شد در روش هم‌زمان، نرم‌افزار به‌جای حل تک‌تک بلاک‌ها به‌صورت جداگانه، تمامی معادلات مدل را جمع کرده و به‌صورت هم‌زمان حل می‌کند. اگرچه ممکن است تعداد متغیرها و معادلات زیاد باشند، اما این روش بدون حلقه‌های تو در تو و با استفاده از تحلیل مشتقات، کل فلوشیت را هم‌زمان حل می‌کند. در نتیجه، مسائل بزرگ‌تر نیز با این روش محاسباتی حل می‌شوند.

این استراتژی برای حل مسائل زیر بسیار مؤثر عمل می‌کند:

- فرایندهای با بازیافت بسیار و همراه با انتگراسیون حرارتی

- فرایندهای با مشخصات طراحی زیاد

- بهینه‌سازی فرایند

- تنظیم مدل فرایند با اصلاح داده و حدس پارامتر

استراتژی حل هم‌زمان، استفاده حل‌گرهای زیر را فراهم می‌نماید:

- DMO<sup>۱</sup>

- LSSQP<sup>۲</sup>

- NSOLVE<sup>۳</sup>

- XSLP<sup>۴</sup>

حل‌گرهای DMO و LSSQP یک نوع الگوریتم برنامه‌ریزی پیوسته درجه دوم را برای حل مسائل بهینه‌سازی در مقیاس بزرگ، پیاده‌سازی می‌کنند. این عمل با حل یک دنباله از زیرمجموعه‌های برنامه‌نویسی درجه دوم امکان‌پذیر است. تفاوت بزرگ بین DMO و LSSQP این است که DMO محدوده متغیرها را در حین حل هم‌زمان برای شبیه‌سازی و حدس پارامتر نادیده می‌گیرد. NSOLVE یک نوع الگوریتم مبتنی بر روش نیوتن را برای حل مسائل در مقیاس‌های کوچک و بزرگ که شامل مجموعه‌ای از معادلات غیرخطی است را به کار می‌گیرد. این حل‌گر فقط برای مواردی از جمله شبیه‌سازی و حدس پارامتر استفاده می‌شود. حل‌گر XSLP یک الگوریتم برنامه‌ریزی خطی متوالی را برای حل مسائل در مقیاس کوچک و بزرگ برنامه‌ریزی غیرخطی فراهم می‌کند.

## ۳-۲-۶- حل‌گر LSSQP

این حل‌گر از یک نوع کلاس الگوریتم‌های برنامه‌ریزی پیوسته درجه دوم برای بهینه‌سازی‌ها در

---

<sup>۱</sup> . Dynamic Matrix Optimizer

<sup>۲</sup> . Large-scale Sparse Successive Quadratic Programming algorithm

<sup>۳</sup> . Newton SOLVE

<sup>۴</sup> . Xpress Sequential Linear Programming

مقیاس بزرگ استفاده می‌کند. عمل بهینه‌سازی را با حل به صورت دنباله‌ای از زیرمجموعه‌های برنامه‌نویسی درجه دوم<sup>۱</sup> انجام می‌دهد. مسئله عمومی بهینه‌سازی که LSSQP حل می‌کند به صورت زیر تعریف می‌شود:

Minimize  $f(x)$

Subject to  $c(x)=0$

$$x_{\min} \leq x \leq x_{\max}$$

$$x \subseteq R^n$$

$$f(x) \subseteq R^1$$

$$c(x) \subseteq R^m$$

$$x_{\min} \subseteq R^n$$

$$x_{\max} \subseteq R^n$$

که  $x$  بردار متغیرهای نامعلوم،  $f(x)$  تابع هدف،  $c(x)$  بردار توابع محدودیت،  $x_{\min}$  بردار حد پایین متغیر  $x$  و  $x_{\max}$  بردار حد بالای متغیر  $x$  می‌باشند.

برای توصیف ساده از الگوریتم LSSQP می‌توان به مراحل زیر اشاره کرد:

(۱) مقداردهی برای حدس اولیه به بردار جواب،  $x_0$

(۲) تنظیم شمارنده تکرار،  $k=0$

(۳) ارزیابی مشتق تابع هدف، شیب و مشتق محدودیت‌ها، ژاکوبین

(۴) مقداردهی اولیه یا یک تقریب جدید برای ماتریس مشتق دوم یا هشین ماتریس تابع لاگرانژ.

تابع لاگرانژ  $f(x) + \sum \lambda_i c_i$  که  $\lambda_i$  فاکتوری برای وزن دهی به محدودیت‌ها در آن استفاده

شده است.

---

<sup>۱</sup>. successive quadratic programming

- (۵) حل یک زیر مسئله برنامه‌نویسی درجه دوم، برای تعیین یک مسیر جست‌وجو. در مسئله برنامه‌نویسی درجه دوم، تابع هدف با تقریب درجه دوم جایگزین می‌شود، محدودیت‌ها خطی هستند و محدوده‌ها گنجانده می‌شوند.
- (۶) بررسی همگرایی یا عدم همگرایی. اگر معیارهای همگرایی بهینه‌سازی همگرا شده باشند یا اگر حداکثر تعداد تکرارهای مجاز انجام‌شده باشند، پس به مرحله ۱۰ برود.
- (۷) برای تعیین یک گام جست‌وجو، یک جست‌جوی یک‌بعدی انجام دهید.
- (۸) در هر تکرار SQP اگر نقض محدودیت بزرگ‌تر از تolerانس مشخص‌شده در نقض محدودیت تکرار باشد، حداکثر گام‌های اصلاح امکان‌پذیر انجام شود.
- (۹) شمارنده تکرار را به‌روزرسانی کرده ( $k=k+1$ ) و به مرحله ۳ بروید.
- (۱۰) برای کاهش نقض محدودیت‌ها با توجه به تolerانس در نقض محدودیت‌های آخر، بعد از این‌که محاسبات بهینه‌سازی خاتمه یافت، اگر نقض محدودیت‌ها از تolerانس در مقدار نهایی نقض محدودیت بزرگ‌تر باشد حداکثر تعداد اصلاحات امکان‌پذیر انجام شود.

### ۳-۲-۷- معرفی Tear Stream

در flowsheet های دارای جریان برگشتی و یا "cyclic" برای حل، به "tear stream" نیاز است. Tear stream ها جریان‌هایی هستند که حدس زده می‌شوند و به‌صورت پی‌درپی مقدار حدسی آن‌ها در فرایند حل Flowsheet تا رسیدن به مقدار دقیق اصلاح می‌شود. البته به این نکته باید توجه کرد که همیشه تعداد tear stream ها با تعداد جریان‌های برگشتی برابر نیست. در فرایند حاضر برای همگرایی جواب‌ها، جریان‌های F2، F3، F4 و 1 به‌عنوان Tear Stream معرفی شده‌اند.

Tear streams					
	Stream	Tolerance	Trace	State variables	Component group
▶	F2	0/0001		Pressure & enthalpy	
▶	F3	0/0001		Pressure & enthalpy	
▶	F4	0/0001		Pressure & enthalpy	▼
▶	1	0/0001		Pressure & enthalpy	
▶					

شکل ۳-۱: مشخص نمودن Tear Steam ها در نرم افزار

### ۳-۲-۸- بهینه سازی

همان طور که گفته شده، هدف از طراحی این فرایند، تولید محصولات با ارزش افزوده از گازهای فلر می باشد. برای این منظور سیکل مبرد مخلوط یک مرحله ای به کار گرفته شد. برای شبیه سازی از نرم افزار ASPEN PLUS کمک گرفته و ابتدا سیکل به روش SM حل می شود. نتایج حاصل از این روش برای حدس اولیه در روش EO استفاده می گردد. حدس های ابتدایی شامل درصد ترکیب مولی اجزای مبرد، نسبت فشار، فشار بعد از شیر اختناق و ... می باشد. سپس از روش EO برای بهینه سازی فرایند استفاده می شود. لازم به ذکر است که از حل گر LSSQP برای حل مسئله بهینه سازی استفاده شده است. تابع هدف این بهینه سازی، کاهش کار کمپرسور است. نکته مهمی که باید در بهینه سازی در نظر گرفته شود، دماهای ورودی و خروجی مبدل های حرارتی می باشد. این نکته برای جلوگیری از عبور دمایی در مبدل ها در نظر گرفته شده است.

### ۳-۳- شرایط طراحی

بازیابی گازهای فلر همواره با موانعی از جمله نوسانی بودن دبی، وجود ناخالصی ها در گاز و ... روبه رو بوده است. بنابراین اگر هدف تبدیل این گازها به محصولات باارزشی همچون LNG و NGL باشد، باید با ایجاد شرایط مناسب، طراحی سیستم بازیافت گاز فلر انجام گردد. در این پژوهش گازهای ارسالی به فلر یکی از واحدهای پالایشگاه فجر جم به عنوان ورودی سیستم بازیافت در نظر گرفته

می‌شود. از موانع بزرگ برای تبدیل این گازها به مایع، وجود  $H_2S$  در ترکیب آن‌ها است. در پالایشگاه‌ها برای زدودن ناخالصی‌هایی همچون  $H_2S$  و  $CO_2$  از برج‌های آمین استفاده می‌کنند. اما این برج‌ها برای میزان ناچیز ناخالصی و همچنین دبی کم، توجیه فنی و اقتصادی ندارد. از سوی دیگر، دبی متغیر این گازها نیز وجود یک جریان کمکی را توجیه می‌کند. حال باهدف برداشتن این موانع، دست به طراحی فرایندی زده‌شده است که مشکل وجود ناخالصی‌ها از جمله  $H_2S$  را در محصولات نداشته باشد و هم میزان دبی ثابت و متناسب با سیکل تبرید موردنظر باشد.

### ۳-۳-۱- معادله حالت<sup>۱</sup>

برای محاسبه خواص ترمودینامیکی مبرد، از جمله محاسبات مربوط به تعادل فازهای بخار-مایع و محاسبه آنتالپی و آنتروپی مبرد در قسمت‌های مختلف سیکل از معادله حالت پنگ رابینسون استفاده شده است. معادله مذکور برای محاسبات خواص ترمودینامیکی مخلوط هیدروکربن‌ها در دماهای پایین به نتایج خوبی منجر می‌شود. محاسبات این معادله حالت برای یک ماده به صورت زیر می‌باشد:

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2V_m b - b^2} \quad (۱-۳)$$

$$a = \frac{0.45724R^2T_c^2}{P_c} \quad (۲-۳)$$

$$b = \frac{0.00778RT_c}{P_c} \quad (۳-۳)$$

$$\alpha = (1 + \kappa(1 - T_r^{0.5}))^2 \quad (۴-۳)$$

<sup>۱</sup>. Equation of state



$$\kappa = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \quad (5-3)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (6-3)$$

که 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  $\omega$  ضریب عدم تقارن می باشد.

### ۳-۲-۳- فرضیات و اطلاعات لازم برای طراحی سیکل بازیافت گاز فلر

فرضیاتی که برای طراحی و شبیه سازی فرایند بازیافت گازهای فلر در نظر گرفته شده است به شرح زیر می باشند:

- بازده ایزنتروپیک کمپرسور ۸۰٪ فرض شده است.
- گاز فلر با دمای  $25^\circ C$  و فشار ۱ اتمسفر وارد سیکل می گردد.
- افت فشار در مبدل ها و خطوط لوله ناچیز در نظر گرفته می شود.
- مبدل های حرارتی و خطوط لوله تلفات حرارتی ندارند.
- گاز طبیعی کمکی نیز دارای ۹۵٪ متان، دمای  $25^\circ C$  و فشار ۱ اتمسفر وارد سیکل می شود.
- ترکیب گاز فلر مربوط به واحد سوخت پالایشگاه فجر جم در جدول ۳-۲ آمده است.

جدول ۲-۳: ترکیب گاز فلر واحد سوخت پالایشگاه فجر جم

اجزا	درصد مولی
N <sub>2</sub>	۲.۳۳
CO <sub>2</sub>	۰.۰۰۷۶
H <sub>2</sub> S	۰.۰۰۳۷
C <sub>1</sub>	۷۶.۸۸
C <sub>2</sub>	۱۱.۴۱
C <sub>3</sub>	۴.۶۶
i-C <sub>4</sub>	۰.۹۷
n-C <sub>4</sub>	۱.۳۸
i-C <sub>5</sub>	۰.۶۱
n-C <sub>5</sub>	۰.۴۳

۰.۳۷	$C_6$
۰.۱۹	$C_7^+$

### ۳-۴- طراحی سیکل بازیافت گازهای فلر

همان‌طور که گفته شد در این تحقیق سعی می‌شود گازهای فلر به محصولات باارزش افزوده بالاتر تبدیل شوند. این امر با استفاده از یک سیکل تبرید انجام می‌گیرد. سیکل تبرید به کار گرفته شده همچنین برای جداسازی  $H_2S$  از گاز و تفکیک هیدروکربن‌ها از هم استفاده می‌گردد. پس می‌توان سیکل را به دو بخش تقسیم کرد و شبیه‌سازی آن‌ها را به صورت جداگانه انجام داد. پس از شبیه‌سازی هر بخش، آن‌ها را باهم ترکیب کرده و بهینه‌سازی کلی انجام خواهد گرفت.

تفکیک  $H_2S$  و همچنین هیدروکربن‌ها از هم، با بهره بردن از اختلاف نقطه جوش ترکیبات گاز فلر انجام می‌گیرد. در ادامه دو قسمت فرایند بازیافت گاز فلر را به صورت جداگانه شبیه‌سازی نموده و مورد بررسی قرار می‌گیرند.

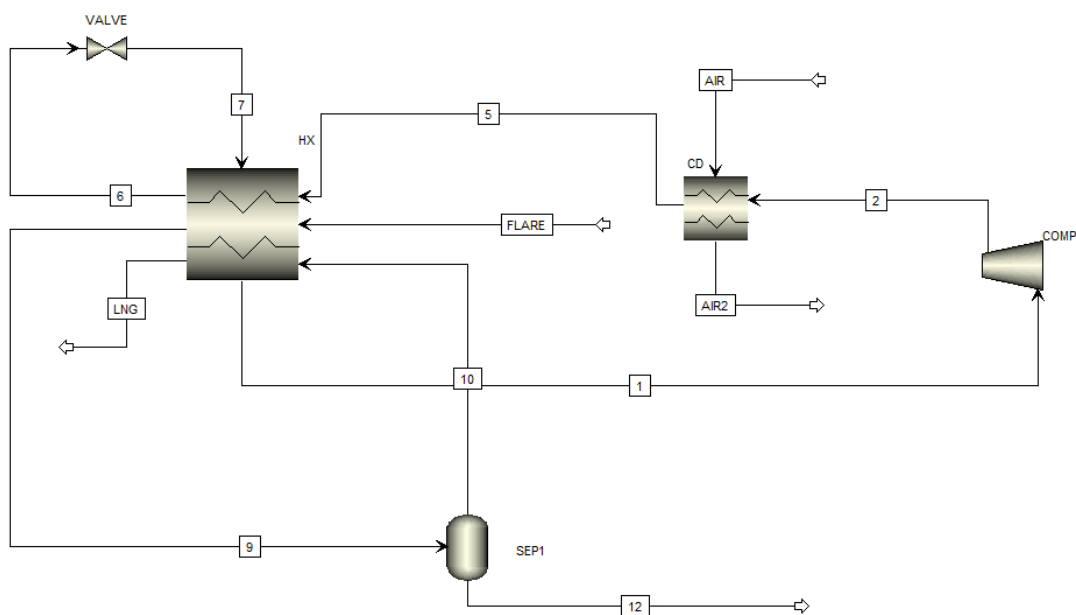
### ۳-۴-۱- شبیه‌سازی سیکل تبرید فرایند بازیافت گاز فلر

همان‌طور که در ابتدای فصل گفته شد، از سیکل پریکو برای تأمین سرمایش موردنیاز برای سیکل استفاده می‌شود. اما سیکل پریکو با داشتن یک مبدل حرارتی سه جریان که از نوع صفحه‌ای فین‌دار<sup>۱</sup> می‌باشد، هزینه‌های سیکل را بالا برده و از سوی دیگر با شبیه‌سازی این نوع مبدل در نرم‌افزار فقط موازنه جرم و انرژی صورت می‌گیرد. به عبارت دیگر برای بررسی عبور دمایی و همچنین بررسی تحلیل

<sup>۱</sup> . plate and fin heat exchanger

پینچ ممکن است جواب درست از نرم افزار دریافت نشود. در این بخش ابتدا سیکل پریکو موردنظر را در نرم افزار شبیه سازی کرده و سپس با توجه به دلایل گفته شده دست به تغییر سیکل در راستای اهداف موردنظر زده می شود.

شکل ۲-۳ نمایی شماتیک از سیکل پریکو موردنظر را نشان می دهد. مبرد مخلوط در نقطه ۱ وارد کمپرسور شده و با افزایش فشار تا حدود ۳۸ بار، دمایش نیز بالا می رود. سپس با عبور از یک خنک کن هوایی دمایش در فشار تقریباً ثابت کاهش می یابد. در مرحله بعد برای سرد شدن تا دمای تقریباً  $-170^{\circ}C$  وارد مبدل صفحه ای چند جریان می گردد. بعد از مبدل وارد یک شیر اختناق شده تا با کاهش فشار، دمایش نیز به مقدار کمی کاهش یابد. سپس دوباره وارد مبدل شده تا سرمایش موردنیاز سه جریان ۵، ۱۰ و Flare را تأمین کند.

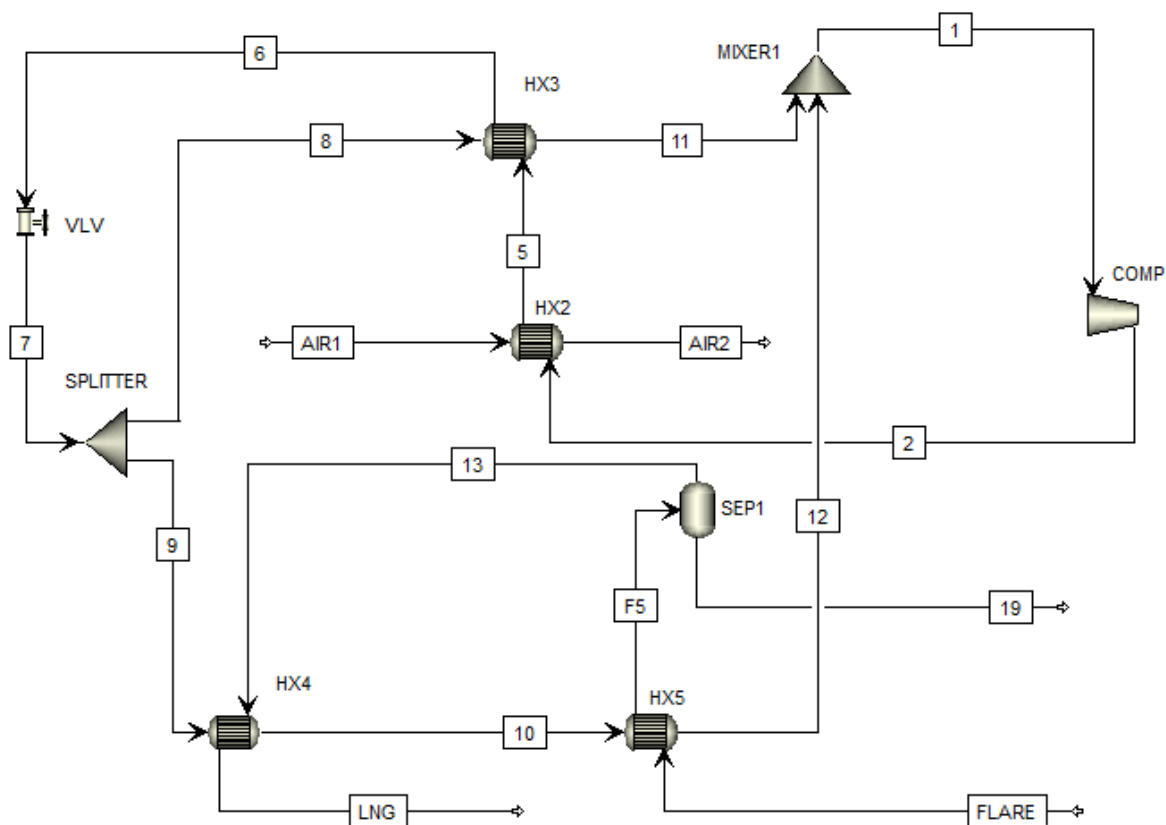


شکل ۲-۳: نمایی از سیکل پریکو موردنظر برای فرایند بازیابی گاز فلر.

در این سیکل ابتدا گاز فلر تا  $-135^{\circ}C$  سرد می شود. با توجه به تفاوت نقاط جوش اجزای مختلف گاز، مقداری از آن گاز و مقداری به حالت مایع تبدیل می گردد. این دما به این دلیل انتخاب شده که میزانی از  $H_2S$  که در این دما در فاز گاز باقی می ماند، حدود ۴ پی پی ام می باشد که حد مجاز است.

پس گاز فلر در ابتدا کمی سرد شده سپس فازهای مایع و گاز آن در یک جدا کننده فازی از هم جدا می‌گردد. فاز گاز (جریان ۱۰) که دارای عدد متان حدود ۹۶ و میزان مجاز  $H_2S$  می‌باشد، برای مایع شدن، دوباره به مبدل حرارتی برگشته و فاز مایع (جریان ۱۲) که  $H_2S$  آن بیش از حد مجاز است، برای بازیابی NGL به قسمت بعدی سیکل می‌رود.

همان‌طور که مشاهده می‌شود قسمت اصلی و پیچیده سیکل مربوط به مبدل حرارتی چند جریانیه است. سه جریان گرم و یک جریان سرد به این مبدل برای تبادل حرارتی وارد می‌شوند. اما معلوم نیست که جریان سرد هرکدام از جریان‌های گرم را در چه بازه‌های دمایی سرد می‌کند. در واقع فقط موازنه جرم و انرژی انجام می‌گیرد. از طرفی دیگر در این نوع مبدل‌ها، کمینه اختلاف دمایی سبب می‌شود که هزینه ابتدایی بیشتر گردد. این مشکلات سبب شد که برای واضح‌تر گردیدن نحوه تبادل حرارتی بین جریان‌ها و همچنین واقعی شدن سیکل، مبدل چند جریانیه حذف و به جای آن از سه مبدل معمولی استفاده گردد. نمایی شماتیک از سیکل تبرید فرایند بازیاب بعد از تغییرات در شکل ۳-۳ نشان داده شده است.



شکل ۳-۳: قسمت تبرید سیکل بازیاب بعد از جایگزینی سه مبدل حرارتی معمولی به جای مبدل حرارتی چهار جریان

با توجه به شکل ۳-۳، می توان فهمید که از نقطه ۱ تا بعد از شیر اختناق یعنی نقطه ۷، سیکل بدون تغییر باقی مانده است. بعد از نقطه ۷ جریان به دو قسمت تقسیم می شود. جریان ۸ وظیفه خنک کردن مبرد قبل از ورود به شیر اختناق را دارد و جریان ۹ در دو مبدل حرارتی به تبادل حرارتی می پردازد. جریان ۹ ابتدا جریان ۱۳ که فاز گازی گاز فلر بعد از سرد شدن تا دمای  $-135^{\circ}C$  می باشد را سرد کرده (در مبدل HX4) و به مایع (LNG) تبدیل می کند. سپس وارد مبدل HX5 شده تا گاز فلر را تا  $-135^{\circ}C$  سرد نماید. جریان های ۱۱ و ۱۲ بعد از تبادل حرارتی در یک میکسر یکی شده تا دوباره به کمپرسور بازگردند.

با اعمال این تغییرات سیکل تبرید به یک سیکل عملی تبدیل شده که حداقل اختلاف دمایی در مبدل ها،  $6/5^{\circ}C$  است.

### ۳-۴-۲- شبیه‌سازی سیکل جداسازی فرایند بازیافت گاز فلر

در این بخش فرایند جداسازی  $H_2S$  و NGL از باقی مانده گازهای فلر (یعنی جریان ۱۹ در شکل ۳-۳) شرح داده می‌شود. این فرایند بر مبنای اختلاف نقاط جوش اجزای مختلف گاز فلر طراحی می‌گردد. نقاط جوش اجزای مختلف گازهای فلر در جدول ۳-۳ مشخص شده است. به‌طور کلی می‌توان گفت که جریان ۱۹ را به آرامی گرم کرده و با عبور از جداکننده‌های متوالی میزان  $H_2S$  در فاز مایع به حداقل رسانده می‌شود.

جدول ۳-۳: نقاط جوش اجزای مختلف گاز فلر

اجزا	نقطه جوش ( $^{\circ}C$ )
متان	-۱۶۴
اتان	-۸۹

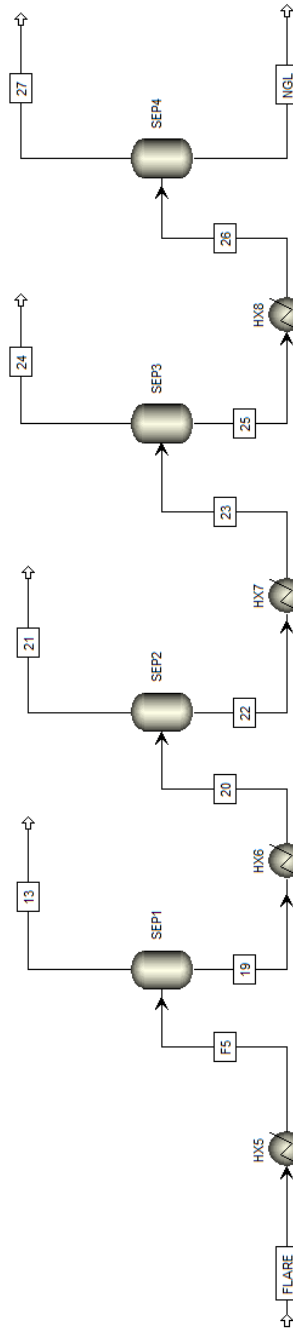
۴۲-	پروپان
۰/۵-	بوتان
۳۶	پنتان
۶۹	هگزان
۹۸	هپتان
۱۹۵/۸-	نیترژن
۶۰-	هیدروژن سولفید
۷۸/۵-	دی اکسید کربن

حال با توجه به اختلاف نقاط جوش، جریان ۱۹ را به آرامی گرم کرده و سپس از یک جداکننده عبور داده می‌شود. با این کار میزان  $H_2S$  در هر مرحله از بخش مایع جریان کم شده تا به میزان مجاز برسد. برای راحتی درک این مطلب یک شماتیک از این فرایند در شکل ۳-۴ نشان داده شده است که از گرم‌کن استفاده گردیده است.

برای استفاده بهینه از انرژی، در این قسمت از سیکل از گاز فلر ورودی به سیکل برای گرم کردن جریان‌های ۱۹، ۲۲ و ۲۵ استفاده می‌شود. این تغییرات در فرایند اصلی که ترکیب دو سیکل تبرید و بازیافت می‌باشد اعمال خواهد شد.

تعیین دماهای F5، ۲۰، ۲۳ و ۲۶ با کمک بهینه‌سازی توسط نرم‌افزار صورت گرفته است. به این ترتیب که مجموع جرم جریان‌های LNG و NGL به‌عنوان تابع هدف انتخاب گردید و میزان  $H_2S$  که در این جریان‌ها باید کمتر از 4ppm باشد به‌عنوان قیود در نظر گرفته شده‌اند. دماهای گفته شده نیز به‌عنوان متغیرهای اصلی تعیین گردیدند که باید بهینه شوند.





شکل ۳-۴: سیکل جدا کننده  $H_2S$  و NGL در فرایند بازیاب

بعد از طراحی هر دو قسمت سیکل می‌توان به ترکیب این دو سیکل و انجام انتگراسون حرارتی (تکنولوژی پینچ) پرداخت. طراحی شبکه مبدل قبل از ترکیب این دو سیکل با هم انجام شد. این کار به کمک نرم‌افزار ASPEN ENERGY ANALYZER انجام گرفت.

### ۳-۵- تکنولوژی پینچ<sup>۱</sup>

پایه‌گذاری تکنولوژی پینچ توسط پروفیسور لینهوف به سال ۸۰-۱۹۷۹ برمی‌گردد. این تکنولوژی ابزاری برای طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی است. از آنجاکه هدف اصلی، بررسی سیستم‌های حرارتی است بهتر است به آن آنالیز پینچ گفته شود. این روش راه‌حلی ساده برای تعیین اهداف مصرف انرژی است. با این روش می‌توان بهترین چیدمان را برای مبدل‌های حرارتی به دست آورد. حرکت انرژی از جریان‌های گرم به جریان‌های سرد توسط اختلاف دما ایجاد می‌شود، هر چه اختلاف دما بیشتر باشد، انتقال حرارت از جریان‌های گرم به سرد با سهولت بیشتری انجام می‌شود. پس مطلوب آن است که بتوان با در نظر گرفتن مسائل اقتصادی، به بهترین اختلاف دما با بیشترین قابلیت بازیافت حرارت بین انواع جریان‌های مختلف دست یافت. پس اهداف انتگراسیون حرارتی فرایندها را می‌توان به صورت زیر بیان کرد:

- طراحی بهتر
  - کاهش هزینه‌های منابع حرارتی گرم و سرد خارجی<sup>۲</sup>
  - کاهش اتلاف انرژی
  - استفاده بهینه و مناسب از دستگاه‌ها
- می‌توان برای مسائل زیر از تکنولوژی پینچ بهره گرفت:
- طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی
  - انتخاب بهینه منابع حرارتی گرم و سرد خارجی
  - تعیین تقریبی سطح تبادل حرارت شبکه مبدل‌های حرارتی قبل از طراحی شبکه موردنظر
  - تعیین هزینه دستگاه و هزینه انرژی

---

<sup>۱</sup> . Pinch technology

<sup>۲</sup> . Hot and cold utility

### ۳-۵-۱- دسته‌بندی جریان‌ها

در واحدهای کارخانه‌ها، پتروشیمی‌ها و ... جریان‌های سیال مختلفی وجود دارند که آن‌ها را می‌توان به دو دسته جریان‌های گرم و سرد تقسیم نمود.

- جریان گرم: جریانی که با از دست دادن انرژی از دمای بالاتر به دمای پایین‌تر برسد.

$$T_2 \leq T_1$$

- جریان سرد: جریانی که با دریافت انرژی از دمای پایین‌تر به دمای بالاتر برسد.

$$T_2 \geq T_1$$

### ۳-۵-۲- دسته‌بندی منابع حرارتی خارجی

برای تأمین نیازهای حرارتی واحدها، باید از منابع حرارتی خارجی استفاده شود. منابع حرارتی خارجی را می‌توان به دو دسته تقسیم نمود:

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

به هر نسبت که سطح دمایی منبع حرارتی گرم خارجی بالاتر باشد، هزینه تولید آن نیز بیشتر است. بنابراین به‌منظور کاهش هزینه‌های انرژی باید منبع حرارتی گرم خارجی مناسب را انتخاب نمود. منابع حرارتی گرم خارجی و جریان‌های گرم، از لحاظ تأمین انرژی گرمایی واحد، مشابه هستند ولی منابع حرارتی خارجی جزء جریان‌های فرایندی محسوب نمی‌شوند.

- منابع حرارتی سرد خارجی: منابع حرارتی که انرژی سرمایش واحد را تأمین می‌کنند، منابع حرارتی سرد خارجی نام دارند. آب سرد یا سیستم تبرید در سطوح مختلف دمایی را می‌توان

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

### ۳-۵-۳- تئوری پینچ:

در تئوری پینچ هدف افزایش بار حرارتی مبدل‌های حرارتی و کاهش بارهای حرارتی گرم‌کننده و سردکن‌ها می‌باشد. به عبارت دیگر افزایش بازیافت انرژی و کاهش استفاده از منابع حرارتی خارجی مطلوب است. هر جریان فرایندی ابتدا در دمایی است و با طی یک یا چند فرایند به دمایی می‌رسد که در جریان‌های گرم انرژی مازاد و در جریان سرد انرژی نیاز است. گرمای موردنظر به‌صورت محسوس یا در صورت تغییر فاز نامحسوس خواهد بود.

$$CP = C_p \times \dot{m} \quad (7-3)$$

$$Q_1 = \int_{T_s}^{T_t} CPdT = CP \times (T_s - T_t) \quad (8-3)$$

$$Q_2 = m \times \lambda \quad (9-3)$$

در معادلات بالا  $C_p$  معرف ظرفیت گرمایی ویژه،  $\dot{m}$  دبی جرمی جریان،  $Q_1$  گرمای محسوس،  $Q_2$  گرمای نهان و  $\lambda$  گرمای نهان ویژه می‌باشند.

### ۳-۵-۳-۱- تبادل حرارت بین جریان‌های سرد و گرم

علاوه بر استفاده از منابع حرارتی گرم و سرد خارجی، تبادل حرارت بین دو جریان نیز امکان‌پذیر

است. در صورت وارد نمودن جریان‌های گرم و سرد فرایندی در یک مبدل، تبادل انرژی بین آن‌ها و تبادل انرژی موردنیاز امکان‌پذیر می‌گردد و استفاده از منابع حرارتی خارجی به‌شدت کاهش می‌یابد. این عمل را بازیافت حرارتی می‌نامند. مبدل‌های حرارتی که از کنار هم قرار دادن جریان گرم و سرد فرایندی و به‌منظور بازیافت انرژی تشکیل می‌گردد، شبکه مبدل‌های حرارتی می‌گویند. جریان گرم ضمن از دست دادن و انتقال انرژی به جریان سرد، انرژی مازاد خود را از دست می‌دهد و به دمای موردنظر خود نزدیک‌تر می‌شود و منبع حرارتی سرد خارجی نیز حذف می‌شود. جریان سرد نیز با دریافت همان میزان انرژی از جریان گرم به دمای نهایی خود نزدیک‌تر می‌شود و مابقی انرژی موردنیاز خود را از منابع حرارتی خارجی دریافت می‌کنند. البته امکان انجام این فرایند، فقط بر مبنای قانون اول ترمودینامیک صحیح است.

گرما و انرژی به‌صورت خود به خودی و طبیعی از دمای بالا به جسمی با دمای کمتر منتقل نمی‌شود یا به‌عبارت‌دیگر برای انتقال گرما باید بین دو منبع گرم و سرد، اختلاف دما وجود داشته باشد، زیرا بدون صرف انرژی، امکان انتقال گرما از دمای پایین به دمای بالا وجود ندارد. بنابراین در محاسبات بازیافت توان و انرژی، قانون اول را باید در نظر گرفت.

### ۳-۵-۳- حد اقل اختلاف دمایی مجاز

کمترین اختلاف دمایی مجاز در مبدل‌های حرارتی می‌باشد که این تغییر در طراحی واحد نقش مهمی در هزینه‌های انرژی و هزینه سرمایه‌گذاری دارد. به‌عنوان مثال اگر این حد اقل اختلاف دما  $10^{\circ}\text{C}$  باشد، جریان گرم و سرد حداکثر تا  $10^{\circ}\text{C}$  می‌توانند به یکدیگر نزدیک شوند و اختلاف دمایی بیشتر از  $10^{\circ}\text{C}$  مجاز است ولی در هیچ‌یک از قسمت‌های مبدل نباید اختلاف دمایی کمتر از  $10^{\circ}\text{C}$  شود. به همین دلیل این پارامتر به‌صورت  $\Delta T_{\min}$  نشان داده می‌شود. و برای رسیدن به بیشترین بازیافت انرژی، باید بر مبنای  $\Delta T_{\min}$  عمل نمود. به‌عبارت‌دیگر، عملکرد مبدل‌ها در نزدیکی  $\Delta T_{\min}$  به مفهوم افزایش تبادل حرارت بین جریان گرم و سرد است.

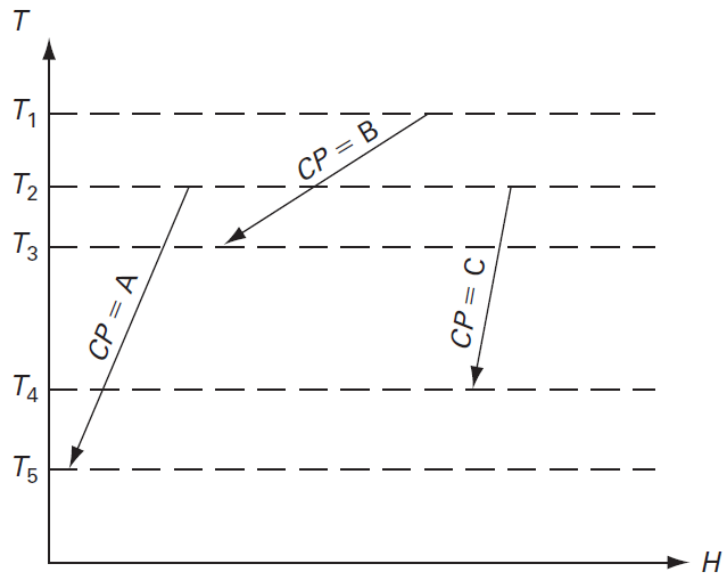
به‌طور کلی با افزایش  $\Delta T \min$  هزینه‌های جاری انرژی Energy Cost افزایش و هزینه سرمایه‌گذاری Capital Cost کاهش می‌یابد [۵۲].

### ۳-۵-۴- نمودار ترکیبی<sup>۱</sup>

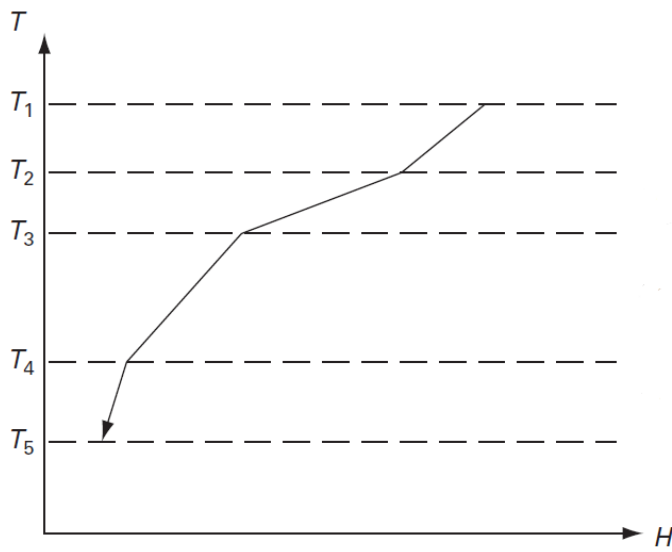
مقدار انتقال حرارت در مبدل حرارتی را می‌توان در نموداری نشان داد که محور افقی آن انرژی و محور عمودی آن دما می‌باشد. شیب خطوط جریان‌های سرد و گرم  $\frac{1}{CP}$  می‌باشد. در انتگراسیون فرایندها باید در هر دما (بازه دمایی) بررسی نمود که کدام جریان‌ها حضور دارند و کل جریان‌های گرم را با یکدیگر جمع و در قالب یک جریان نشان داد. کل جریان‌های سرد نیز با یکدیگر جمع و در قالب جریان دیگری نشان داده شوند. در هر بازه دمایی که چند جریان حضور دارند کافی است CP همه جریان‌ها با یکدیگر جمع شود تا شیب در آن بازه دمایی به دست آید. به این منحنی که از جمع جریان‌های سرد و گرم به وجود می‌آید منحنی ترکیبی می‌گویند. در شکل ۳-۵ و شکل ۳-۶ می‌توان این نمودارها را مشاهده نمود.

---

<sup>1</sup> . composite curve

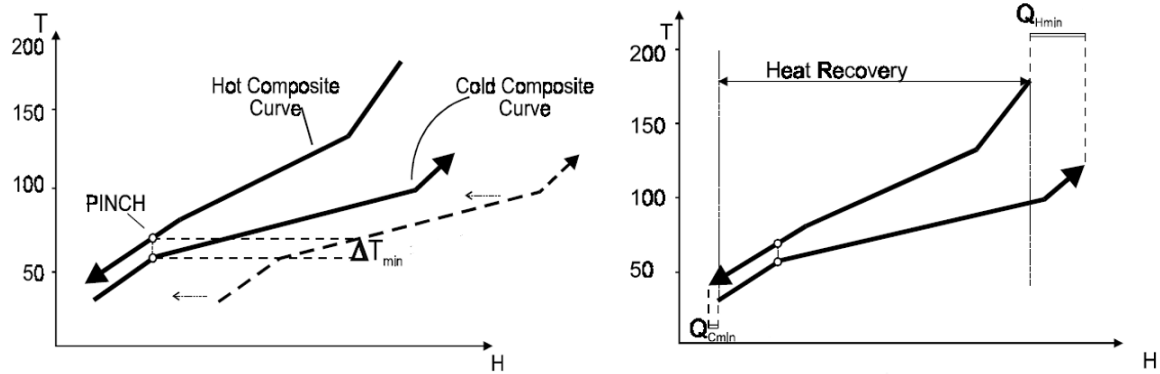


شکل ۳-۵: جریان‌های گرم به صورت جداگانه [۵۳].



شکل ۳-۶: نمودار ترکیبی مربوط به سه جریان گرم [۵۳].

همین روش را برای به دست آوردن منحنی جریان‌های سرد به کار برده و نتایج باهم در یک نمودار نشان داده می‌شوند. شکل ۳-۷ یک نمودار ترکیبی را نشان می‌دهد.



شکل ۳-۷: مثالی از نمودار ترکیبی [۵۲].

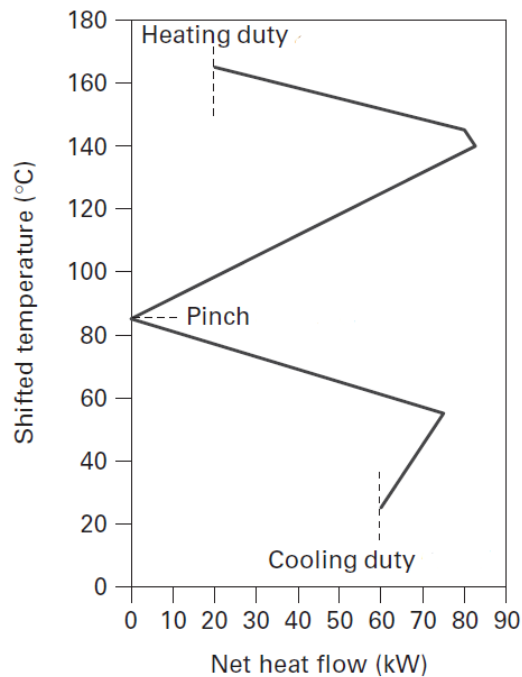
### ۳-۵-۵- نمودار ترکیبی جامع

یوتیلیتی‌ها انواع گوناگونی دارند از جمله:

- منابع حرارتی گرم: ۱- کوره ۲- بخار در سطوح مختلف ۳- چرخش روغن داغ
- منابع حرارتی سرد: ۱- آب خنک ۲- هوا ۳- سیستم تبرید

نکته مهم این است که باید مناسب‌ترین و اقتصادی‌ترین یوتیلیتی انتخاب شود. نمودارهای ترکیبی و آبشاری نقطه پینچ و مقادیر  $Q_{Cmin}$  و  $Q_{Hmin}$  را تعیین می‌کنند اما نوع یوتیلیتی گرم یا سرد را نمی‌توانند مشخص کنند. برای تعیین نوع یوتیلیتی مناسب از نمودار ترکیبی جامع (GCC) استفاده می‌شود. نمودار ترکیبی را در شکل ۳-۸ می‌توان مشاهده کرد.



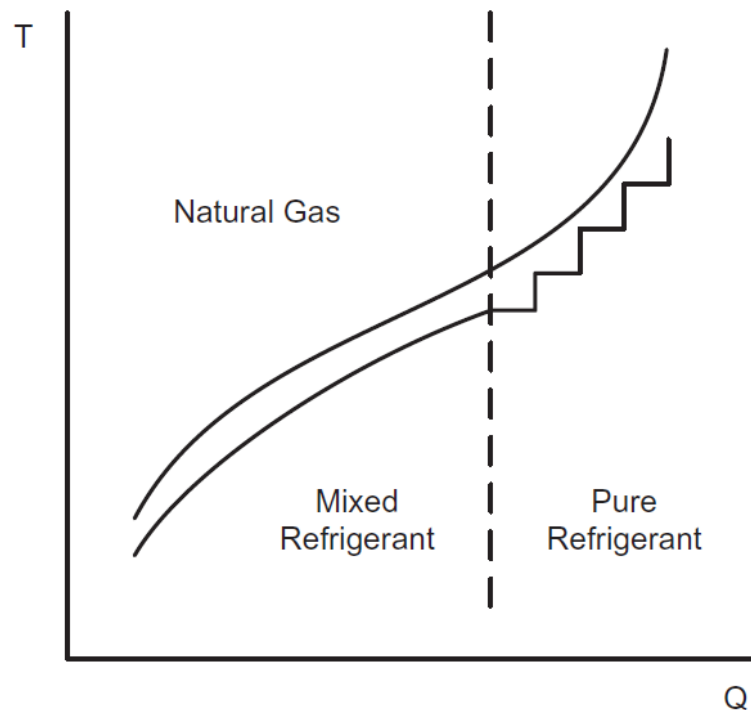


شکل ۳-۸: مثالی برای نمودار ترکیبی جامع [۵۳].

پس از بررسی سیکل طراحی شده برای بازیابی گازهای فلر، مشاهده شد که امکان بازیافت انرژی از جریان‌های سرد و گرم موجود در سیکل وجود دارد. برای همین منظور شبکه مبدل‌های حرارتی جهت کاهش میزان انرژی طراحی شد.

### ۳-۶- مبرد

یکی از مهم‌ترین اجزای سیکل تبرید، مبرد محسوب می‌شود و انتخاب یک مبرد مناسب نقش زیادی در کاهش مصرف انرژی و بازدهی فرایند دارد. در فرایند مایع‌سازی، گاز طبیعی به‌عنوان سیال گرم و مبرد به‌عنوان سیال سرد در قالب نمودار کشیده شده است. همان‌طور که در شکل ۳-۹ مشخص است هرچه منحنی سیال گرم با منحنی سیال سرد همپوشانی بیشتری داشته باشد و اختلاف دمایی آن‌ها به حداقل اختلاف دمایی مجاز مبدل‌ها نزدیک‌تر باشد، راندمان سیکل بالاتر و اتلاف حرارتی کمتر است.



شکل ۳-۹: مقایسه استفاده از مبردهای خالص و مبردهای مخلوط [۵۴].

تفاوت اصلی در استفاده از مبرد خالص و مخلوط در نوع شکل پذیری منحنی مبرد در حالت تغییر فاز است. استفاده از مبرد خالص جهت خنک کاری، به خواص ترمودینامیکی یک ماده خالص محدود می شود حال آنکه ممکن است بر اساس شرایط عملیاتی و نوع منحنی خنک کاری گاز طبیعی منحنی مبرد با منحنی گاز همپوشانی کافی نداشته باشد، درحالی که با استفاده از یک مبرد مخلوط مناسب و تغییر در نسبت ترکیب آن می توان تا آنجا که ممکن است اختلاف دمای متوسط بین دو منحنی را به حداقل اختلاف دمای مجاز مبدلها نزدیک کرد و اتلاف حرارتی را به حداقل رساند. به عبارت دیگر وقتی از مبرد خالص مانند پروپان یا نیتروژن استفاده می شود، منحنی مبرد به صورت پله ای درمی آید و در استفاده از مبرد مخلوط، فرم منحنی منعطف تر شده و به منحنی خنک کاری گاز نزدیک تر می شود. معمولاً ترکیبی از متان، اتان، بوتان و نیتروژن به عنوان مبرد انتخاب می شوند و درصد ترکیبات آن طوری است تا بر اساس شرایط فرایند در نزدیک ترین حالت ممکن نسبت به منحنی

خنک کاری گاز طبیعی قرار گیرد [۵۵].

### ۳-۷- توابع اقتصادی

مبنای برآورد هزینه تجهیزات سیستم بازیافت گاز فلر، روابط و گراف‌های موجود در مراجع و مقالات بر اساس پارامترهای تعیین قیمت هر تجهیز می‌باشد. دقت تخمین‌های مذکور حدود  $\pm 20\%$  می‌باشد. در حالت استاندارد جنس کلیه تجهیزات سیستم فلر و بازیافت به جز مشعل‌ها و ۴ فوت بالایی فلر که ممکن است از جنس خاصی ساخته شوند (فولاد ضدزنگ)، از کربن استیل 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 (۳-۱۰) استفاده شده است [۵۶]:

$$\text{Log}_{10} C_p^0 = K_1 + K_2 \text{Log}_{10}(A) + K_3 [\text{Log}_{10}(A)]^2 \quad (10-3)$$

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. با توجه به ظرفیت کمپرسور موردنظر، معادله بالا برای کمپرسور مناسب نیست پس برای محاسبه هزینه‌های کمپرسور از رابطه زیر استفاده می‌شود [۵۷]:

$$PEC_{ac} = \left[ \frac{C_{11} \dot{m}_a}{C_{12} - \eta_{sc}} \right] \times \left( \frac{P_2}{P_1} \right) \text{Ln} \left( \frac{P_2}{P_1} \right) \quad (11-3)$$

که  $P_1$  و  $P_2$  به ترتیب فشارهای ورودی و خروجی کمپرسور،  $\dot{m}_a$  دبی جرمی سیال،  $\eta_{sc}$  بازده

ایزنتروپیک،  $C_{11}=71.1$  و  $C_{12}=0.9$  می باشند.

# فصل چهارم

## نتایج حاصل از شبیه‌سازی

## ۴-۱- مقدمه

در این فصل به بررسی نتایج حاصل از شبیه‌سازی فرایند بازیابی گازهای فلر پرداخته می‌شود. برای این منظور ترکیب و مشخصات گازهای فلر پالایشگاه فجر جم به‌عنوان ورودی در نظر گرفته شده است.

## ۴-۱-۱- معرفی پالایشگاه فجر جم

شرکت پالایش گاز فجر جم از سال ۱۳۶۷ برای تصفیه گاز میدان‌های گازی نار و کنگان واقع در منطقه جم و ریز در شرق استان بوشهر مورد بهره‌برداری قرار گرفته است. طرح و اجرا عملیات پالایشگاه در دو مرحله انجام شده است. در مرحله اول تولید و تصفیه حدود ۳۴/۸ میلیون مترمکعب استاندارد گاز در روز از میدان گازی نار از طریق ۱۸ حلقه چاه انجام شده است. در مرحله دوم افزایش ظرفیت تصفیه پالایشگاه تا مرز ۷۹ میلیون مترمکعب در روز از میدان گاز کنگان با حفر ۲۹ حلقه چاه میسر گردید. با اجرای طرح افزایش ظرفیت پالایشگاه در سال ۱۳۷۹ شامل بهینه‌سازی سیستم‌های تصفیه با تغییرات داخلی واحدهای عملیاتی، ظرفیت تصفیه گاز به ۱۱۰ میلیون مترمکعب در روز و سپس با راه‌اندازی طرح انتقال خط گاز عسلویه به پالایشگاه در سال ۱۳۸۹ تولید روزانه به ۱۲۵ میلیون مترمکعب رسید. به موازات تولید گاز خشک در پالایشگاه، در حدود ۵۰۰۰ مترمکعب در روز مایعات گازی تثبیت شده تولید می‌شود. این مایعات به‌صورت نفت سبک به تأسیسات بندر سیراف واقع در ساحل خلیج فارس جهت صادرات منتقل می‌شوند. پالایشگاه در ۲۹۰ کیلومتری جنوب شرقی بندر بوشهر و در مجاورت دهستان "شهر خاص" در شهرستان جم قرار گرفته است. با اطلاعات گرفته‌شده از واحد آموزش پالایشگاه فجر جم که در جدول ۴-۱ و جدول ۴-۲ نشان داده شده است و استفاده از آن‌ها به‌عنوان ورودی فرایند، به بررسی نتایج پرداخته می‌شود.

جدول ۱-۴: میزان هر یک از منابع گاز فلر در سال ۹۵ مربوط به پالایشگاه فجر جم برحسب MSCM

مجموع	واحد	واحد تثبیت	واحد سوخت	واحد احیاء گلایکول		ماه‌های سال
	شیرین سازی	مایعات گازی		S-7102A/B	S-7105,05M	
	41-PCV-136	S-8105	S-9301,02			
۶۸۸۷.۸۱	۰	۲۰۷.۷۳	۶۵۲۳.۳۸	۰	۱۵۶.۷	فروردین
۱۱۳۰.۴۷۷	۰	۱۸۰.۳۷	۸۴۰.۵۱۷	۰	۱۰۹.۵۹	اردیبهشت
۲۰۸۹.۱	۰	۷۳۶.۷۹	۱۲۶۱.۰۵	۰	۹۱.۲۶	خرداد
۳۰۹۸.۹۳	۲۲.۲۶	۰	۲۹۷۹.۱۲	۰	۹۷.۵۵	تیر
۱۱۵۰.۳۲	۱۹.۹۵	۱۶۷.۷۳	۸۶۶.۷۵	۰	۹۵.۸۹	مرداد
۳۷۶.۵۶	۶۸.۴۵	۰	۲۰۴.۱۷	۰	۱۰۳.۹۴	شهریور
۸۵۳.۸۹۴	۰	۰	۷۶۸.۱۱۴	۰	۸۵.۷۸	مهر
۲۸۱.۹۸	۱۵.۹۸	۴۶.۴۱	۹۵.۸۶	۰	۱۲۳.۷۳	آبان
۲۴۸۹.۴۳	۰	۰	۲۳۵۵.۸۴	۰	۱۳۳.۵۹	آذر
۲۰۴۰.۳۹	۰	۰	۱۸۹۷.۶۵	۰	۱۴۲.۷۴	دی
۳۲۵.۶۸	۰	۰	۱۹۵.۷۵	۰	۱۲۹.۹۳	بهمن
۲۰۰۷.۵۲	۰	۰	۱۸۸۱.۲۷	۰	۱۲۶.۲۵	اسفند
۲۲۷۳۲.۰۹۱	۱۲۶.۶۴	۱۳۳۹.۰۳	۱۹۸۶۹.۴۷۱	۰	۱۳۹۶.۹۵	مجموع

سهم هر

یک از منابع  
 ٪.۱۰۰    ٪.۰.۵۵    ٪.۵.۹    ٪.۸۷.۴    ۰    ٪.۶.۱۵

جدول ۲-۴: درصد ترکیب هر یک از منابع فلر در سال ۹۵ مربوط به پالایشگاه فجر جم

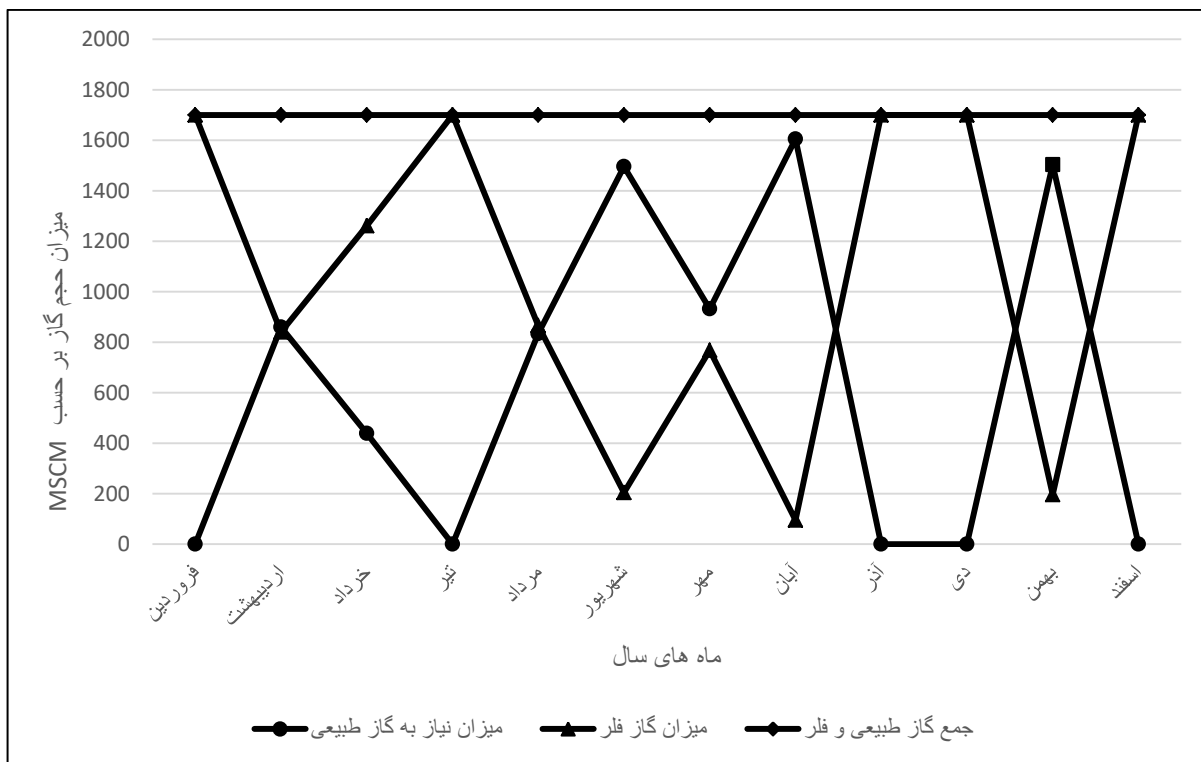
Component (mole %)	S-7105,05M	S-7102 A/B	S-9301,02	S-8105	41-PCV-136
N <sub>2</sub>	۰/۸۳	۱/۷۲	۲/۳۳	۰/۰۴۲	۳/۱۱
CO <sub>2</sub>	۰/۴۲	۰/۰۶	۰/۰۰۷۶	۰/۸۸	۴/۵۳
H <sub>2</sub> S	۰/۰۰۶۶	۰/۰۰۵	۰/۰۰۳۷	۰/۰۳۲	۰/۳۶
C <sub>1</sub>	۴۹/۰۳	۷۶/۹۶	۷۶/۸۸	۱۰/۵	۸۶/۱۲
C <sub>2</sub>	۲۰/۴۴	۱۱/۸۱	۱۱/۴۱	۱۲/۵۸	۴/۲۹
C <sub>3</sub>	۱۲/۴۸	۴/۹۵	۴/۶۶	۱۹/۶۸	۰/۹۶
i-C <sub>4</sub>	۳/۴۶	۱/۱۷	۰/۹۷	۸/۸	۰/۱۵
n-C <sub>4</sub>	۵/۷۴	۱/۶۲	۱/۳۸	۱۵/۶۴	۰/۲۳
i-C <sub>5</sub>	۳/۰۶	۰/۶۸	۰/۶۱	۹/۲۵	۰/۰۹
n-C <sub>5</sub>	۲/۲۲	۰/۴۸	۰/۴۳	۶/۶۲	۰/۰۶



$C_6$	۱/۷۸	۰/۳۸	۰/۳۷	۱۱/۰۳	۰/۰۷
$C_7^+$	۰/۵۴	۰/۱۷	۰/۱۹	۴/۷۸	۰/۱

پس از بررسی اطلاعات فلرینگ هر یک از واحدها و ترکیبات هر منبع، تصمیم گرفته شده که گازهای فلر مربوط به واحد سوخت، به عنوان خوراک واحد بازیافت گازهای فلر انتخاب گردند. این واحد بیشترین میزان فلر در سال ۹۵ (۸۷/۴٪ از کل میزان فلرینگ) را داشته و از لحاظ میزان  $H_2S$  نیز شرایط بهتری نسبت به سایر منابع دارد.

اما نکته قابل توجه این است که میزان فلر در طول سال متفاوت است و برای سیکل باید دبی تقریباً ثابتی در نظر گرفته شود. به همین منظور یک میزان ثابت که میانگین فلرینگ ماهانه در طول سال می باشد را در نظر گرفته و میزان کمبود ورودی به وسیله گازهای تصفیه شده خروجی پالایشگاه جبران می گردد. پس با نصب یک سیستم کنترلی می توان نوسانات دبی گاز فلر را جبران کرد. از سویی دیگر در مواقعی که دبی گاز فلر بیش از حد مورد نیاز سیکل باشد، گازهای اضافی به سمت مشعل فرستاده خواهد شد. نمودار شکل ۴-۱ میزان حجم مورد نیاز به گازهای طبیعی پالایش شده را نشان می دهد.



شکل ۴-۱: میزان نیاز به گاز خروجی از پالایشگاه

بعد از بررسی‌های انجام شده میزان گاز طبیعی موردنیاز برای سیکل حدود ۵۵۰۰۰۰۰ مترمکعب استاندارد گاز طبیعی در طول سال است. این میزان گاز از طریق یک سیستم کنترلی از گازهای تصفیه شده خروجی پالایشگاه به سیکل وارد می‌شود.

همان‌طور که گفته شد سیکل بازیافت گاز فلر از دو قسمت تشکیل شده است. قسمت اول مربوط به فرایند تبرید و تولید LNG و قسمت دوم شامل بازیابی NGL و جداسازی  $H_2S$  می‌باشد. در نهایت دو قسمت را با هم ترکیب کرده و پس از طراحی شبکه مبدل، سیکل نهایی به دست می‌آید. فرایند نهایی بازیابی گازهای فلر در قسمت بعدی فصل شرح داده شده است.

## ۴-۲- تحلیل پینچ

با کمک نرم‌افزار ASPEN ENERGY ANALYZER شبکه مبدل حرارتی طراحی شد. برای طراحی

این شبکه، ابتدا تمامی مبدل‌های حرارتی در سیکل را برداشته و به‌جای آن‌ها هیتر و کولر استفاده می‌شود. سپس با مشخص نمودن جریان‌های سرد و گرم و وارد نمودن آن‌ها به برنامه به طراحی شبکه پرداخته شد. نمایی از ورودی‌ها به برنامه در شکل ۲-۴ مشاهده می‌شود.

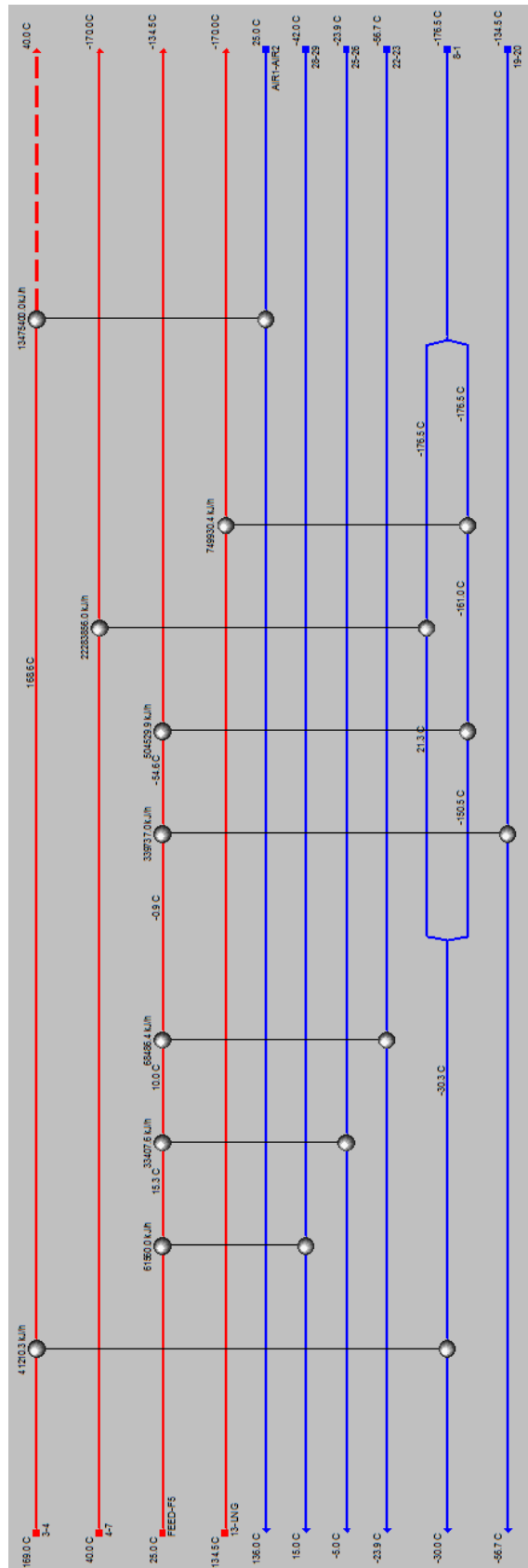
Name	Inlet T [C]	Outlet T [C]	MCp [kJ/C-h]	Enthalpy [kJ/h]	Segm.
4-7	40.0	-170.0	1.061e+005	2.228e+007	
8-1	-176.5	-30.0	1.610e+005	2.358e+007	
FEED-F5	25.0	-134.5	6318	1.008e+006	
13-LNG	-134.5	-170.0	2.112e+004	7.499e+005	
19-20	-134.5	-56.7	4367	3.397e+005	
22-23	-56.7	-23.9	2088	6.849e+004	
25-26	-23.9	-5.0	1768	3.341e+004	
28-29	-42.0	15.0	1080	6.156e+004	
3-4	169.0	40.0	1.084e+005	1.398e+007	
AIR1-AIR2	25.0	136.0	1.212e+005	1.345e+007	

شکل ۲-۴: جریان‌های سرد و گرم فرایند که به نرم‌افزار ASPEN ENERGY ANALYZER وارد شده‌اند.

## ۴-۲-۱- طراحی شبکه مبدل در ASPEN ENERGY ANALYZER

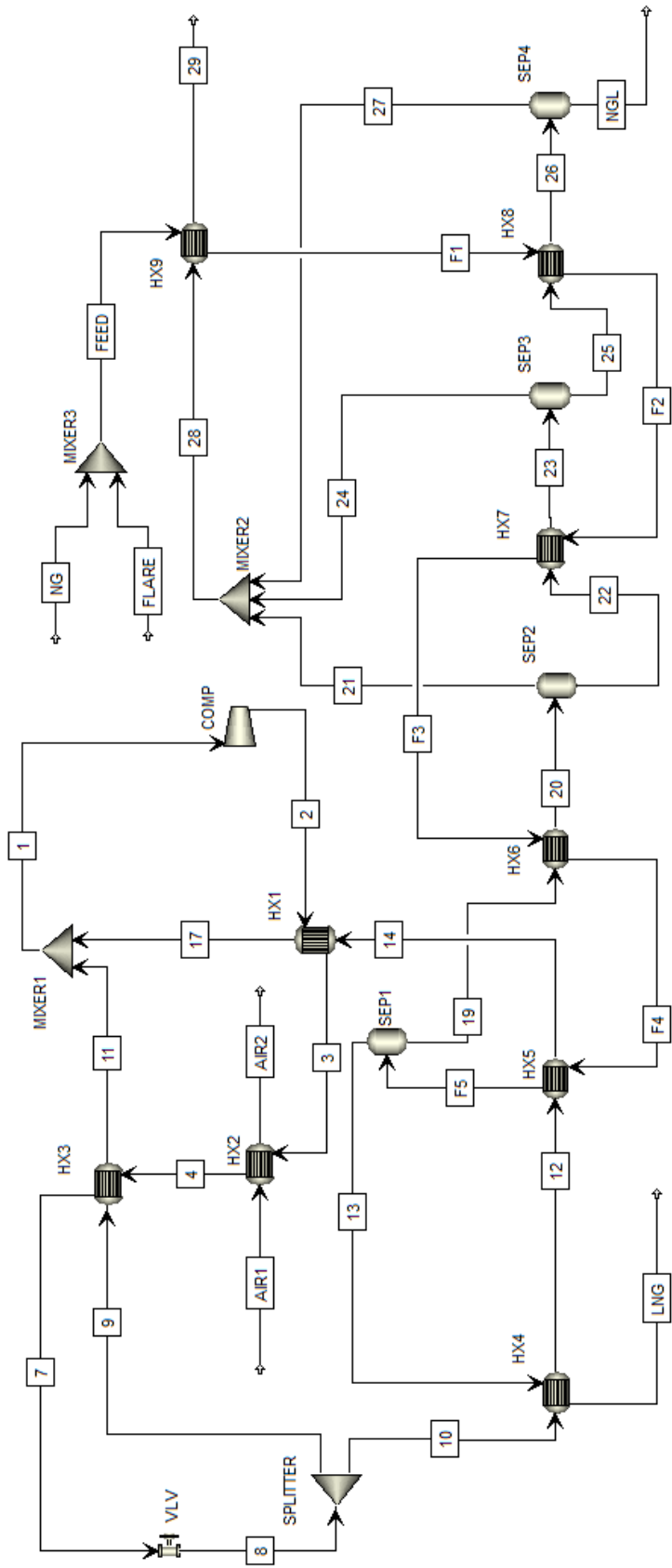
با داشتن اطلاعات موردنیاز طراحی شبکه مبدل انجام می‌شود. نرم‌افزار می‌تواند شبکه‌های مبدل را به‌صورت خودکار انجام دهد اما این شبکه‌ها معمولاً بیش از حد پیچیده‌اند و ممکن است بر روی فرایند نیز تأثیرگذار باشند و موجب به هم خوردن سیکل شوند. پس بهترین روش برای طراحی شبکه

مبدل، داشتن آشنایی کامل با سیکل و در نظر گرفتن محدودیت‌های طراحی می‌باشد که منجر به طراحی سیکل با بازده بالا و بازیافت حداکثری انرژی خواهد شد. شکل ۳-۴ شبکه مبدل طراحی شده را نشان می‌دهد.



شکل ۳-۴: شبکه مبدل طراحی شده در نرم افزار ASPEN ENERGY ANALYZER

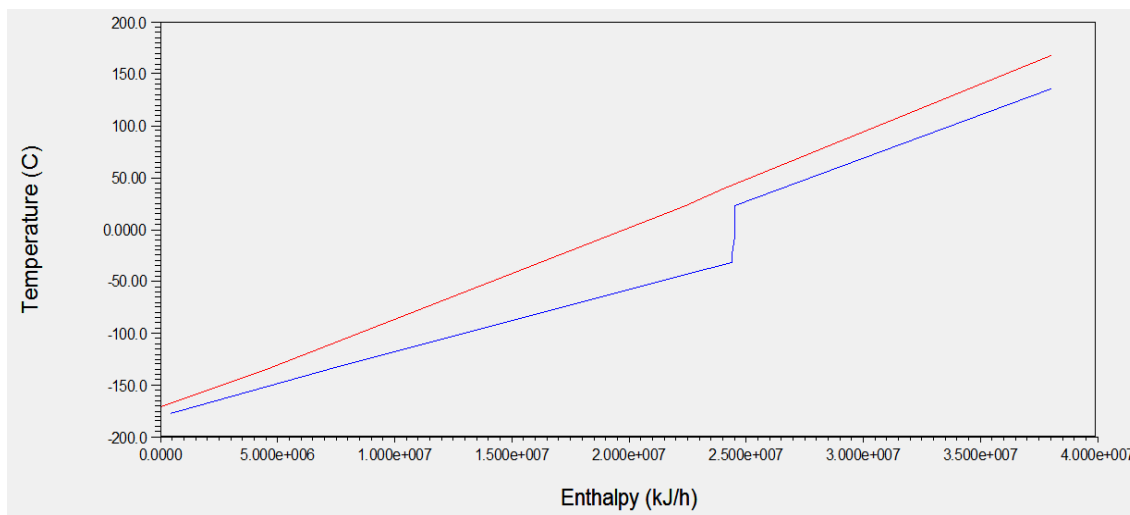
اکنون با داشتن شبکه مبدل، تغییرات لازم برای اصلاح شبکه مبدل سیکل بازیافت گازهای فلر در نرم افزار ASPEN PLUS انجام می شود. این تغییرات شامل استفاده از مبدل های حرارتی به جای هیترها و کولرها می باشد. سیکل نهایی برای بازیافت گازهای فلر و تولید LNG و NGL در شکل ۴-۴ نشان داده شده است.



شکل ۴-۴: سیکل بازیافت گازهای فلر و تولید LNG و NGL از آنها

## ۴-۲-۲- نمودار ترکیبی

با جمع آنتالپی‌های جریان‌های سرد و گرم در بازه دمایی آن‌ها به دست می‌آید. نمودار ترکیبی به دست آمده از نرم‌افزار را می‌توان در شکل ۴-۵ مشاهده نمود.

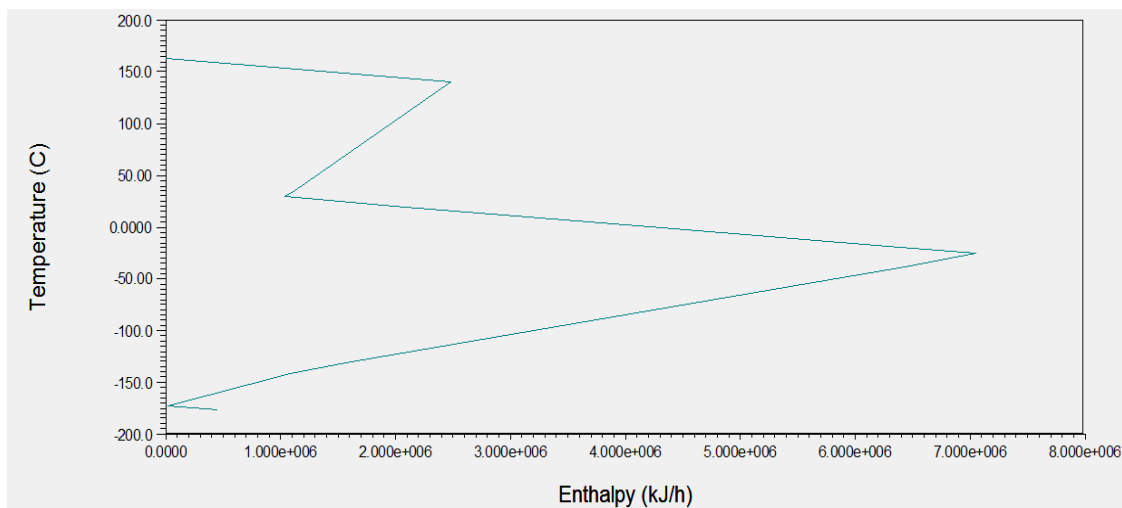


شکل ۴-۵: نمودار ترکیبی فرایند.

## ۴-۲-۳- نمودار ترکیبی جامع

یکی از نمودارهایی که در تحلیل پینچ بکار می‌رود نمودار ترکیبی کلی است. با استفاده از این نمودار می‌توان نقطه پینچ و منبع حرارت خارجی مناسب را تعیین کرد. منحنی ترکیبی مقدار انرژی موردنیاز فرایند را تعیین می‌کند و نمودار ترکیبی کلی، نوع بهینه آن را نشان می‌دهد.





شکل ۴-۶: نمودار ترکیبی جامع

#### ۴-۲-۴ - مسأله Threshold

در سیستم مورد بررسی مطابق آنچه در نمودار GCC مشاهده می‌گردد، تنها سرویس‌های جانبی سرد مورد نیاز است و شبکه اصلاحی اصولاً نیازی به انرژی گرمایشی ندارد لذا می‌توان نتیجه گرفت که مسئله مورد بررسی مسئله‌ای است که از بالا Threshold شده است و دیگر تابع قوانین پینچ نمی‌باشد. در چنین حالتی اگر برای افزایش میزان بازیافت انرژی با نزدیک نمودن منحنی‌های ترکیبی سرد و گرم به یکدیگر میزان  $\Delta T_{\min}$  را کاهش دهیم هیچ‌گونه تأثیر مثبتی مشاهده نمی‌گردد و میزان بازیافت حرارتی بدون هرگونه افزایشی ثابت می‌ماند. به همین دلیل دیگر بررسی  $\Delta T_{\min}$  بهینه و عبور حرارت از نقطه پینچ در این مسئله مفهومی نخواهد داشت.

#### ۴-۳- بررسی ترمودینامیکی تجهیزات فرایند بازیافت گازهای

##### فلر

فرایند بازیابی طراحی شده برای گازهای فلر دارای اجزای زیر می‌باشند.

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

#### ۴-۳-۱- کمپرسور:

کمپرسور به ماشینی اطلاق می‌شود که از آن برای افزایش فشار سیالات تراکم پذیر (گازها و بخارات) 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.

#### ۴-۳-۱- نیروی محرکه کمپرسورها

منظور به حرکت درآوردن کمپرسورهای موجود در مرحله تراکم، نیاز به گرداننده‌هایی می‌باشد که باید برحسب 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 می‌شده است. تلفات حرارتی بالا، از معایب اصلی این نوع گرداننده‌ها می‌باشد که منجر به بازدهی پایین واحد خواهد شد. طی سالیان اخیر، مهندسين به استفاده از گرداننده‌های الکتریکی روی آورده‌اند. مزایای اصلی این نوع موتورهای الکتریکی، بازدهی بالاتر نسبت به دیگر محرک‌ها و دسترسی سریع به دوره‌های موردنظر می‌باشد.

کمپرسورها از حالت ایزنتروپیک انحراف دارند و بازده ایزنتروپیک نیز باید لحاظ گردد. پس مقداری از مصرف انرژی صرف بازگشت‌ناپذیری‌ها می‌گردد. کار مصرفی توسط کمپرسور و همچنین مقدار حرارت تولید شده از ورودی تا خروجی کمپرسور، توسط روابط زیر محاسبه می‌شود:

$$W_{comp} = h_1 - h_2 \quad (۱-۴)$$

$$Q_{comp} = \dot{m} \times (h_{2,is} - h_1) - W_{comp} \quad (۲-۴)$$

## ۴-۳-۲- مبدل‌های حرارتی

مبدل‌های حرارتی تقریباً پرکاربردترین عضو در فرایندهای 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 خسته کننده 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. میزان جذب انرژی جریان‌های مبدل‌ها طبق رابطه‌های زیر به دست می‌آید:

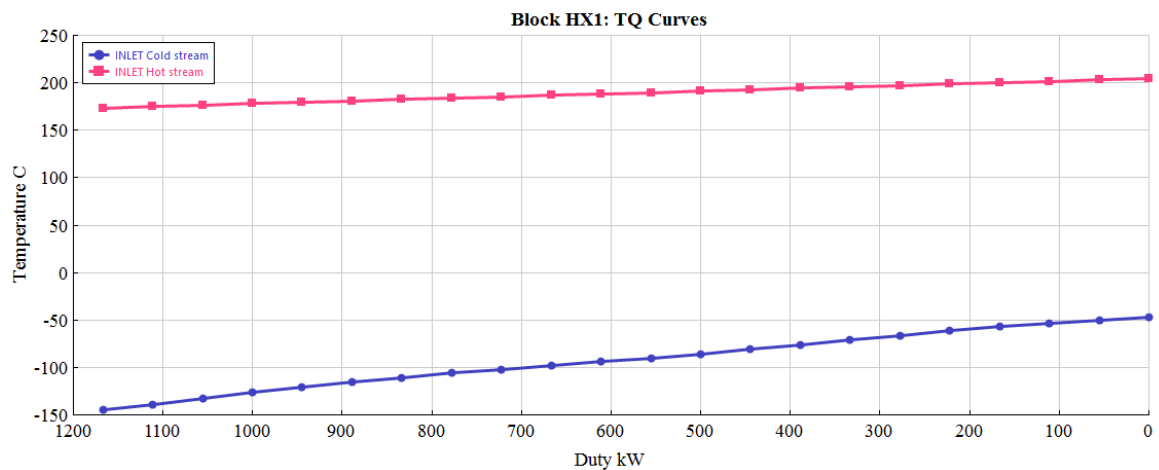
• مبدل HX1

$$\dot{W}_{HX1} = 0 \quad (3-4)$$

$$\dot{Q}_{2-3} = \dot{m} \times (h_3 - h_2) \quad (4-4)$$

$$\dot{Q}_{14-17} = \dot{m} \times (h_{17} - h_{14}) \quad (5-4)$$

نمودار ترکیبی مبدل HX1 را می‌توان در شکل ۷-۴ مشاهده نمود که منحنی‌های قرمز و آبی به ترتیب نمایانگر جریان‌های گرم و سرد هستند.



شکل ۷-۴: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX1

• مبدل HX2

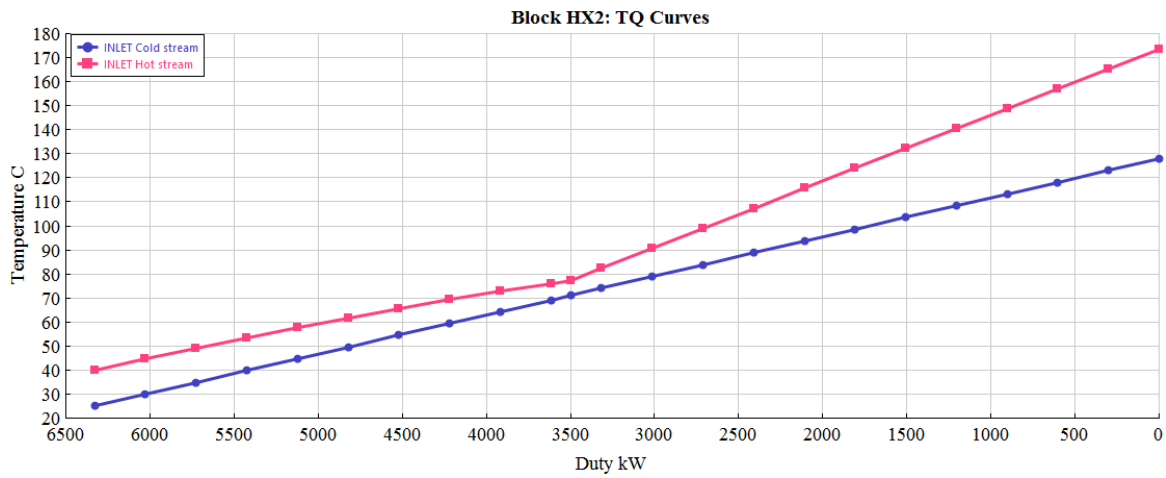
$$\dot{W}_{HX2} = 0 \quad (6-4)$$

$$\dot{Q}_{3-4} = \dot{m} \times (h_4 - h_3) \quad (7-4)$$

$$\dot{Q}_{AIR1-AIR2} = \dot{m}_{AIR1} \times (h_{AIR2} - h_{AIR1}) \quad (8-4)$$

نمودار ترکیبی مبدل HX2 را می‌توان در شکل ۸-۴ مشاهده نمود که منحنی‌های قرمز و آبی به

ترتیب نمایانگر جریان‌های گرم و سرد هستند.



شکل ۴-۸: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX2

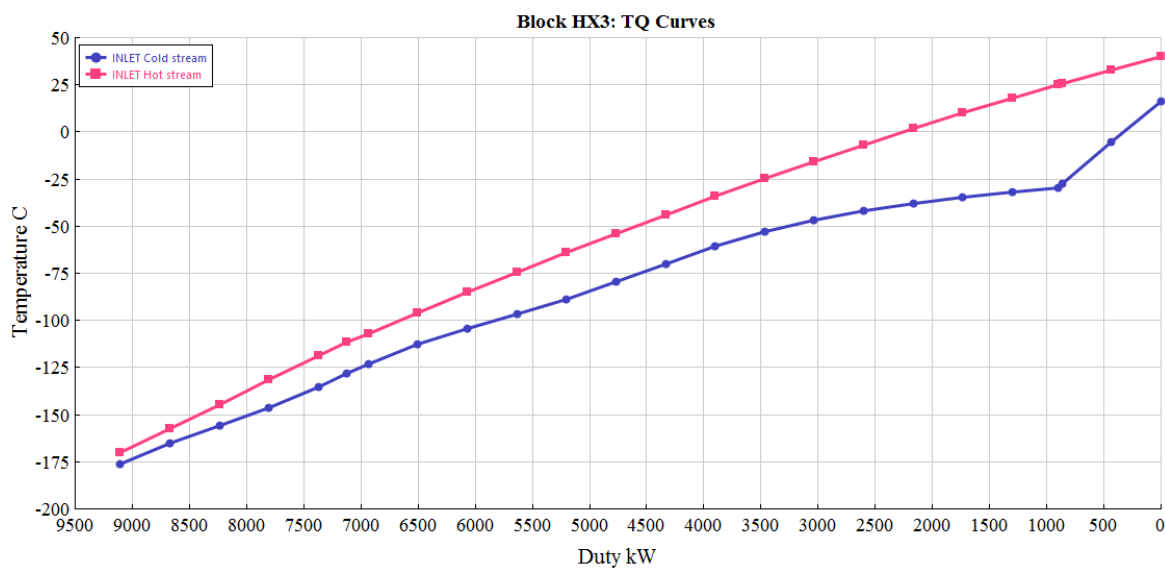
• مبدل HX3

$$\dot{W}_{HX3} = 0 \quad (۹-۴)$$

$$\dot{Q}_{4-7} = \dot{m} \times (h_7 - h_4) \quad (۱۰-۴)$$

$$\dot{Q}_{9-11} = \dot{m} \times (h_{11} - h_9) \quad (۱۱-۴)$$

نمودار ترکیبی مبدل HX3 را می‌توان در شکل ۴-۹ مشاهده نمود که منحنی‌های قرمز و آبی به ترتیب نمایانگر جریان‌های گرم و سرد هستند.



شکل ۹-۴: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX3

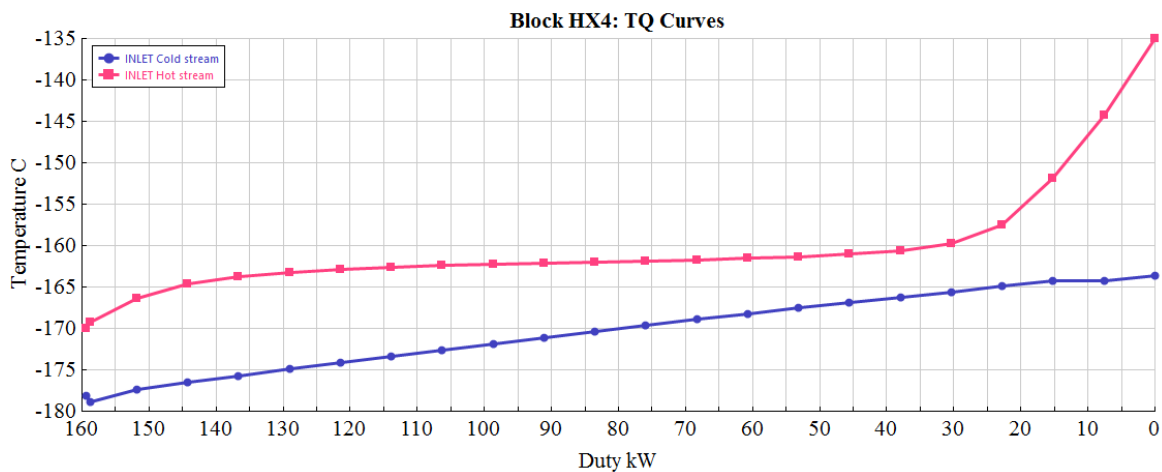
• مبدل HX4

$$\dot{W}_{HX4} = 0 \quad (12-4)$$

$$\dot{Q}_{10-12} = \dot{m}_{10} \times (h_{12} - h_{10}) \quad (13-4)$$

$$\dot{Q}_{13-LNG} = \dot{m}_{13} \times (h_{LNG} - h_{13}) \quad (14-4)$$

نمودار ترکیبی مبدل HX4 را می‌توان در شکل ۱۰-۴ مشاهده نمود که منحنی‌های قرمز و آبی به ترتیب نمایانگر جریان‌های گرم و سرد هستند.



شکل ۴-۱۰: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX4

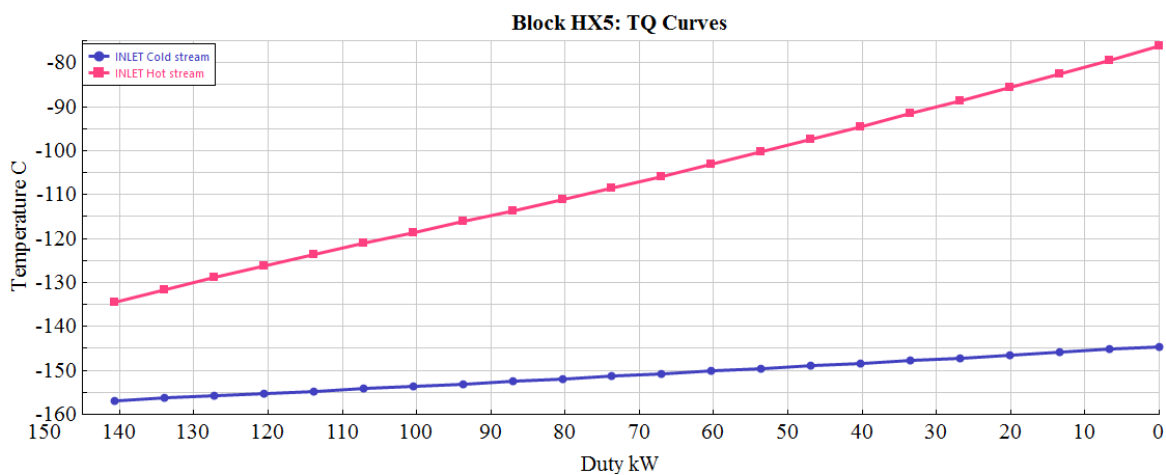
• مبدل HX5

$$\dot{W}_{HX5} = 0 \quad (۱۵-۴)$$

$$\dot{Q}_{F_4-F_5} = \dot{m}_{F_4} \times (h_{F_5} - h_{F_4}) \quad (۱۶-۴)$$

$$\dot{Q}_{12-14} = \dot{m}_{12} \times (h_{14} - h_{12}) \quad (۱۷-۴)$$

نمودار ترکیبی مبدل HX5 را می‌توان در شکل ۴-۱۱ مشاهده نمود که منحنی‌های قرمز و آبی به ترتیب نمایانگر جریان‌های گرم و سرد هستند.



شکل ۴-۱۱: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX5

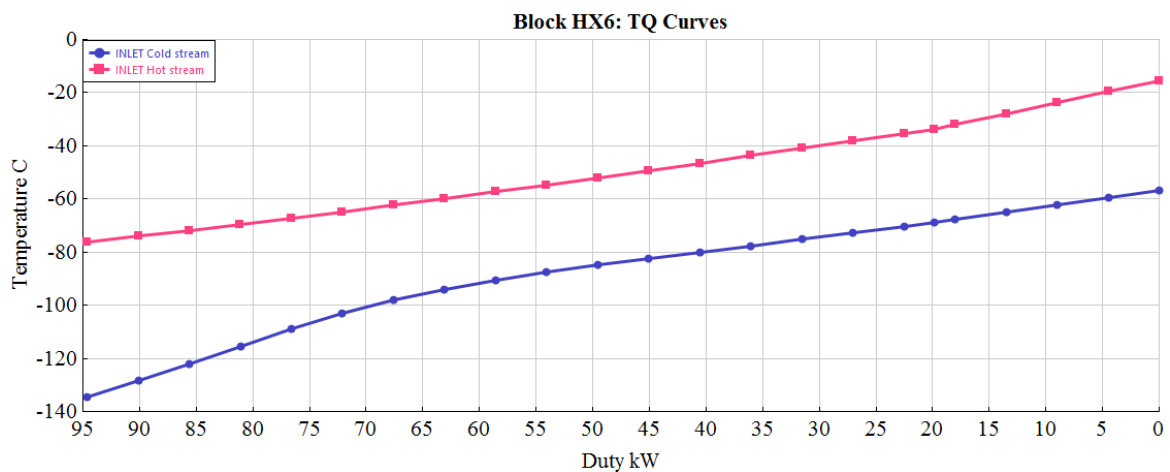
• مبدل HX6

$$\dot{W}_{HX6} = 0 \quad (18-4)$$

$$\dot{Q}_{19-20} = \dot{m}_{19} \times (h_{20} - h_{19}) \quad (19-4)$$

$$\dot{Q}_{F_3-F_4} = \dot{m}_{F_3} \times (h_{F_4} - h_{F_3}) \quad (20-4)$$

نمودار ترکیبی مبدل HX6 را می‌توان در شکل ۴-۱۲ مشاهده نمود که منحنی‌های قرمز و آبی به ترتیب نمایانگر جریان‌های گرم و سرد هستند.



شکل ۴-۱۲: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX6

• مبدل HX7

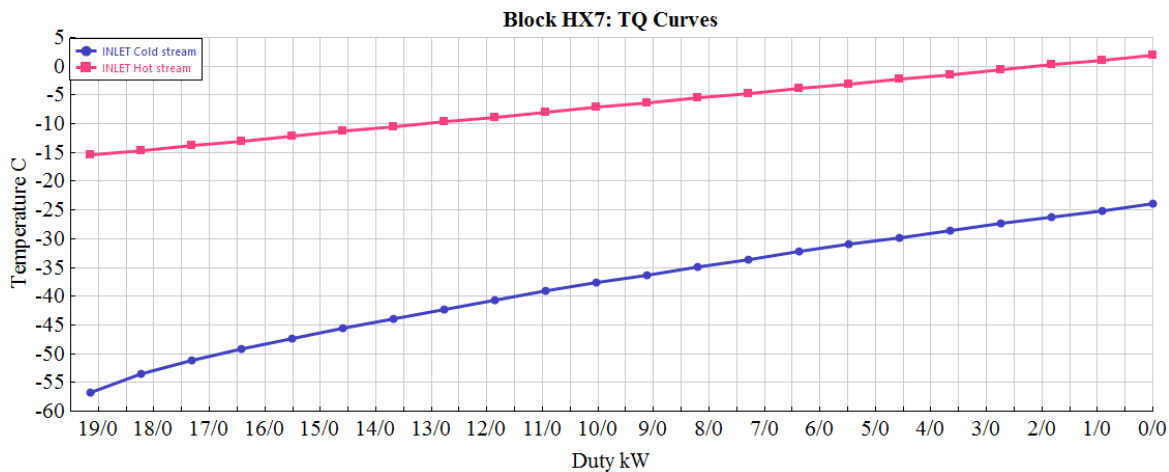
$$\dot{W}_{HX7} = 0 \quad (21-4)$$

$$\dot{Q}_{22-23} = \dot{m}_{22} \times (h_{23} - h_{22}) \quad (22-4)$$

$$\dot{Q}_{F_2-F_3} = \dot{m}_{F_2} \times (h_{F_3} - h_{F_2}) \quad (23-4)$$

نمودار ترکیبی مبدل HX7 را می‌توان در شکل ۴-۱۳ مشاهده نمود که منحنی‌های قرمز و آبی به ترتیب نمایانگر جریان‌های گرم و سرد هستند.





شکل ۴-۱۳: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX7

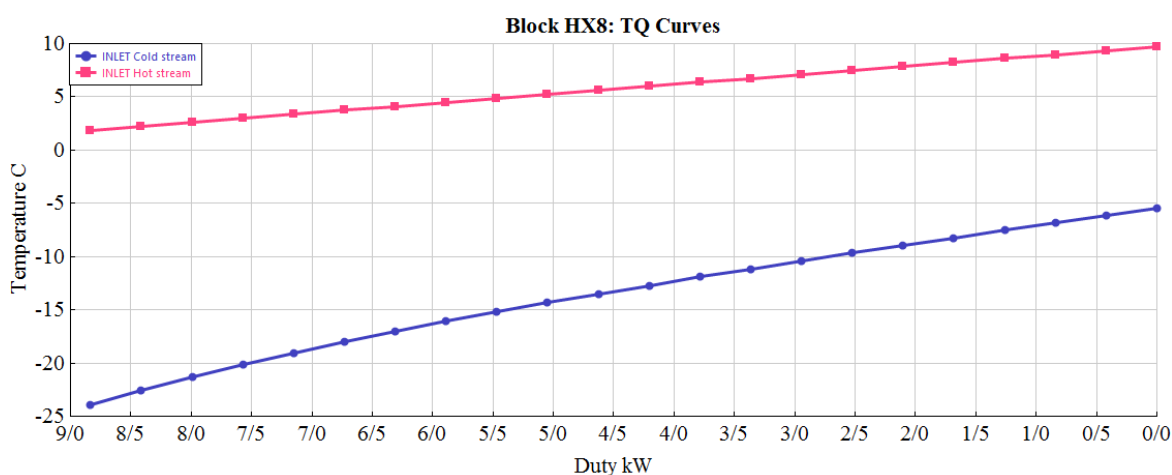
• مبدل HX8

$$\dot{W}_{HX8} = 0 \quad (۲۴-۴)$$

$$\dot{Q}_{25-26} = \dot{m}_{25} \times (h_{26} - h_{25}) \quad (۲۵-۴)$$

$$\dot{Q}_{F_1-F_2} = \dot{m}_{F_1} \times (h_{F_2} - h_{F_1}) \quad (۲۶-۴)$$

نمودار ترکیبی مبدل HX8 را می‌توان در شکل ۴-۱۴ مشاهده نمود که منحنی‌های قرمز و آبی به ترتیب نمایانگر جریان‌های گرم و سرد هستند.



شکل ۴-۱۴: منحنی‌های سرد و گرم برای مبدل HX8

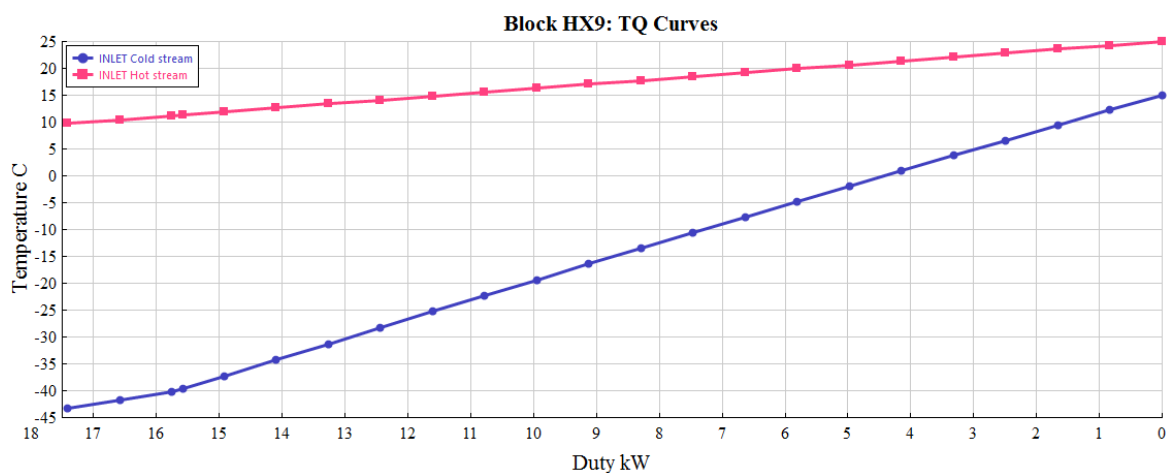
• مبذل HX9

$$\dot{W}_{HX9} = 0 \quad (27-4)$$

$$\dot{Q}_{28-29} = \dot{m}_{28} \times (h_{29} - h_{28}) \quad (28-4)$$

$$\dot{Q}_{FEED-F_1} = \dot{m}_{FEED} \times (h_{F_1} - h_{FEED}) \quad (29-4)$$

نمودار ترکیبی مبذل HX9 را می‌توان در شکل ۴-۱۵ مشاهده نمود که منحنی‌های قرمز و آبی به ترتیب نمایانگر جریان‌های گرم و سرد هستند.



شکل ۴-۱۵: منحنی‌های سرد و گرم برای مبذل HX9

### ۴-۳-۳- شیر اختناق

قسمت سوم سیستم تبرید بعد از کندانسور، می‌باشد. کار شیر انبساط در حقیقت کنترل ماده سرمازا می‌باشد. و این وسیله فشار زیاد مایع خروجی از کندانسور را تقلیل داده و مناسب عملکرد اواپراتور می‌سازد. مقدار انتقال حرارت در این تجهیز صفر در نظر گرفته شده است. روابط حاکم بر آن به صورت زیر می‌باشند:

$$\dot{Q}_{vlv} = 0 \quad (30-4)$$

$$\dot{W}_{7-8} = \dot{m} \times (h_8 - h_7) = 0 \quad (31-4)$$

### ۴-۳-۴- 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:

#### • مخلوط کننده MIXER1

$$\dot{W}_{mixer1} = 0 \quad (۳۲-۴)$$

$$\dot{Q}_{mixer1} = 0 \quad (۳۳-۴)$$

$$\dot{m}_{11}h_{11} + \dot{m}_{17}h_{17} = \dot{m}_1h_1 \quad (۳۴-۴)$$

#### • مخلوط کننده MIXER2

$$\dot{W}_{mixer2} = 0 \quad (۳۵-۴)$$

$$\dot{Q}_{mixer2} = 0 \quad (۳۶-۴)$$

$$\dot{m}_{21}h_{21} + \dot{m}_{24}h_{24} + \dot{m}_{27}h_{27} = \dot{m}_{28}h_{28} \quad (۳۷-۴)$$

#### • مخلوط کننده MIXER3

$$\dot{W}_{mixer3} = 0 \quad (۳۸-۴)$$

$$\dot{Q}_{mixer1} = 0 \quad (۳۹-۴)$$

$$\dot{m}_{NG}h_{NG} + \dot{m}_{FLARE}h_{FLARE} = \dot{m}_{FEED}h_{FEED} \quad (۴۰-۴)$$

### ۴-۳-۵- تقسیم کننده جریان

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

$$\dot{W}_{splitter} = 0 \quad (۴۱-۴)$$

$$\dot{Q}_{splitter} = 0 \quad (42-4)$$

$$\dot{m}_8 h_8 = \dot{m}_9 h_9 + \dot{m}_{10} h_{10} \quad (43-4)$$

### ۴-۳-۶- 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 برای هرکدام از آنها می‌توان به صورت زیر نوشت:

#### • جداکننده SEP1

$$\dot{W}_{SEP1} = 0 \quad (44-4)$$

$$\dot{Q}_{SEP1} = 0 \quad (45-4)$$

$$\dot{m}_{F5} h_{F5} = \dot{m}_{19} h_{19} + \dot{m}_{13} h_{13} \quad (46-4)$$

#### • جداکننده SEP2

$$\dot{W}_{SEP2} = 0 \quad (47-4)$$

$$\dot{Q}_{SEP2} = 0 \quad (48-4)$$

$$\dot{m}_{20} h_{20} = \dot{m}_{21} h_{21} + \dot{m}_{22} h_{22} \quad (49-4)$$

#### • جداکننده SEP3

$$\dot{W}_{SEP3} = 0 \quad (50-4)$$

$$\dot{Q}_{SEP3} = 0 \quad (51-4)$$

$$\dot{m}_{23}h_{23} = \dot{m}_{24}h_{24} + \dot{m}_{25}h_{25} \quad (52-4)$$

• جداکننده SEP4

$$\dot{W}_{SEP4} = 0 \quad (53-4)$$

$$\dot{Q}_{SEP4} = 0 \quad (54-4)$$

$$\dot{m}_{26}h_{26} = \dot{m}_{27}h_{27} + \dot{m}_{NGL}h_{NGL} \quad (55-4)$$

## ۴-۴- نتایج بهینه‌سازی

از جمله مواردی که می‌تواند بر کار کمپرسور اثر نماید را می‌توان میزان دبی سیال عامل، تغییر فشار در کمپرسور و درصد مولی ترکیبات مبرد نام برد. به همین منظور این متغیرها برای بهینه‌سازی انتخاب شدند که رنج آنها در جدول ۳-۴ قابل مشاهده است. نتایج حاصل از بهینه‌سازی را می‌توان در جدول ۴-۴ مشاهده نمود. همان‌طور که گفته شد تابع هدف بهینه‌سازی، حداقل سازی کار کمپرسور می‌باشد.

جدول ۴-۳: رنج متغیرهای تصمیم‌گیری در بهینه‌سازی

متغیر	حد بالا	حد پایین
درصد مولی متان در مبرد (/.)	۱	۰
درصد مولی اتان در مبرد (/.)	۱	۰
درصد مولی نرمال بوتان در مبرد (/.)	۱	۰
درصد مولی نیتروژن در مبرد (/.)	۱	۰
دبی مبرد (kg/h)	۵۵۰۰۰	۰
میزان فشار بعد از کمپرسور (bar)	۴۸	۰
میزان فشار بعد از شیر اختناق (bar)	۴۸	۰

جدول ۴-۴: مقایسه نتایج قبل از بهینه‌سازی و بعد از بهینه‌سازی

وضعیت	کار کمپرسور (kw)	دبی مبرد (kg/h)	بازه فشاری (bar)
قبل از بهینه‌سازی	۶۵۲۹/۷۹	۵۵۰۰۰	۴۸-۱
بعد از بهینه‌سازی	۳۳۵۷/۲۹	۳۶۱۹۶	۳۸/۸۱-۱/۱۹

اما قسمت اصلی نتایج این بهینه‌سازی، مربوط به درصد مولی ترکیبات مبرد می‌باشد. در این فرایند از متان، اتان، نرمال بوتان و نیتروژن به‌عنوان سیال عامل سیکل استفاده شده است. نتایج حاصل از بهینه‌سازی این ترکیبات را می‌توان در جدول ۴-۵ و نمودار شکل ۴-۱۶ مشاهده نمود.

جدول ۴-۵: مقایسه درصد مولی اجزای مبرد قبل و بعد از بهینه‌سازی

وضعیت	متان (%)	اتان (%)	نرمال بوتان (%)	نیتروژن (%)
قبل از بهینه‌سازی	۰/۲۶	۰/۲۸	۰/۲۶	۰/۲
بعد از بهینه‌سازی	۰/۲۸۸۵	۰/۲۵۷۲	۰/۲۸۹۲	۰/۱۵۴



شکل ۴-۱۶: مقایسه درصد مولی مبرد مخلوط قبل و بعد از بهینه‌سازی

#### ۴-۴-۱- مقایسه و اعتبارسنجی نتایج بهینه‌سازی با تحقیقات پیشین

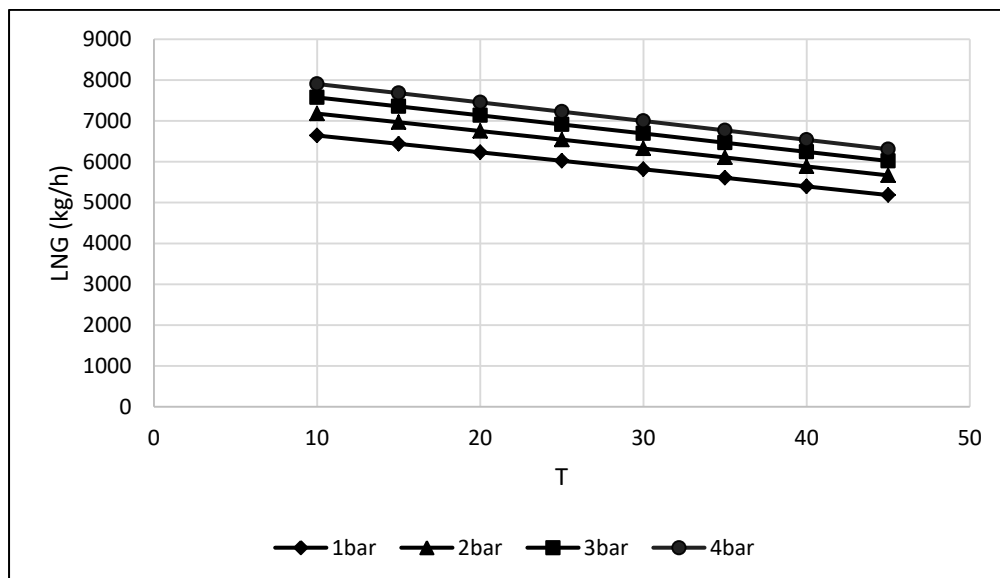
در این بخش به مقایسه نتایج بهینه‌سازی با تحقیقات پیشین پرداخته می‌شود. این مقایسه مربوط به ترکیب بهینه مبرد است که می‌توان از آن برای اعتبار سنجی استفاده نمود. هرچند فشار و ترکیب خوراک سیکل بر ترکیب مبرد اثرگذار است، اما شباهت‌هایی نیز در این ترکیبات وجود دارد که برای اعتبار سنجی مناسب می‌باشد. این مقایسه در نشان داده شده است.

تحقیق حاضر	Hatcher et al [62]	Jensen and Skogestad [61]	Nogal et al [60]	Lee et al [59]	Aspelund et al [58]	تحقیقات پیشین ترکیب مبرد
۱۵/۵	۷/۳	۸/۲	۱۰/۱	۱۱	۱۰/۵	نیتروژن (%)
۲۸/۸	۳۶/۱	۳۱/۹	۲۷/۱	۲۷/۳	۲۶/۹	متان (%)
۲۵/۷	۴۸/۸	۳۵/۲	۳۷/۲	۳۵/۶	۳۷/۶	اتان (%)
۰	۰	۰	۰/۳	۵/۲	۲/۳	پروپان (%)
۲۸/۹	۷/۷	۲۴/۷	۲۵/۳	۲۰/۹	۲۲/۷	نرمال بوتان (%)

#### ۴-۵- تحلیل حساسیت سیکل پریکو

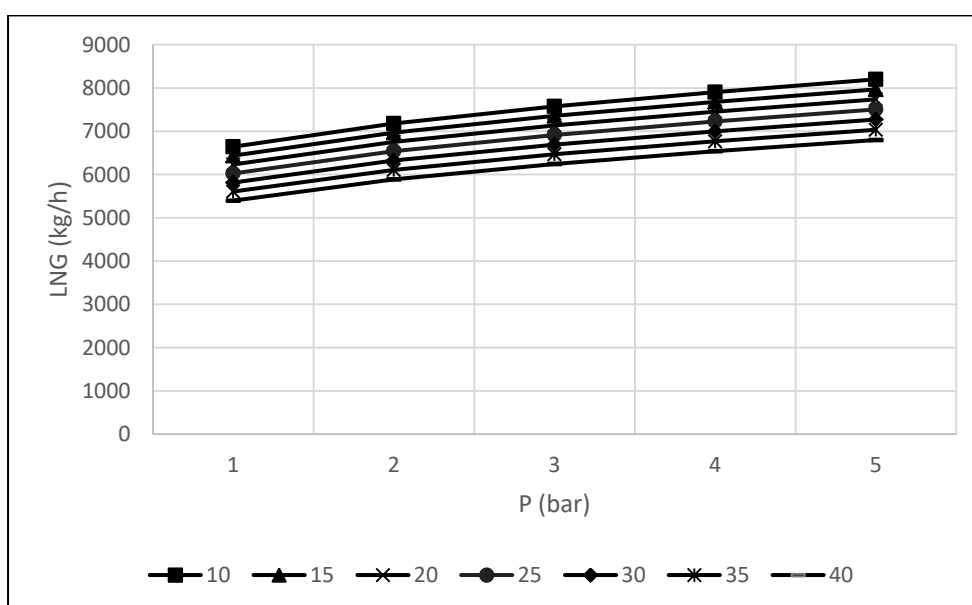
ابتدا سیکل پریکو موردنظر در نرم افزار اسپن پلاس شبیه سازی شده و سپس در سیکل بازیافت از آن استفاده گردید. حال به بررسی و تحلیل سیکل پریکو پرداخته می شود. تأثیر دمای گاز ورودی بر میزان تولید LNG را می توان در شکل ۴-۱۷ مشاهده کرد.





شکل ۴-۱۷: تأثیر دمای گاز ورودی بر تولید گاز مایع

همان‌طور که در شکل ۴-۱۷ مشخص است، هر چه دمای گاز ورودی افزایش یابد، مقدار تولید گاز مایع کم می‌گردد. در حقیقت با افزایش دمای ورودی، دمای خروجی از مبدل حرارتی افزایش می‌یابد. در دمای بالاتر درصد کمتری از گاز به مایع تبدیل می‌شود. همچنین تأثیر فشار گاز ورودی بر تولید محصولات بررسی شد که نتایج آن در شکل ۴-۱۸ آمده است.

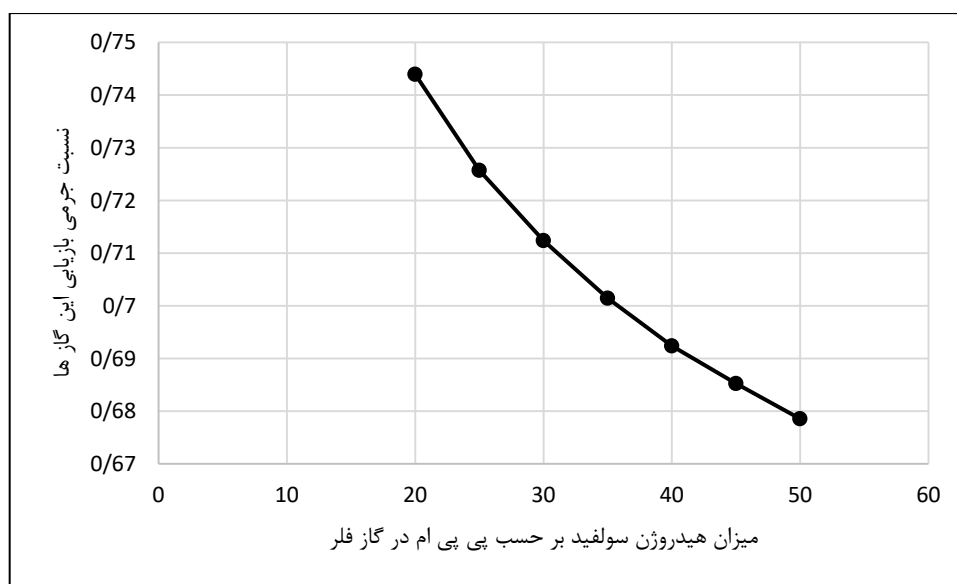


شکل ۴-۱۸: تأثیر فشار ورودی بر تولید گاز مایع

بالا رفتن فشار گاز ورودی، تولید گاز مایع را در سیکل پریکو افزایش می‌دهد. نتایج نشان می‌دهد که افزایش فشار نرخ انتقال حرارت در مبدل حرارتی را بالا برده و باعث می‌شود که دماهای خروجی از مبدل حرارتی کمتر شود و درصد تولید گاز مایع افزایش یابد. اگر در نمودار شکل ۴-۱۸ به موازات محور فشار خطی رسم شود، تمامی نقاط روی این خط دارای مقدار یکسان تولید گاز مایع می‌باشند. این خط از چند نمودار خواهد گذشت یعنی منحنی‌ها با دماهای ورودی مختلف در فشارهای متفاوت، می‌توانند به یک اندازه گاز مایع تولید کنند. به‌طور مثال در فصل گرم سال که دمای ورودی گاز افزایش می‌یابد می‌توان با افزایش فشار گاز ورودی مقدار تولید گاز مایع را افزایش داد.

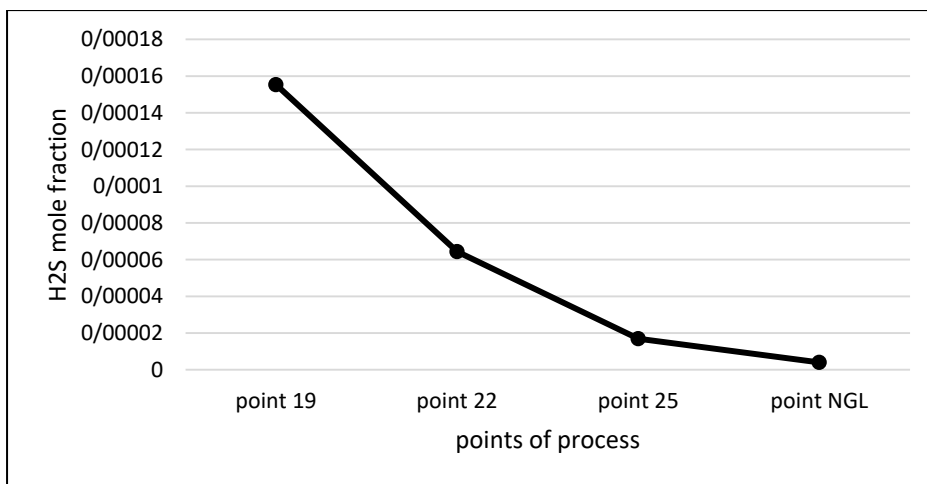
## ۴-۶- تحلیل حساسیت سیکل بازیافت گازهای فلر

سیکل بازیافت گاز فلر طراحی شده بر اساس میزان  $H_2S$  گاز ورودی طراحی شده است. پس با تغییر میزان درصد مولی گاز فلر، مقادیر محصولات نیز دچار تغییرات می‌گردد. این تغییرات در نمودار شکل ۴-۱۹ نمایش داده شده است. در این نمودار محور عمودی نشان دهنده نسبت جرمی میزان بازیافت محصولات به میزان جرم گاز ورودی می‌باشد. محور افقی نمایانگر پی پی ام هیدروژن سولفید است.



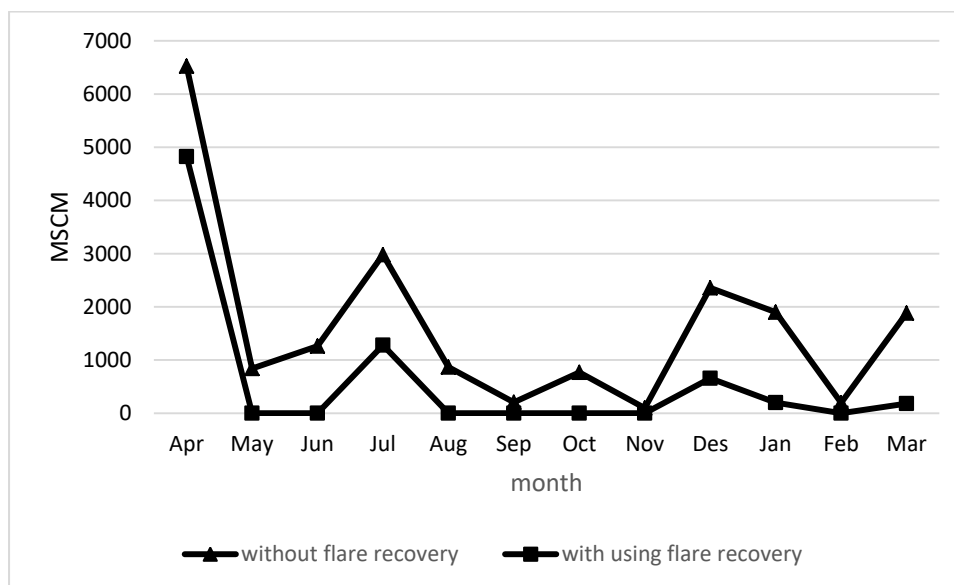
شکل ۴-۱۹: تغییرات میزان تولید LNG و NGL با تغییر هیدروژن سولفید در خوراک

جریان ۱۹ در سیکل بازیافت گازهای فلر که به صورت مایع است، طی چند مرحله گرم شده و مقداری از آن بخار می‌شود. در هر مرحله درصد مولی هیدروژن سولفید کاسته می‌شود. نمودار شکل ۴-۲۰ این تغییرات را نشان می‌دهد.



شکل ۴-۲۰: میزان تغییرات هیدروژن سولفید از نقطه ۱۹ تا NGL

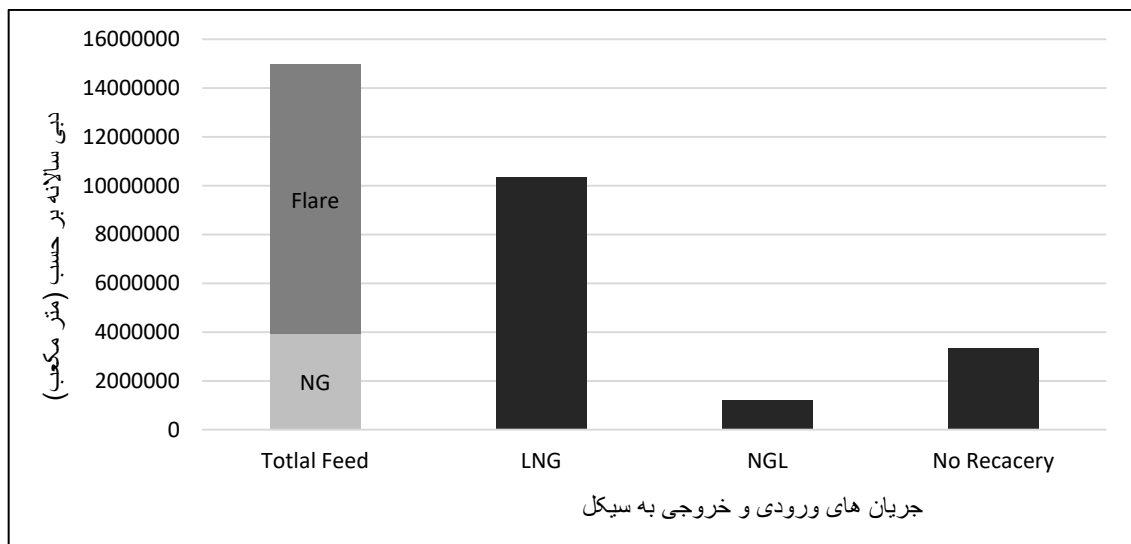
در پایان میزان فلرینگ ماهیانه در صورت استفاده از سیکل بازیافت گازهای فلر و حالت بدون استفاده از گازهای فلر مقایسه شده است. این نمودار را می‌توان در شکل ۴-۲۱ مشاهده نمود.



شکل ۴-۲۱: مقایسه میزان فلرینگ در صورت استفاده و عدم استفاده از سیکل بازیافت گازهای فلر

## ۴-۷- نتایج محصولات به دست آمده

حال به بررسی نتایج به دست آمده پرداخته می‌شود. تولیدات این سیکل شامل NLG و NGL می‌باشد که در مقادیر سالانه به دست آمده، نشان داده شده است. به دلیل اینکه محصولات نهایی به صورت مایع می‌باشند، تمامی مقادیر برحسب کیلوگرم است.



شکل ۴-۲۲: میزان خوراک ورودی به سیکل و خروجی‌های فرایند

مقادیر میزان محصولات به دست آمده در سال نیز در جدول ۴-۶ نشان داده شده:

جدول ۴-۶: میزان محصولات به دست آمده در سال

NG	Flare Recovery	NGL	LNG
۳۹۲۲۵۰۶	۱۱۰۳۴۷۸۸	۱۲۳۰۷۷۶	۱۰۳۶۶۶۵۱ (kg/year) میزان

ترکیبات محصولات به دست آمده نیز در جدول ۴-۷ قابل مشاهده است. یکی از پارامترهایی که هم در طراحی و هم در شبیه‌سازی فرایند نقش کلیدی را ایفا کرد، میزان  $H_2S$  در محصولات است.

درواقع هدف اصلی این فرایند نیز جداسازی هیدروژن سولفید از گاز فلر می باشد.

جدول ۴-۷: درصد مولی ترکیبات محصولات فرایند

اجزا	LNG	NGL
نیتروژن	۲/۹	۰
دی اکسید کربن	۰	۰
هیدروژن سولفید	۰/۰۰۰۰۰۴	۰/۰۰۰۰۰۳۹
متان	۹۵	۰
اتان	۱/۶	۰/۵
پروپان	۰	۱۱/۵
ایزو بوتان	۰	۱۲/۸
نرمال بوتان	۰	۲۵
ایزو پنتان	۰	۱۷/۴
نرمال پنتان	۰	۱۳/۱
هگزان	۰	۱۹/۶

دما و فشار محصولات نیز در جدول ۴-۸ نشان داده شده است:

جدول ۴-۸: مشخصات محصولات فرایند.

مشخصه	LNG	NGL
دما ( $^{\circ}C$ )	-۱۷۰	-۵/۴۸
فشار (bar)	۱	۱

## ۴-۸- تحلیل اقتصادی

توجیه هر پروژه سرمایه‌گذاری با انجام یک ارزیابی مالی، دارای اهمیت است. در این بخش، روش تحلیل و ارزیابی اقتصادی در نظر گرفته شده جهت آنالیز اقتصادی سرمایه‌گذاری در سیستم بازیابی گازهای ارسالی به فلر و روابط موردنیاز جهت محاسبه پارامترهای تصمیم‌گیری ارائه شده است. هزینه سرمایه‌گذاری بر روی فرایند بازیابی گازهای فلر و تولید میعانات گازی از آنها، به‌عنوان فاکتور کلیدی اقتصادی شناخته شده است.

### ۴-۸-۱- ارزیابی اقتصادی فرایند بازیابی گازهای فلر

با توجه به سیستم مطلوب طراحی شده جهت بازیابی گازهای همراه پالایشگاه فجر جم، مبنای محاسبات اقتصادی، مقایسه قیمت تمام شده محصولات و هزینه‌های لازم می‌باشد. در ادامه به بررسی و محاسبه هزینه‌های سرمایه‌گذاری پرداخته می‌شود. برای تخمین هزینه‌های سرمایه‌گذاری از روش‌های مختلفی می‌توان استفاده کرد. انتخاب هر روش به مقدار اطلاعات موجود و دقت موردنیاز بستگی دارد. در این تحقیق، از روش درصد قیمت تجهیزات تحویل داده شده استفاده می‌شود. این روش برای تخمین سرمایه‌گذاری کل یا ثابت لازم به کار می‌رود و نیاز به تعیین قیمت تجهیزات مورد استفاده دارد. سایر موارد موجود در کل هزینه مستقیم واحد نیز به‌صورت درصدی از این هزینه تخمین زده می‌شوند.

در محاسبات ارزیابی اقتصادی مدل، به‌منظور برآورد زمان بازگشت سرمایه‌گذاری فرایند شبیه‌سازی شده، فرضیات ارائه شده در جدول ۴-۹ در نظر گرفته می‌شود.

جدول ۴-۹: فرضیات در نظر گرفته شده در تحلیل اقتصادی

میزان	عنوان	
۰	نرخ مالیات (%)	۱
۱۲	نرخ بهره (%)	۲
۴۱۰۰۰	نرخ دلار (ریال)	۳
۲۶۵۰	بهای هر مترمکعب گاز طبیعی (ریال)	۴
۸	نرخ افزایش قیمت هر مترمکعب گاز طبیعی (%)	۵
۹	بهای LNG (Dollar/MMBtu)	۶
۷/۵	بهای NGL (Dollar/MMBtu)	۷
۳	نرخ افزایش قیمت LNG (%)	۸
۳	نرخ افزایش قیمت NGL (%)	۹
۷۰۰	بهای برق (کیلو وات ساعت/ریال)	۱۰
۸	نرخ افزایش هر کیلو وات ساعت برق (%)	۱۱
۷۹۹۲	کارکرد سالانه واحد (ساعت)	۱۲
۲۰	طول عمر مفید سیستم (سال)	۱۳

#### ۴-۸-۱-۱- هزینه‌های سرمایه‌گذاری

سرمایه‌گذاری لازم برای احداث هر واحد شامل هزینه‌های سرمایه‌گذاری مستقیم و غیرمستقیم می‌باشد. فاکتورهای نسبی برای تخمین موارد سرمایه‌گذاری مستقیم بر اساس قیمت تجهیزات مربوط

به واحد فرایند سیال در جدول ۴-۱۰ نشان داده شده است [۶۳].

جدول ۴-۱۰: درصد هزینه‌های مستقیم در سرمایه‌گذاری در واحدهای صنعتی

عنوان	میزان (%)
هزینه خرید تجهیزات	۳۰
نصب تجهیزات خریداری شده	۱۰
ابزار دقیق و کنترل	۶
لوله‌کشی	۱۲
برق	۳
ساختمان‌ها	۸
محوطه‌سازی	۲
امکانات خدماتی	۸

هزینه‌های غیرمستقیم نیز شامل هزینه‌های مربوط به انواع خدمات مهندسی و طراحی و توسعه می‌باشد که ۲ تا ۱۱ درصد کل ارزش سرمایه‌گذاری را شامل می‌شوند. در

جدول ۴-۱۱ مقادیر مربوط به هزینه‌های غیرمستقیم نسبت به هزینه‌های تجهیزات واحد صنعتی موجود می‌باشد.

جدول ۴-۱۱: درصد هزینه‌های غیرمستقیم در سرمایه‌گذاری در واحدهای صنعتی

عنوان	میزان (%)
مهندسی و نظارت	۱۰



۹	هزینه‌های ساختمانی
۳	هزینه‌های قانونی
۸	هزینه‌های احتمالی

همچنین هزینه‌های جاری که شامل مصرف برق کمپرسور و مصرف گاز طبیعی می‌باشد در جدول ۱۲-۴ محاسبه شده است:

جدول ۱۲-۴: محاسبه هزینه‌های جاری سالانه

عنوان	برق	گاز طبیعی
میزان مصرف سالانه	۲۶۳۷۳۶۰۰ (kwh)	۵۵۰۰۰۰۰ (SCM)
قیمت سالانه (\$)	۴۵۰۲۸۰	۳۵۵۴۸۷
کل هزینه‌های جاری (\$)	۸۰۵۷۶۷	

هزینه تعمیر و نگهداری نیز جز هزینه‌های سالانه است و باید در محاسبات گنجانده شود. این میزان ۷ درصد هزینه خرید تجهیزات در نظر گرفته شده است.

#### ۴-۱-۲- محاسبه قیمت تمام‌شده تجهیزات

با توجه به روابط گفته‌شده در بخش ۴-۸، قیمت هر تجهیز محاسبه گردید. نتیجه این محاسبات در جدول ۱۳-۴ نشان داده شده است.

جدول ۱۳-۴: قیمت تمام شده تجهیزات

کمپرسور	شبکه مبدل	جداکننده‌های دوفازی	کل
۸۱۲۴۴۷	۶۱۸۹۷۶	۵۸۴۰۰	۱۴۸۹۸۲۳
قیمت (\$) (\$)			

#### ۴-۸-۱-۳ - محاسبه قیمت محصولات

میزان درآمد حاصل از تولید محصولات که شامل LNG و NGL می‌باشد با توجه به فرضیات در

جدول ۴-۱۴ محاسبه شده است. قیمت‌ها بر اساس نرخ‌های بین‌المللی که برای تولید LNG و NGL ارائه می‌شوند، به دست می‌آیند.

جدول ۴-۱۴: محاسبه قیمت محصولات

NGL	LNG	عنوان
۰/۰۱۹۴۴	۰/۰۲۰۱	ارزش حرارتی خالص (MMBtu/lb)
۳۴۵۹۱۱۰	۲۴۸۵۵۸۰۰	میزان تولید در سال (lb/year)
۷.۵	۹	بهای محصولات (\$/MMBtu)
۵۰۴۵۶۶	۴۵۰۶۷۶۲	درآمد حاصل (\$/year)
۵۰۱۱۲۹۲		درآمد کل (\$)

#### ۴-۸-۲ - نتایج محاسبات ارزیابی سرمایه‌گذاری

با توجه به قیمت خرید تجهیزات، نصب تأسیسات و ایجاد تغییرات موردنیاز جهت بازیابی گازهای فلر پالایشگاه فجر جم، هزینه‌های سرمایه‌گذاری، هزینه‌های تولید و درآمد حاصل از محصولات محاسبه گردید. جدول ۴-۱۵ هزینه‌های سرمایه‌گذاری مستقیم و غیرمستقیم را برای سیستم بازیافت گازهای فلر ارائه می‌کند.

جدول ۴-۱۵: هزینه‌های سرمایه‌گذاری فرایند بازیابی گازهای فلر

عنوان	پیش‌بینی درصد از هزینه کل	هزینه (\$)	درصد واقعی از هزینه کل
هزینه خرید	۳۰	۱۴۸۹۸۲۳	۲۷/۵۲
نصب تجهیزات	۱۰	۴۹۶۶۰۸	۹/۱۷
ابزار دقیق و کنترل	۶	۲۹۷۹۶۵	۵/۵
لوله‌کشی	۱۲	۵۹۵۹۲۹	۱۱
برق	۳	۱۴۸۹۸۲	۲/۷۵
ساختمان‌ها	۸	۳۹۷۲۸۶	۷/۳۳
محوطه‌سازی	۲	۹۱۳۲۲	۱/۸۳
امکانات خدماتی	۸	۳۹۷۲۸۶	۷/۳۳
مهندسی و نظارت	۱۰	۴۹۶۶۰۸	۹/۱۷
هزینه‌های ساختمانی	۹	۴۴۶۹۴۶	۸/۲۵
هزینه‌های قانونی	۳	۱۴۸۹۸۲	۲/۷۵
هزینه‌های احتمالی	۸	۳۹۷۲۸۶	۷/۳۳
کل	-	۵۴۱۳۰۲۴	۱۰۰

حال با داشتن هزینه‌های ثابت و جاری می‌توان به تجزیه و تحلیل اطلاعات پرداخت. برای محاسبه زمان برگشت سرمایه‌گذاری از روش ارزش حال خالص<sup>۱</sup> استفاده می‌گردد. این عمل با معادل‌سازی هر جریان نقدینگی آتی با ارزش حال امروز، انجام می‌پذیرد. به عبارتی تعیین ارزش حال هر جریان نقدینگی آتی است. معمولاً برای محاسبه ارزش حال، یک فاکتور تنزیل<sup>۲</sup> بکار گرفته می‌شود. این فاکتور از معادله (۴-۵۶) به دست می‌آید [۶۴]:

$$DF = \left(1 + \frac{IR}{100}\right)^{-n} \quad (۴-۵۶)$$

که IR نرخ بهره و n سال زمانی است.

در ادامه با در نظر گرفتن فرضیات گفته شده در ابتدای بخش، به محاسبه بازگشت سرمایه پرداخت می‌شود. این محاسبات با سه نرخ تنزیل ۱۲٪، ۱۴٪ و ۱۶٪ محاسبه شده و باهم مقایسه می‌گردند. ابتدا نتایج محاسبه درآمد و هزینه‌های سالانه در جدول ۴-۱۶ نشان داده شده سپس با استفاده از آن‌ها، به محاسبه ارزش حال خالص برای سه نرخ تنزیل ۱۲٪، ۱۴٪ و ۱۶٪ پرداخته می‌شود. جدول ۴-۱۷ نتایج حاصل از محاسبه ارزش حال خالص را نشان می‌دهد.

---

<sup>۱</sup> . Net Present Value

<sup>۲</sup> . Discount Factor

جدول ۴-۱۶: نتایج حاصل از محاسبه درآمد و هزینه‌های سالانه

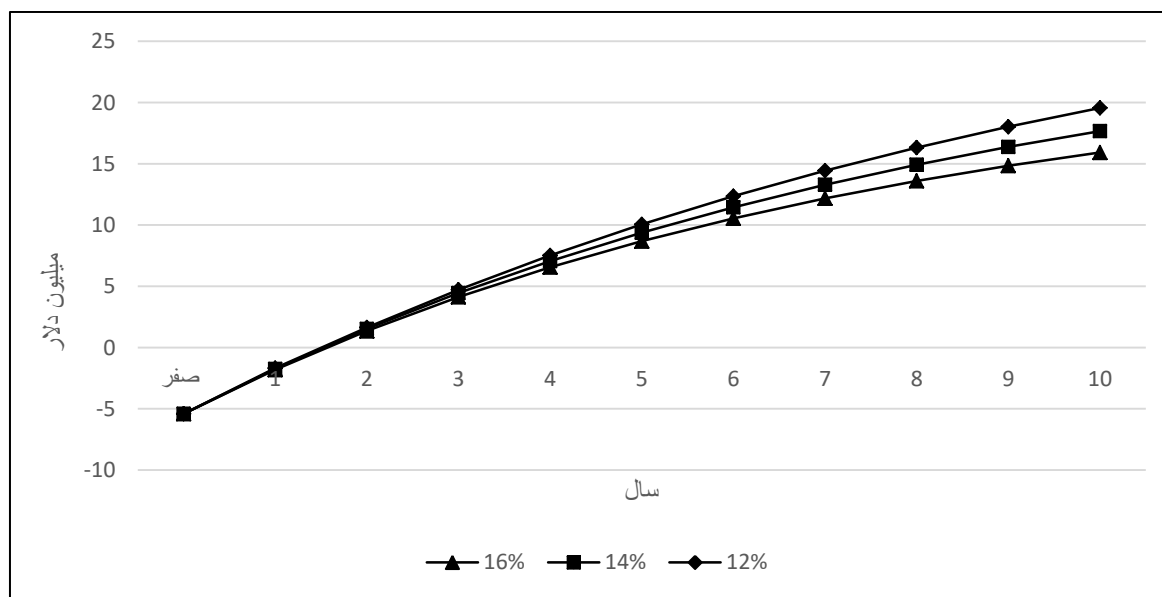
سال	درآمد با فرض افزایش ۳ درصدی محصولات	هزینه برق، گاز و تعمیرات با فرض افزایش ۸ درصدی	صرفه‌جویی خالص در هر سال
سال صفر	۰	۰	-۵۴۱۳۰۲۴
سال اول	۵۱۶۱۶۳۰	۹۸۲۸۵۸	۴۱۷۸۷۷۲
سال دوم	۵۳۱۶۴۷۹	۱۰۶۱۴۸۶	۴۲۵۴۹۹۲
سال سوم	۵۴۷۵۹۷۴	۱۱۴۶۴۰۵	۴۳۲۹۵۶۸
سال چهارم	۵۶۴۰۲۵۳	۱۲۳۸۱۱۸	۴۴۰۲۱۳۴
سال پنجم	۵۸۰۹۴۶۰	۱۳۳۷۱۶۷	۴۴۷۲۲۹۳
سال ششم	۵۹۸۳۷۴۴	۱۴۴۴۱۴۱	۴۵۳۹۶۰۳
سال هفتم	۶۱۶۳۲۵۷	۱۵۵۹۶۷۲	۴۶۰۳۵۸۴
سال هشتم	۶۳۴۸۱۵۴	۱۶۸۴۴۴۶	۴۶۶۳۷۰۸
سال نهم	۶۵۳۸۵۹۹	۱۸۱۹۲۰۲	۴۷۱۹۳۹۷
سال دهم	۶۷۳۴۷۵۷	۱۹۶۴۷۳۸	۴۷۷۰۰۱۹

جدول ۴-۱۷: نتایج حاصل از محاسبه ارزش حال خالص برای سه نرخ تنزیل ۱۲٪، ۱۴٪ و ۱۶٪.

سال	نرخ تنزیل ۱۲٪	نرخ تنزیل ۱۴٪	نرخ تنزیل ۱۶٪	ارزش حال خالص برای نرخ ۱۲٪ (Dollar)	ارزش حال خالص برای نرخ ۱۴٪ (Dollar)	ارزش حال خالص برای نرخ ۱۶٪ (Dollar)
سال صفر	۱	۱	۱	-۵۴۱۳۰۲۴	-۵۴۱۳۰۲۴	-۵۴۱۲۳۰۲۴
سال اول	۰/۸۹۳	۰/۸۷۷	۰/۸۶۲	۳۶۰۲۱۰۱	۳۶۶۴۷۸۳	۳۷۳۱۶۴۳
سال دوم	۰/۷۷۹	۰/۷۶۹	۰/۷۴۳	۳۱۶۱۴۵۹	۳۲۷۲۰۸۹	۳۳۱۴۶۳۹
سال سوم	۰/۷۱۲	۰/۶۷۵	۰/۶۴۱	۲۷۷۵۲۵۳	۲۹۲۲۴۵۸	۳۰۸۲۶۵۲
سال چهارم	۰/۶۳۶	۰/۵۹۲	۰/۵۵۲	۲۴۲۹۹۷۸	۲۶۰۶۰۶۳	۲۷۹۹۷۵۷
سال پنجم	۰/۵۶۷	۰/۵۱۹	۰/۴۷۶	۲۱۲۸۸۱۱	۲۳۲۱۱۲۰	۲۵۳۵۷۹۰
سال ششم	۰/۵۰۷	۰/۴۵۶	۰/۴۱	۱۸۶۱۲۳۷	۲۰۷۰۰۵۹	۲۳۰۱۵۷۸
سال هفتم	۰/۴۵۲	۰/۴	۰/۳۵۴	۱۶۲۹۶۶۸	۱۸۴۱۴۳۳	۲۰۸۰۸۲۰
سال هشتم	۰/۴۰۴	۰/۳۵۱	۰/۳۰۵	۱۴۲۲۴۳۱	۱۶۳۶۹۶۱	۱۸۸۴۱۳۸
سال نهم	۰/۳۶۱	۰/۳۰۸	۰/۲۶۳	۱۲۴۱۲۰۱	۱۴۵۳۵۷۴	۱۷۰۳۷۰۲
سال دهم	۰/۳۲۲	۰/۲۷	۰/۲۲۷	۱۰۸۲۷۹۴	۱۲۸۷۹۰۵	۱۵۳۵۹۴۶

با توجه به جدول ۴-۱۷ مشاهده می‌شود که برای هر سه نرخ تنزیل، بین سال اول و دوم، سود تجمعی تغییر علامت داده و نشان می‌دهد که پروژه وارد مرحله سودآوری شده است. از نمودار شکل ۴-۲۳ می‌توان بازگشت سرمایه را محاسبه نمود. با توجه به این نمودار، هر جا که منحنی محور افقی

(صفر) را قطع کرد، بازگشت سرمایه در آن سال اتفاق می‌افتد. هر سه نرخ تنزیل تقریباً یک سال و نیم پس از سرمایه‌گذاری اولیه، به سودآوری می‌رسند.



شکل ۴-۲۳: نمودار سود تجمعی تنزیلی برحسب سال برای سه نرخ بهره متفاوت

# فصل پنجم

## بحث و نتیجه گیری



## ۵-۱- بحث و نتیجه‌گیری

از دغدغه‌های اساسی صنایع، خصوصاً صنایع نفت، گاز و پتروشیمی را می‌توان بهینه‌سازی مصرف انرژی و کاهش آلاینده‌های زیست‌محیطی نام برد. روش‌های گوناگونی تاکنون هم در فاز طراحی اولیه و هم در مرحله اصلاح واحدهای موجود، مورد تحلیل و بررسی قرار گرفته‌اند چه بسا برخی از آن‌ها نیز اجرا شده‌اند. امروزه سوزاندن گازهای همراه در تولید، و فلرینگ گازهای زائد در صنایع بالادستی نفت و گاز، یکی از چالش‌برانگیزترین مسائل انرژی و زیست‌محیطی پیش روی جهان می‌باشد. در کشور عزیزمان ایران نیز، همه‌ساله مقادیر قابل توجهی از گازهای استحصالی از مخازن نفت و گاز کشور سوزانده می‌شود که علاوه بر آلودگی محیط‌زیست، باعث از بین رفتن این سرمایه ملی می‌شود. طبق آمار ارائه‌شده توسط بانک جهانی، سالانه بیش از ۱۵۰ میلیارد مترمکعب گاز در فلرهای موجود در سطح جهان سوزانده می‌شود که معرف اتلاف عظیمی از منابع طبیعی معادل با ۱۰ میلیارد دلار درآمد می‌باشد. این میزان فلرینگ سبب تولید ۴۰۰ میلیون تن انتشارات گازهای گلخانه‌ای معادل  $CO_2$  نیز می‌گردد.

توجه به محیط‌زیست و ارزش حفظ منابع اولیه دو عاملی هستند که ضرورت به حداقل رسانیدن فلر را مطابق ملاحظات و محدودیت‌های عملی لازم می‌سازند. لذا با توجه به آلودگی‌های محیط‌زیست ایجاد شده و با در نظر گرفتن ارزش افزوده‌ای که تماماً از بین می‌رود، بررسی ایجاد واحدی برای بازیافت گازهای فلر و تبدیل آن به محصولات باارزش، بسیار منطقی به نظر می‌رسد.

سیستم فلر به‌طور کلی در سه حالت مختلف از شرایط عملیاتی واحد، گازهای دریافتی را می‌سوزاند:

- شرایط عادی واحد (شرایط عملکرد نرمال واحدها): در این حالت گازهای آزاد شده از برخی فرایندها به همراه گازهای پرچ در فلر سوزانده شده و معمولاً احتراقی بدون دود، صدا و نور به دنبال دارد. در این شرایط امکان بازیافت برخی از گازها پس از فشرده‌سازی مجدد به‌عنوان سوخت وجود دارد.

- شرایط آشفستگی واحد: این شرایط در هنگام راه‌اندازی (Start Up) و یا توقف کامل (Shut Down) واحد به وجود آمده و حجم گازهای ارسالی به فلر بیش از شرایط عادی می‌باشد.
- شرایط اضطراری واحد: در مواقعی که حوادثی نظیر نقص فنی دستگاه، اشتباهات انسانی، تغییر در خوراک ورودی و یا قطع جریان برق اتفاق می‌افتد مقداری از گازها به صورت ناخواسته به فلر ارسال می‌شود. در این حالت تنظیم نسبت سوخت و هوا نامناسب می‌باشد لذا شعله‌ای سیاه و پر دود ایجاد می‌گردد.

حالت ایده آل آن است که هیچ‌گونه فلری در پالایشگاه وجود نداشته باشد زیرا باعث اتلاف هیدروکربن‌ها و گازهایی می‌گردد که ارزش اقتصادی بالایی دارند. اما واقعیت آن است که نصب تجهیزات بازیافت در شرایطی که حجم گازهای ارسالی به فلر مقدار قابل توجهی می‌گردد (شرایط اضطراری) امکان‌پذیر نمی‌باشد. در این پژوهش سعی شده که با در نظر گرفتن شرایط عادی پالایشگاه، یک سیستم بازیابی گازهای فلر طراحی گردد. این فرایند به کمک سیکل سردسازی میزان  $H_2S$  گاز فلر را کاهش داده و همچنین LNG و NGL گاز فلر را نیز تفکیک می‌کند. داشتن اطلاعات ترکیب و دبی گازهای زائد ارسالی به مشعل از پارامترهای اصلی جهت بررسی این فرایند می‌باشد. به همین جهت با استفاده از اطلاعات گازهای ارسالی به فلر پالایشگاه فجر جم، فرایند تولید میعانات گازی از گازهای ارسالی به فلر طراحی شد. از سیکل PRICO برای سردسازی در این فرایند استفاده گردید. به دلیل شرایط حاکم بر طراحی، این سیکل تبرید دستخوش تغییراتی در جهت بهبود فرایند شده است. نتایج حاصل از شبیه‌سازی و تحلیل اقتصادی شامل موارد ذیل می‌باشد:

- جلوگیری از هدر رفت سالانه حدود ۱۲ میلیون مترمکعب گاز در فلر
- تولید سالانه بیش از ۱۱ هزار تن LNG
- تولید سالانه بیش از ۱۲۳۰ تن NGL
- بازگشت سرمایه ۱/۵ ساله با استفاده از روش ارزش حال خالص

## ۵-۲- پیشنهادات

با توجه به مطالعات انجام شده در راستای بازیابی گازهای فلر و همچنین به منظور ادامه و توسعه تحقیق، پیشنهادهای زیر ارائه می‌گردد:

- بررسی و تحلیل روش بیولوژیکی بازیابی گازهای فلر که جزو جدیدترین روش‌های بازیابی می‌باشد و طی آن با استفاده از باکتری و انجام واکنش‌های تجزیه‌ای در برج‌ها، گاز را به عوامل تشکیل‌دهنده آن تجزیه می‌کنند.
- امکان‌سنجی تصفیه و بازیابی گازهای فلر با روش جداسازی غشایی
- بررسی روش‌های مختلف و عملی اندازه‌گیری پیوسته ترکیب و میزان گازهای ارسالی به فلر
- بررسی موتورهای احتراق داخلی و توربین‌های گازی مناسب برای کار با سوخت گازهای ضایعات باکیفیت پائین به‌ویژه گاز فلر



## منابع و مراجع

- [1] A. Bahadori, *Natural gas processing: technology and engineering design*: Gulf Professional Publishing, 2014.
- [2] S. O. Giwa, C. N. Nwaokocha, B. O. Odufuwa, Mitigating gas flare and emission footprints via the implementation of natural gas vehicles in Nigeria, *Energy Policy*, Vol. 111, pp. 193-203, 2017.
- [3] B. Zhang, K.-h. Lai, B. Wang, Z. Wang, Shareholder value effects of corporate carbon trading: Empirical evidence from market reaction towards Clean Development Mechanism in China, *Energy Policy*, Vol. 110, pp. 410-421, 2017.
- [4] <https://www.johnzink.com/products/flare-gas-recovery/>. *Flare Gas Recovery Systems*, Accessed.
- [5] O. G. Fawole, X.-M. Cai, A. MacKenzie, Gas flaring and resultant air pollution: A review focusing on black carbon, *Environmental Pollution*, Vol. 216, pp. 182-197, 2016.
- [6] S. O. Giwa, C. N. Nwaokocha, S. I. Kuye, K. O. Adama, Gas flaring attendant impacts of criteria and particulate pollutants: A case of Niger Delta region of Nigeria, *Journal of King Saud University-Engineering Sciences*, 2017.
- [7] E. Mahdi, K. Nasser, M. Gharbia, Optimization of flare header platform design in a liquefied natural gas plant, in *Proceeding of*, 359-367.
- [8] J. Tovar-Facio, F. Eljack, J. M. Ponce-Ortega, M. M. El-Halwagi, *Optimal Design of Cogeneration Systems Based on Flaring and Venting Streams and Accounting for the Involved Uncertainty*, in: *Computer Aided Chemical Engineering*, Eds., pp. 937-942: Elsevier, 2017.
- [9] <http://pubdocs.worldbank.org/en/251461483541510567/ACS>. Accessed.
- [10] <http://www.worldbank.org/en/news/press-release/2016/12/12/new-data-reveals-uptick-in-global-gas-flaring>.
- [11] <http://www.worldbank.org/content/dam/photos/780x439/2016/dec/Slide2.JPG>. Accessed.
- [12] [http://dataviz.worldbank.org/views/GGFRDashboard08\\_28\\_2017/GasFlaring?embed=y&:showShareOptions=true&:display\\_count=no&:showVizHome=no&:toolbar=no](http://dataviz.worldbank.org/views/GGFRDashboard08_28_2017/GasFlaring?embed=y&:showShareOptions=true&:display_count=no&:showVizHome=no&:toolbar=no).
- [13] M. Saidi, F. Siavashi, M. Rahimpour, Application of solid oxide fuel cell for flare gas recovery as a new approach; a case study for Asalouyeh gas processing plant, Iran, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Vol. 17, pp. 13-25, 2014.

- [14] A. Sonawat, A. Samad, Performance analysis of an ejector for flare gas recovery, *Geosystem Engineering*, Vol. 17, No. 3, pp. 169-177, 2014.
- [15] M. E. Sangsaraki, E. Anajafi, Design criteria and simulation of flare gas recovery system, in *Proceeding of*.
- [16] A. V. a. K. K. O Zadakbar, Flare Gas Recovery in Oil and Gas Refineries, in *Proceeding of, Oil & Gas Science and Technology*, pp.
- [17] G. Comodi, M. Renzi, M. Rossi, Energy efficiency improvement in oil refineries through flare gas recovery technique to meet the emission trading targets, *Energy*, Vol. 109, pp. 1-12, 2016.
- [18] B. H, *Liquid ring vacuum pumps, compressors and systems*, 2005.
- [19] D. Mourad, O. Ghazi, B. Nouredine, Recovery of flared gas through crude oil stabilization by a multi-staged separation with intermediate feeds: A case study, *Korean journal of chemical engineering*, Vol. 26, No. 6, pp. 1706-1716, 2009.
- [20] Q. Xu, X. Yang, C. Liu, K. Li, H. H. Lou, J. L. Gossage, Chemical plant flare minimization via plantwide dynamic simulation, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol. 48, No. 7, pp. 3505-3512, 2009.
- [21] O. Anomohanran, Determination of greenhouse gas emission resulting from gas flaring activities in Nigeria, 2012.
- [22] A. O. Abdulrahman, D. Huisingh, W. Hafkamp, Sustainability improvements in Egypt's oil & gas industry by implementation of flare gas recovery, *Journal of Cleaner Production*, Vol. 98, pp. 116-122, 2015.
- [23] S. M. J. Mohammad Reza Rahimpour, Feasibility of flare gas reformation to practical energy in Farashband gas refinery: No gas flaring, 2012.
- [24] C. M. Beal, F. T. Davidson, M. E. Webber, J. C. Quinn, Flare gas recovery for algal protein production, *Algal Research*, Vol. 20, pp. 142-152, 2016.
- [25] N. Tahouni, M. Gholami, M. H. Panjeshahi, Integration of flare gas with fuel gas network in refineries, *Energy*, Vol. 111, pp. 82-91, 2016.
- [26] M. Heidari, A. Ataei, M. H. Rahdar, Development and analysis of two novel methods for power generation from flare gas, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 104, pp. 687-696, 2016.
- [27] E. Ojijiagwo, C. F. Oduoza, N. Emekwuru, Economics of gas to wire technology applied in gas flare management, *Engineering Science and Technology, an International Journal*, Vol. 19, No. 4, pp. 2109-2118, 2016.
- [28] P. N. C. N.P. Cheremisinoff K. Banerjee, *Flare Gas Systems Pocket*

- Handbook*, 1985.
- [29] J. A. S. F. A. Akeredolu, A review of the usefulness of gas flares in air pollution control, *Management of Environmental Quality: An International Journal*, 2004.
- [30] A. P. Institute, Pressure-relieving and Depressuring Systems, *ANSI/API STANDARD 521, FIFTH EDITION*, 2007.
- [31] C. I. F. AP-42, U. S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, OH.
- [32] M. Strosher, Investigations of Flare Gas Emissions in Alberta, *Final Report, Environment Canada Conservation and Protection, the Alberta Energy and Utilities Board and the Canadian Association of Petroleum Producers, Environmental Technologies Alberta Research Council, Calgary*, 1996.
- [33] A. P. Institute, Manual On Disposal Of Refinery Wastes," API Publication 931, Volume On Atmospheric Emissions, Washington, DC, 1977.
- [34] M. F. Farina, Flare Gas Reduction: Recent global trends and policy considerations, *General Electric Company*, 2011.
- [35] م. م. ک. پیشوائی, بازیافت گازهای مشعل و تاثیر آن بر کاهش آلاینده های هوا, گروه مهندسی سیستمهای انرژی, دانشکده مهندسی مکانیک, دانشگاه صنعتی شریف, ۱۳۸۵.
- [36] م. م. شاهینی, مدیریت گازهای فلر, تهران: نشر اتحاد جهان نو, ۱۳۸۹.
- [37] J. Peterson, N. Tuttle, H. Cooper, C. Baukal, Minimize facility flaring, *Hydrocarbon processing*, Vol. 86, No. 6, pp. 111-115, 2007.
- [38] س. س. آزاده معروف مشاطر, امکان سنجی فنی اقتصادی استفاده از گازهای فلر برای تبدیل به محصول دیگر در ایران, Thesis, پایان نامه کارشناسی ارشد گروه مهندسی سیستمهای انرژی, دانشکده مکانیک, دانشگاه صنعتی شریف, ۱۳۸۹.
- [39] X. Yang, Q. Xu, K. Li, Flare minimization strategy for ethylene plants, *Chemical Engineering & Technology*, Vol. 33, No. 7, pp. 1059-1065, 2010.
- [40] P. D. SATYA, NASH LIQUID RING COMPRESSORS FOR GAS APPLICATIONS IN REFINERY AND CPI PROCESS FEATURES AND BENEFITS.
- [41] D. C. Erickson, F. Kelly, *LPG recovery from refinery flare by waste heat powered absorption refrigeration*, Energy Concepts Co., Annapolis, MD (US), pp. 1998.
- [42] *LPG Recovery from Associated Gas*, Accessed; [www.mtrinc.com](http://www.mtrinc.com).
- [43] س. ن. ش. م. ا. نسرین, بررسی روشهای دفع گازهای زائد و بهبود عملکرد سیستمهای فلر, دهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران, ۱۳۸۴.
- [44] M. Khanipour, A. Mirvakili, A. Bakhtyari, M. Farniaei, M. R. Rahimpour, Enhancement of synthesis gas and methanol production by flare gas recovery utilizing a membrane based separation process, *Fuel Processing Technology*, Vol. 166, pp. 186-201, 2017.

- [45] M. A. a. V. G. A. Vatani O. Zadakbar, Increase EOR by Flare Gas Recovery, in *in 57th Canadian Chemical Engineering Conference*, Alberta, Canada, 2007.
- [46] G. Venkatarathnam, CRYOGENIC MIXED REFRIGERANT PROCESSES.
- [47] W. Förg, Natural Gas Trade Routes and Liquefaction Processes, *Linde Technology*, Vol. 1, pp. 4\_11, 2003.
- [48] Shell, Improvements in or relating to process and apparatus for liquefying natural gas, pp. Patent 895,094, 1962.
- [49] D. H. Coers, J. W. Sudduth, Refrigerant apparatus and process using multicomponent refrigerant, Google Patents, 1976.
- [50] L. Gaumer, C. Newton, Combined cascade and multicomponent refrigeration system and method, Google Patents, 1973.
- [51] 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.
- [52] L. March, *Introduction to Pinch Technology*, 1998.
- [53] I. C. Kemp, *Pinch Analysis and Process Integration*, Second edition ed., 2007.
- [54] M. Wang, R. Khalilpour, A. Abbas, Thermodynamic and economic optimization of LNG mixed refrigerant processes, *Energy Conversion and Management*, Vol. 88, pp. 947-961, 2014.
- [55] D.-E. Helgestad, Modelling and optimization of the C3MR process for liquefaction of natural gas, *Process Systems Engineering*, pp. 44, 2009.
- [56] R. Turton, R. C. Bailie, W. B. Whiting, J. A. Shaeiwitz, *Analysis, synthesis and design of chemical processes*: Pearson Education, 2008.
- [57] A. Bejan, *Thermal design and optimization*, 1996.
- [58] A. Aspelund, T. Gundersen, J. Myklebust, M. Nowak, A. Tomasgard, An optimization-simulation model for a simple LNG process, *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 34, No. 10, pp. 1606-1617, 2010.
- [59] G. Lee, R. Smith, X. Zhu, Optimal synthesis of mixed-refrigerant systems for low-temperature processes, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol. 41, No. 20, pp. 5016-5028, 2002.
- [60] F. D. Nogal, J.-K. Kim, S. Perry, R. Smith, Optimal design of mixed refrigerant cycles, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol. 47, No. 22, pp. 8724-8740, 2008.
- [61] H. Alfadala, G. R. Reklaitis, M. El-Halwagi, Single-cycle mixed-fluid LNG process Part II: Optimal operation, 2009.



- [62] P. Hatcher, R. Khalilpour, A. Abbas, Optimisation of LNG mixed-refrigerant processes considering operation and design objectives, *Computers & Chemical Engineering*, Vol. 41, pp. 123-133, 2012.
- [63] K. D. T. a. R. E. W. M. S. Peters, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 1991.
- [64] C. Beggs, *Energy: Management, Supply and Conservation*, 2002.

## **Abstract**

The development of human societies depends on the more and efficient use of the energy resources. Using of fossil fuels is more than other sources of energy due to easier access and easier operation of reservoirs. Petrochemicals and refineries are major consumers of fossil fuels and producer environmental pollutants, therefore, reducing energy consumption and emitting less environmental pollutants, has been a concern for these industries. One of the main sources of energy waste in these industries is the burning of gases in flares. Actually, flaring can be described as a waste of billions of dollars and an environmental tragedy. On the international scale, the Kyoto Protocol has also obliged countries to reduce emissions of environmental pollutants. In this paper, authors provided an economical technical analysis for the production of valuable products from gases are sent to flare. The composition and flow rate of gases sent to Fajr Jam, Iran refinery flares is selected as a case study. The most important issues in recovering flare gases are the non-constant flow rate and excessive  $H_2S$  in the flare gas composition. The PRICO refrigeration cycle was employed in the flare gas recovery process. In this cycle, the mixed refrigerant is used as the working fluid. The differences in the boiling points of flare gas compositions, was the main idea for the separation of hydrogen sulfide, LNG and NGL from flare gas. Consequently, flare gases are separated into several parts during a number of successive cooling and heating stages and passing through phase separators. Finally, the results showed that about 70% of the flare gases could be converted to LNG and NGL with the allowable amount of  $H_2S$ . The annual loss of 12 million cubic meters of gas in refinery flares is prevented by using this process. Furthermore, about 11,000 tons of LNG and 1230 tons of NGL are produced in the year. Finally, an economic evaluation was carried out, showing a payback period of about 1.5 years.

**Keywords:** flare recovery, payback period, PRICO cycle, mixed refrigerant



Shahrood University of Technology  
Faculty of Mechanical Engineering & Mechatronic  
MSc Theseis in Mechanical Engineering Applied Mechanics

**Technical and economical evaluation of gas condensates production  
from gases that sending to flare with cooling process**

**Ehsan Barekat-Rezaei**

Supervisor:

**Mahmood Farzaneh-Gord**

Adviser:

**Alireza Arjomand-zade**

January 2018

