



موسسه آموزش عالی انرژی
دانشکده فنی مهندسی
پایان نامه دوره کارشناسی ارشد
مهندسی سیستم های انرژی - سیستم های انرژی

عنوان

امکان سنجی جایگزینی کمپرسور به وسیله اجکتور به منظور بازیافت گازهای فلر پالایشگاه تهران

**استاد راهنما
دکتر یوسف یاسی**

**استاد مشاور
دکتر حسن بیگلریان**

**پژوهشگر
مهرداد طاهرخانی**

شهریور ۱۳۹۶



باسمه تعالی
صور تجلسه دفاع

تاریخ صور تجلسه گروه آموزشی	
شماره دانشجویی	
کد دفاع	
تاریخ صور تجلسه شورای پژوهشی	

با تأییدات خداوند متعال جلسه دفاع از پایان نامه کارشناسی ارشد آقای		مهرداد طاهرخانی	
در رشته:	مهندسی مکانیک گرایش تبدیل انرژی	تحت عنوان:	امکان سنجی جایگزینی کمپرسور به وسیله اجکتور به منظور بازیافت گازهای فلر پالایشگاه تهران
با حضور استاد راهنما، استاد(استادان) مشاور و هیأت داوران در مؤسسه آموزش عالی انرژی ساوه در تاریخ		تشکیل گردید.	
در این جلسه ، پایان نامه : □ با موفقیت مورد دفاع قرار گرفت □ نیازمند اصلاحات است □ مردود اعلام گردید.			
نامبرده نمره	با امتیاز	(بدون احتساب نمره مقاله) دریافت نمود.	

نام و نام خانوادگی استاد راهنما	دکتر یوسف یاسی	محل امضاء
نام و نام خانوادگی استاد مشاور	دکتر حسن بیگلریان	محل امضاء
هیأت داوران:	محل امضاء ۱	محل امضاء ۲
مدیر گروه یا رئیس تحصیلات تکمیلی واحد: نام و نام خانوادگی	محل امضاء	معاون پژوهشی و فناوری مؤسسه آموزش عالی انرژی ساوه

***** (اطلاعات این قسمت حتما توسط کارشناس پژوهشی تکمیل گردد) *****

نمره حاصل از ارزیابی مقاله / مقالات دانشجو برابر ضوابط (از سقف ۲ نمره) محاسبه و نمره نهایی پایان نامه (مجموع نمره دفاع و مقاله) به عدد به حروف با درجه
..... به تصویب رسید. / موارد اصلاحیه جهت اجرا به اطلاع دانشجو رسید.

تأیید معاون پژوهشی و فناوری مؤسسه

تأیید کارشناس حوزه پژوهشی

آموزش عالی انرژی ساوه



منشور اخلاق پژوهش

با یاری از خداوند سبحان و اعتقاد به این که عالم محضر خداست و همواره ناظر بر اعمال انسان و به منظور پاس داشت مقام بلند دانش و پژوهش و نظر به اهمیت جایگاه دانشگاه در اعتلای فرهنگ و تمدن بشری، ما دانشجویان متعهد می گردیم اصول زیر را در انجام فعالیت های پژوهشی مدنظر قرار داده و از آن تخطی نکنیم:

۱) اصل حقیقت جویی : تلاش در راستای پی جویی حقیقت و وفاداری به آن دوری از هرگونه پنهان سازی حقیقت.

۲) اصل رعایت حقوق : التزام به رعایت کامل حقوق پژوهشگران و پژوهیدگان (انسان ، حیوان و نبات) و سایر صاحبان حق.

۳) اصل مالکیت مادی و معنوی : تعهد به رعایت کامل حقوق مادی و معنوی دانشگاه و کلیه همکاران پژوهش.

۴) اصل منافع ملی : تعهد به رعایت مصالح ملی و در نظر داشتن پیشبرد و توسعه کشور در کلیه مراحل پژوهش.

۵) اصل رعایت انصاف و امانت: تعهد به اجتناب از هرگونه جانب داری غیرعلمی و حفاظت از اموال، تجهیزات و منابع در اختیار.

۶) اصل رازداری: تعهد به صیانت از اسرار و اطلاعات محرمانه افراد، سازمان ها و کشور و کلیه افراد و نهادهای مرتبط با تحقیق.

۷) اصل احترام: تعهد به رعایت حریم و حرمت ها در انجام تحقیقات و رعایت جانب نقد و خودداری از هرگونه حرمت شکنی.

۸) اصل ترویج: تعهد به رواج دانش و اشاعه نتایج تحقیقات و انتقال آن به همکاران علمی و دانشجویان به غیر از مواردی که منع قانونی دارد..

۹) اصل برائت: الزام به برائت جویی از هرگونه رفتار غیر حرفه ای و اعلام موضع نسبت به کسانی که حوزه علم و پژوهش را به شائبه های غیر علمی می آلاینند.



حوزه معاونت آموزشی و تحصیلات تکمیلی موسسه آموزش عالی انرژی

تعهدنامه اصالت پایان نامه

اینجانب مهرداد طاهرخانی دانش‌آموخته مقطع کارشناسی ارشد ناپیوسته در رشته مهندسی مکانیک گرایش تبدیل انرژی که در تاریخ..... از پایان نامه خود با عنوان. « امکان سنجی جایگزینی کمپرسور به وسیله اجکتور به منظور بازیافت گازهای فلر پالایشگاه تهران» با کسب نمره..... و درجه..... دفاع نموده‌ام بدین وسیله اعتراف می‌کنم:

(۱) این پایان نامه حاصل تحقیق و پژوهش اینجانب بوده و در مواردی که از دستاوردهای علمی و پژوهشی دیگران (اعم از پایان نامه، کتاب، مقاله و) استفاده کرده‌ام، مطابق ضوابط موجود، نام منبع مورد استفاده و سایر مشخصات آن را در فهرست منابع ذکر و درج نموده‌ام.
(۲) این پایان نامه قبلاً برای دریافت هیچ مدرک تحصیلی (هم سطح، پایین تر یا بالاتر) در سایر دانشگاه‌ها و مؤسسات آموزش عالی داخلی و خارجی ارائه نشده است.

ضمناً متعهد می‌شوم:

(۳) چنانچه بعد از فراغت از تحصیل، قصد استفاده و هر گونه بهره‌برداری اعم از چاپ مقاله، کتاب، ثبت اختراع و ... از این پایان نامه را داشته باشم، از استاد محترم راهنما و گروه آموزشی مربوطه مجوزهای لازم را اخذ نمایم.
(۴) چنانچه در هر مقطع زمانی خلاف موارد فوق ثابت شود، عواقب ناشی از آن را بپذیرم و موسسه آموزش عالی انرژی مجاز است با اینجانب مطابق ضوابط و مقررات رفتار نموده و در صورت ابطال مدرک تحصیلی‌ام، هیچگونه ادعایی نخواهم داشت.

مهرداد طاهرخانی
تاریخ و امضاء:

سپاسگزاری:

حسن ختام کلام را که جان حدیث مفصل خود را مدیون آن می‌بینم به عطر شکر آستان حضرت دوست، به پاس عنایت بی‌بدیش آغشته می‌کنم که هیچ‌گاه مرا تنها نگذاشت. مراتب سپاس و قدردانی خود را از اساتید خوبم بخصوص جناب آقای دکتر یوسف یاسی و دکتر حسن بیگلریان که در این راه مرا یاری نمودند اعلام می‌دارم. کمک‌های بی‌دریغ، همیاری و مساعدت همه دوستان و عزیزانم را ارج می‌نهم.

در انتها سپاس خالصانه خود را به مادر عزیزتر از جانم تقدیم می‌کنم که همیشه چون کوه، پشتیبان و چون چراغ‌راهنمایم بودند و به پاس جبران قطره‌ای کوچک‌ازدریای محبتشان این پایان‌نامه را به دستان سخاوتمندشان هدیه می‌کنم.

با تشکر

«طاهرخانی»

تقدیم به خانواده عزیزم، به پاس زحمات بی دریغشان

و تقدیم به همه آنان که دوستشان دارم

چکیده

پرداختن به موضوع بازیابی گازهای فلر و پرچ شده از دو جهت دارای اهمیت می باشد: اول آنکه گازهای ارسالی به فلر دارای ارزش اقتصادی قابل توجهی است و اهمیت حفظ منابع سوختهای فسیلی ایجاب می کند که از جریان اکسرژی گازهای اتلافی استفاده مطلوبی کرده و به صورت انرژی مفید آنها را مورد بازیافت قرار داد و نکته دوم تاثیرات مخرب زیست محیطی ناشی از احتراق گازهای مذکور است. از این رو مدیریت گازهای فلر بستر مناسبی برای انجام فعالیتهای علمی، تحقیقاتی و کاربردی در سطح کشور می باشد. گازها دارای ارزش حرارتی (پتانسیل شیمیایی) یا اکسرژی شیمیایی می باشند.

ایران با تولید ۲۸/۱ میلیون تن و سهم ۱۳/۲ درصدی در رتبه سوم دنیا بعد از روسیه و نیجریه در تولید گازهای گلخانه ای ناشی از فلر قرار دارد که این مقدار معادل چهارده میلیون متر مکعب گاز طبیعی به ارزش ده میلیارد دلار می باشد و این موضوع ضرورت پرداختن به بازیابی و یا کاهش گازهای ارسالی به فلر را مهیا می سازد.

در این تحقیق هدف شناسایی ترکیب و میزان گازهای اتلافی فلر در پالایشگاه تهران جهت بازیابی با استفاده از داده های پالایشگاه تهران و امکان جایگزینی کمپرسور بوسیله اجکتور در سیستم بازیابی می باشد. ابتدا روشهای مختلف جهت بازیابی معرفی سپس به بررسی فنی - اقتصادی سیستم اجکتوری جهت بازیابی پرداخته می شود و امکان جایگزینی اجکتور با کمپرسور بررسی می گردد و سپس بهترین سیستم جهت بازیابی گازهای اتلافی پالایشگاه تهران ارائه می گردد.

سپس به طراحی تجهیزات مربوطه با توجه به مشخصات گازهای فلر از قبیل فشار و دبی آنها به همراه برنامه نویسی و شبیه سازی سیستم فلرینگ با نرم افزار HYSYS پرداخته می شود.

در بررسی جایگزینی کمپرسور با اجکتور بعد از مشخص شدن میزان دبی و فشار مناسب جهت بازیابی و تفکیک گازهای ارسالی به فلر مشخص گردید در انجام این فرآیند اگر ۴ عدد اجکتور که به صورت موازی با ظرفیت ۳۵۰ کیلوگرم بر ساعت نصب گردد عملکردی مشابه کمپرسوری رفت و برگشتی جهت بازیابی گازهای ارسالی به فلر پالایشگاه تهران را خواهد داشت. سیستم اجکتوری از لحاظ سرمایه گذاری اولیه و تعمیر و نگهداری از سیستم بازیابی با کمپرسور بهتر است ولی میزان ترکیبات نامطلوب در گازهای بازیابی شده از قبیل H_2S در سیستم اجکتوری بیشتر می باشد.

کلمات کلیدی: بازیابی گاز فلر، پالایشگاه تهران، اجکتور، کمپرسور

فهرست مطالب

صفحه

عنوان

فصل اول: کلیات پژوهش

۱-۱	مقدمه	۲
۲-۱	بیان مسئله	۳
۳-۱	ضرورت و اهمیت تحقیق	۴
۱-۳-۱	جغرافیای سطح فلرینگ	۴
۱-۳-۱-۱	جغرافیا و گستردگی فلرینگ گاز در سطح جهان	۴
۱-۳-۱-۲	آمار و گستردگی فلرینگ گاز در ایران	۶
۴-۱	پیشینه پژوهش	۷
۱-۴-۱	مطالعات و فعالیت‌های انجام شده در سطح دنیا	۷
۲-۴-۱	مطالعات و فعالیت‌های انجام شده در ایران	۸
۵-۱	اهداف تحقیق	۱۰
۶-۱	سؤالات تحقیق	۱۰
۷-۱	تعریف کلمات کلیدی	۱۰

فصل دوم: بازیافت جریان گازهای فلر و بررسی روش‌های آن

۱-۲	مقدمه	۱۴
۲-۲	سیستم فلر	۱۵
۳-۲	انواع فلر	۱۵
۱-۳-۲	انتشار آلاینده‌های فلر	۱۶
۴-۲	روش‌های کاهش تولید و بازیابی گازهای ارسالی به فلر	۱۷
۱-۴-۲	انتخاب راهکار مناسب	۱۷
۱-۴-۲-۱	بخش فرآیند	۱۸

- ۲-۴-۱-۲ شبکه جمع‌آوری ----- ۱۸
- ۲-۴-۱-۳ سیستم فلر ----- ۱۸
- ۲-۴-۲ روش‌های کاهش تولید گازهای ارسالی به فلر از طریق بهبود شرایط فرآیندها ----- ۱۹
- ۲-۴-۲-۱ جلوگیری از نشتی شیرهای اطمینان و وسایل مشابه ----- ۱۹
- ۲-۴-۲-۲ جلوگیری از نشتی در کمپرسورها ----- ۲۰
- ۲-۴-۲-۳ ظرفیت تجهیزات ----- ۲۰
- ۲-۴-۳ کاهش تولید گازهای فلر از طریق بهبود عملکرد سیستم فلر ----- ۲۰
- ۲-۴-۳-۱ کاهش گازهای تخلیه ----- ۲۱
- ۲-۴-۳-۲ وضعیت سر مشعل ----- ۲۱
- ۲-۴-۳-۳ اصلاح یا جایگزینی سیستم‌های جرقه‌زنی ----- ۲۱
- ۲-۴-۴ روش‌های بازیابی گازهای ارسالی به فلر ----- ۲۱
- ۲-۴-۴-۱ انواع روش‌های بازیابی گازهای ارسالی به فلر ----- ۲۲
- ۲-۴-۴-۲ سیستم جان‌زینگ ----- ۲۳
- ۲-۴-۴-۳ سیستم زادکو ----- ۲۴
- ۲-۴-۴-۴ سیستم اجکتوری ----- ۲۶
- ۵-۲ موارد کاربرد گازهای فلر بازیافت شده ----- ۲۶
- ۵-۲-۱ کاربرد گاز فلر بازیابی شده به‌عنوان سوخت گازی ----- ۲۶
- ۵-۲-۲ تولید برق با استفاده از گاز فلر ----- ۲۷
- ۵-۲-۳ تبدیل گاز فلر به هیدروکربن‌های سنگین یا LPG و هیدروژن ----- ۲۸
- ۵-۲-۴ تبدیل گازهای فلر بازیافت شده به‌عنوان گاز مایع (NGL) ----- ۲۹
- ۵-۲-۵ بازگرداندن به فرآیند تولید یا مصرف به‌عنوان خوراک سایر واحدها ----- ۳۱
- ۵-۲-۶ فرآیندهای تبدیل گاز فلر به میعانات ----- ۳۱
- ۵-۲-۷ تزریق گازهای فلر به چاه‌های نفت جهت ازدیاد برداشت ----- ۳۱
- ۵-۲-۸ صادرات گازهای فلر بازیافتی ----- ۳۱
- ۶-۲ معرفی مورد مطالعاتی ----- ۳۲

فصل سوم: ارزیابی فنی سیستم اجکتوری جهت بازیابی گازهای ارسالی به فلر

- ۱-۳ معرفی سیستم‌های اجکتوری-----۳۶
- ۱-۱-۳ اساس عملکرد اجکتور-----۳۸
- ۲-۱-۳ مزایا، معایب و کاربردها-----۴۲
- ۳-۱-۳ کاربرد اجکتورها در سیستم‌های بازیابی گاز فلر-----۴۴
- ۱-۳-۱ الزامات نصب اجکتور گاز-----۴۵
- ۲-۳-۱ کنترل سیستم اجکتور گاز-----۴۵
- ۴-۱-۳ سیستم بازیابی اجکتوری توسعه داده شده-----۴۶
- ۲-۳ محاسبات طراحی اجکتورها-----۴۸
- ۱-۲-۳ ساختار اجکتور (منحنی‌های تجربی)-----۴۸
- ۲-۲-۳ تعیین نسبت سطح مقطع دیفیوزر و نازل-----۵۰
- ۳-۳ تحلیل و پیش‌بینی عملکرد اجکتورها-----۴۹
- ۱-۳-۳ طراحی اجکتور با استفاده از مدل‌های یک‌بعدی (الگوریتم محاسباتی)-----۵۲
- ۴-۳ شبیه‌سازی اجکتور در نرم‌افزار HYSYS-----۵۶
- ۵-۳ آرایش اجکتورها-----۵۹
- ۱-۵-۳ برنامه کامپیوتری جهت انتخاب آرایش بهینه اجکتورها جهت بازیابی گازهای فلر-----۵۹

فصل چهارم: طراحی سیستم بازیابی گازهای ارسالی به فلر پالایشگاه تهران

- ۱-۴ بررسی سیستم فلر پالایشگاه تهران-----۶۶
- ۱-۱-۴ مشخصات سیستم فلر پالایشگاه تهران در حالت طراحی-----۶۶
- ۲-۱-۴ شرح فرآیند فلر پالایشگاه تهران-----۶۶
- ۲-۴ تعیین مشخصات گازهای ارسالی به فلر در پالایشگاه تهران-----۶۸
- ۱-۲-۴ ضایعات در پالایشگاه تهران-----۶۸
- ۱-۱-۲-۴ موازنه مواد خام ورودی و محصولات خروجی-----۶۸

- ۶۹ ----- ۲-۱-۲-۴ انواع ضایعات در پالایشگاه تهران
- ۶۹ ----- ۳-۱-۲-۴ عوامل بروز ضایعات در پالایشگاه
- ۷۰ ----- ۲-۲-۴ تعیین آنالیز گازهای ارسالی به فلر
- ۷۳ ----- ۳-۴ تعیین دبی جریان گازهای ارسالی به فلر
- ۷۹ ----- ۱-۳-۴ محاسبه خصوصیات گاز تغذیه فلر
- ۸۰ ----- ۴-۴ طراحی، مدل‌سازی و بهینه‌سازی سیستم بازیابی گازهای فلر جهت پالایشگاه تهران
- ۸۰ ----- ۱-۴-۴ تحلیل داده‌های اولیه
- ۷۷ ----- ۲-۴-۴ اصلاح شبکه فلرینگ و تغییرات مورد نیاز سیستم
- ۷۸ ----- ۳-۴-۴ تعیین ظرفیت و مشخصات سیستم بازیابی
- ۷۹ ----- ۴-۴-۴ تعیین تکنولوژی مناسب جهت سیستم بازیافت
- ۸۸ ----- ۵-۴-۴ مدل‌سازی فرآیند سیستم بازیافت
- ۸۹ ----- ۶-۴-۴ محاسبات طراحی سیستم بازیافت گاز فلر در پالایشگاه تهران
- ۸۹ ----- ۱-۶-۴-۴ سیستم متراکم‌سازی با کمپرسور
- ۹۵ ----- ۲-۶-۴-۴ سیستم متراکم‌سازی جت کمپرسور گاز
- ۹۹ ----- ۱-۲-۶-۴-۴ محاسبات طراحی فیلتر گازی
- ۱۰۰ ----- ۲-۲-۶-۴-۴ محاسبات طراحی جداکننده فازی گاز-مایع
- ۹۷ ----- ۳-۲-۶-۴-۴ محاسبات طراحی قطره‌گیر گازی
- ۹۹ ----- ۴-۲-۶-۴-۴ خنک‌کن گازهای خروجی سیستم تراکم
- ۱۰۵ ----- ۵-۴ راهکارها و سناریوهای به‌کارگیری گاز فلر بازیافت شده
- ۱۰۵ ----- ۱-۵-۴ جنبه‌های فنی مرتبط
- ۱۰۵ ----- ۱-۱-۵-۴ فرآورش گاز

فصل پنجم: آنالیز اقتصادی و ارائه مدل بهینه اقتصادی

- ۱۰۹ ----- ۱-۵ محاسبات ارزیابی سرمایه‌گذاری
- ۱۰۹ ----- ۱-۱-۵ فرآیند بودجه‌بندی سرمایه‌ای

۱۱۰	۲-۱-۵ روش‌های ارزیابی پروژه‌ها در بودجه‌بندی سرمایه‌ای
۱۱۰	۳-۱-۵ روش نرخ بازده داخلی
۱۱۲	۴-۱-۵ روش ارزش فعلی خالص
۱۱۴	۵-۱-۵ شاخص سودآوری
۱۱۴	۶-۱-۵ روش دوره برگشت سرمایه
۱۱۵	۷-۱-۵ معکوس دوره برگشت سرمایه
۱۱۶	۲-۵ مدل‌سازی اقتصادی و مالی
۱۱۶	۱-۲-۵ تحلیل و ارزیابی اقتصادی سیستم‌های کاهش و بازیابی گاز فلر
۱۱۷	۱-۲-۵ فرضیات در نظر گرفته شده در محاسبات اقتصادی
۱۱۸	۲-۲-۵ روش تحلیل و ارزیابی اقتصادی
۱۱۸	۳-۱-۲-۵ هزینه‌های سرمایه‌گذاری
۱۱۹	۴-۱-۲-۵ محاسبه قیمت خرید تجهیزات
۱۲۰	۵-۱-۲-۵ منحنی‌های هزینه
۱۲۳	۶-۱-۲-۵ محاسبه قیمت تمام شده محصول
۱۲۴	۳-۵ نتایج محاسبات ارزیابی سرمایه‌گذاری راهکارها و سناریوهای ارائه شده
۱۲۶	۱-۳-۵ تجزیه و تحلیل اقتصادی و مالی سناریوهای بازیافت
۱۲۷	۴-۵ نتیجه‌گیری و پیشنهاد
۱۲۷	۱-۴-۵ نتیجه‌گیری
۱۲۸	۲-۴-۵ پیشنهاد
۱۲۹	منابع و مراجع
۱۳۲	پیوست
۱۳۶	چکیده انگلیسی

فهرست جداول

عنوان	صفحه
جدول ۱-۱ مقدار تخمینی گازهای سوزانده شده بر اساس اطلاعات ماهوره	۶
جدول ۱-۲ ضرایب انتشار آلاینده‌های فلر	۱۶
جدول ۲-۲ ترکیبات هیدروکربنی گازهای انتشار یافته فلر	۱۷
جدول ۱-۴ نتایج آنالیز نمونه‌های گرفته شده از گازهای ارسالی به فلر در پالایشگاه تهران	۷۱
جدول ۲-۴ ترکیب متوسط گازهای ارسالی به مشعل پالایشگاه تهران	۷۲
جدول ۳-۴ نتایج آنالیز نمونه‌های گازهای ارسالی به فلر از واحدهای آیزوماکس و هیدروژن‌سازی ...	۷۲
جدول ۴-۴ نتایج آنالیز نمونه‌برداری از گازهای ارسالی به فلر از واحدهای تقطیر و تبدیل کاتالیستی ..	۷۳
جدول ۵-۴ مقادیر متوسط دبی و خطاها در هر سه روش محاسبه دبی گاز فلر	۷۶
جدول ۶-۴ میزان مجموع ماهیانه ضایعات مجاز و غیرمجاز ارسالی به فلر از واحدهای مختلف پالایشگاه تهران طی دوره ۱۲ ماهه، با استفاده از روش موازنه جرم	۷۸
جدول ۷-۴ خصوصیات محاسبه شده برای گازهای فلر ارسالی به واحد بازیافت در دمای $147/5^{\circ}\text{F}$ و فشار PSIG 95/13	۷۹
جدول ۸-۴ محدوده شرایط فرآیندی گازهای ارسالی به فلر پالایشگاه تهران در نرخ‌های حداقل و حداکثر جریان (مقایسه میان مدارک طراحی و حالت واقعی)	۷۹
جدول ۹-۴ مشخصات جریان ورودی و خروجی از سیستم بازیابی در پالایشگاه تهران	۸۳
جدول ۱۰-۴ مشخصات جریان خروجی از فلش درام	۹۰
جدول ۱۱-۴ مشخصات گازهای ارسالی به مکش اجکتور	۹۲
جدول ۱۲-۴ مشخصات گاز طبیعی محرک	۹۲
جدول ۱۳-۴ مشخصات گاز خروجی از جت کمپرسورها	۹۳
جدول ۱۴-۴ مشخصات گازهای بازیابی شده	۹۳
جدول ۱۵-۴ به دست آوردن کارایی کمپرسور رفت و برگشتی	۹۵

جدول ۴-۱۶	مشخصات عملکردی اجکتور تک مرحله‌ای طراحی شده جهت جت کمپرسور گاز.....	۹۶
جدول ۴-۱۷	مشخصات ساختاری اجکتور تک مرحله‌ای طراحی شده جهت جت کمپرسور گاز.....	۹۷
جدول ۴-۱۸	مشخصات عملکردی هر اجکتور تک مرحله‌ای از آرایش موازی طراحی شده جهت جت کمپرسور گاز.....	۹۷
جدول ۴-۱۹	مشخصات ساختاری اجکتور تک مرحله‌ای از آرایش موازی جهت جت کمپرسور گاز.....	۹۸
جدول ۴-۲۰	مقایسه مشخصات عملکردی آرایش‌های اجکتوری مختلف در سیستم متراکم سازی واحد بازیافت.....	۹۸
جدول ۴-۲۱	مشخصات فیلتر گازی ۸ اینچ.....	۱۰۰
جدول ۴-۲۲	نتایج طراحی جداکننده گاز- مایع.....	۱۰۲
جدول ۴-۲۳	مشخصات مخزن قطره گیر (اسکرابر).....	۱۰۴
جدول ۴-۲۴	مشخصات خنک کننده گازهای بازیافتی فلر.....	۱۰۵
جدول ۴-۲۵	ملزومات فرآورشی مورد نیاز گازهای فلر.....	۱۰۶
جدول ۵-۱	افروضیات مورد استفاده در محاسبات اقتصادی.....	۱۱۲
جدول ۵-۲	درصد هزینه های مستقیم در سرمایه گذاری در واحدهای صنعتی دارای فرآیند سیال.....	۱۱۳
جدول ۵-۳	درصد هزینه های غیرمستقیم در سرمایه گذاری در واحدهای صنعتی دارای فرآیند سیال.....	۱۱۴
جدول ۵-۴	محاسبه سرمایه گذاری کل بر اساس سرمایه گذاری ثابت.....	۱۱۴
جدول ۵-۵	خلاصه هزینه محاسبه شده تجهیزات اصلی سیستم بازیافت گاز فلر با سیستم اجکتوری.....	۱۱۵
جدول ۵-۶	هزینه های سرمایه گذاری سیستم بازیافت اجکتوری گازهای فلر پالایشگاه تهران.....	۱۲۰
جدول ۵-۷	کاهش هزینه های عملکردی سیستم فلر ناشی از بازیافت گازهای ارسالی به فلر.....	۱۲۰
جدول ۵-۸	کاهش میزان آلاینده های زیست محیطی و درآمدهای حاصل از کاهش انتشار.....	۱۲۱
جدول ۵-۹	محصولات تولید شده و درآمدهای حاصل از بازیافت گازهای فلر پالایشگاه تهران.....	۱۲۲
جدول ۵-۱۰	نتایج حاصل از تجزیه و تحلیل اقتصادی سناریوهای ارائه شده بازیافت گاز فلر.....	۱۲۲

فهرست شکل ها

صفحه	عنوان
۱۲.....	شکل ۱-۱ شماتیک کلی از سیستم بازیابی فلر
۱۸.....	شکل ۱-۲ سه قسمت اصلی فلر
۲۳.....	شکل ۲-۲ سیستم بازیابی گازهای فلر به روش شرکت جان زینگ
۲۵.....	شکل ۳-۲ سیستم بازیابی گازهای فلر به روش شرکت زادکو
۲۶.....	شکل ۴-۲ سیستم بازیابی گازهای فلر به روش اجکتوری
۲۹.....	شکل ۵-۲ سیستم غشایی جهت بازیابی LPG و هیدروژن
۲۹.....	شکل ۶-۲ سیستم غشایی جهت بازیابی NGL
۳۸.....	شکل ۱-۳ نمایش مقطعی از یک نمونه جت پمپ مایع
۳۸.....	شکل ۲-۳ نمایش مقطعی از یک نمونه اجکتور گاز
۳۹.....	شکل ۳-۳ طرح شماتیک اجزای اصلی یک اجکتور
۴۵.....	شکل ۴-۳ طراحی مفهومی سیستم بازیابی اجکتوری گاز فلر
۴۶.....	شکل ۵-۳ نمونه‌ای از یک سیستم یکپارچه تنظیم گاز پرفشار نصب شده بر روی اجکتور گازی
۴۷.....	شکل ۶-۳ طرح شماتیک واحد بازیابی گاز فلر توسعه داده شده مبتنی بر سیستم جت کمپرسور گاز
۵۰.....	شکل ۷-۳ طرح شماتیک مشخصات طراحی و تعیین وضعیت کارکرد اجکتور
۵۴.....	شکل ۸-۳ نمونه آرایش اجکتور بکار رفته در محاسبات برنامه کامپیوتری
۵۵.....	شکل ۹-۳ فلوچارت روند طراحی اجکتور گاز بکار رفته در برنامه کامپیوتری
۵۷.....	شکل ۱۰-۳ محاسبات مدل سازی یک اجکتور در نرم افزار HYSYS
۶۲.....	شکل ۱۱-۳ الگوریتم تعیین آرایش بهینه اجکتورهای سیستم متراکم سازی
۶۹.....	شکل ۱-۴ بالانس مواد ورودی و محصولات در پالایشگاه تهران

شکل ۲-۴ الگوریتم عملیاتی سیستم آنالیز آنالین و کامپیوتری مصرف گاز فلر	۸۴
شکل ۳-۴ واحد بازیافت گازهای فلر پالایشگاه تهران.....	۸۷
شکل ۴-۴ طرح شماتیک سیستم بازیابی گاز فلر با کمپرسور	۸۸
شکل ۵-۴ نقشه جانمایی تجهیزات و جریان فرآیندی سیستم بازیافت گاز فلر شبیه سازی شده در	
HYSYS.....	۸۹

فهرست نمودارها

عنوان	صفحه
نمودار ۱-۱ میزان گازهای فلر سوزانده شده در ایران	۷
نمودار ۱-۲ مقایسه عدد متان برای سوخت‌های گازی متداول	۲۷
نمودار ۱-۳ منحنی طراحی تجربی بهینه برای اجکتورها	۴۹
نمودار ۱-۴ مقایسه میان مقادیر محاسبه شده دبی گازهای فلر پالایشگاه تهران با روش‌های مختلف ..	۷۶
نمودار ۲-۴ انتخاب نوع کمپرسور	۹۴
نمودار ۱-۵ منحنی هزینه جهت تراکم گاز (از ۱ تا 30 BARG) برای کاربرد گاز فلر در تولید برق ...	۱۲۱
نمودار ۲-۵ منحنی هزینه دی‌هیدراتسیون گاز مورد استفاده در انتقال با فواصل طولانی، مصارف بالا، یا	
دمای پایین محیط	۱۲۱
نمودار ۳-۵ منحنی هزینه برای خنک‌کاری گاز	۱۲۲
نمودار ۴-۵ منحنی‌های هزینه برای شیرین‌سازی گاز ترش قبل از مصارف ثانویه	۱۲۲
نمودار ۵-۵ منحنی هزینه برای تقطیر و ذخیره‌سازی گاز	۱۲۳

فهرست علائم و اختصارات

A	سطح مقطع
ER	نسبت مکش
M	عدد ماخ
G	انرژی آزاد گیبس
IRR	نرخ بازده داخلی
NPV	ارزش فعلی خالص
WC	بازگشت سرمایه در گردش
CFAT	جریان نقد ورودی
C _p	گرمای ویژه در فشار ثابت
LPG	گاز فشرده مایع
C	سرعت صوت
C _v	گرمای ویژه در حجم ثابت
P	چگالی
M.W	وزن مولکولی
G	شتاب گرانش
ω	نسبت دبی
CH ₄	متان
C ₂ H ₆	اتان
C ₃ H ₈	پروپان
C ₄ H ₁₀	ایزوبوتان
C ₅ H ₁₂	ایزوپنتان
C ₆ H ₁₄	هگزان
H ₂ S	دی اکسید گوگرد
H	آنتالپی
I ₀	سرمایه گذاری اولیه
PP	دوره بازگشت سرمایه
W	دبی
CR	نسبت تراکم

فصل اول

کلیات پژوهش

۱-۱ مقدمه

برای اقدام به بهینه‌سازی مصرف انرژی نیازی به بودجه و هزینه‌های کلان نیست. در مرحله اول کافی است کمی با دقت به تأسیسات و تجهیزات در حال کار در واحد تولیدی بنگرید و نسبت به رفع نشتی‌های هوا، بخار و آب اقدام کنید؛ نسبت بین هوا و سوخت در کوره‌ها و بویلرها را تنظیم نمایید؛ سطوح انتقال حرارت را تمیز نمایید؛ از نشت هوا از طریق دریچه‌ها به داخل کوره‌ها جلوگیری کنید؛ از بویلرها و کوره‌ها در ظرفیت‌های نامی استفاده کنید؛ فناوری پینچ را به کار ببرید و کلاً نسبت به بهبود عملیات بهره‌برداری اقدام کنید. این کار خود به تنهایی باعث صرفه‌جویی ۱۰ درصدی در مصرف انرژی خواهد شد. در مرحله دوم به دنبال بررسی امکان جایگزینی حامل‌های مختلف انرژی مصرفی با حامل‌های ارزان‌تر باشید. در مرحله سوم هنگامی که دو مرحله قبل را به‌طور کامل به اتمام رسانده‌اید نسبت به بازیابی انرژی و حرارت از دستگاه‌ها و سیستم‌ها و جایگزینی فرآیندها و تجهیزات موجود با فرآیندها و تجهیزات با راندمان بالاتر اقدام نمایید.

یکی از اقدامات دیگر در کاهش اتلاف انرژی و مواد در صنایع و به‌ویژه صنایع نفتی، کاهش و بازیابی جریان فلر می‌باشد. برای کاهش و بازیابی جریان ارسالی به فلرها در پالایشگاه‌ها روش‌های متفاوتی ارائه شده است که به تفصیل در فصل دوم ارائه می‌گردد. تحقیق حاضر درصدد اجرای طرحی جهت کاهش و بازیابی جریان فلر در پالایشگاه تهران می‌باشد. در این راستا از روش‌های متراکم‌سازی گاز فلر توسط کمپرسور و اجکتور جهت بازیافت استفاده می‌گردد و امکان جایگزینی کمپرسور توسط اجکتور بررسی می‌شود.

۲-۱ بیان مسئله

بهینه‌سازی مصرف انرژی و کاهش آلاینده‌های زیست‌محیطی یکی از دغدغه‌های اساسی صنایع، خصوصاً صنایع نفت، گاز و پتروشیمی است. سالیان متمادی است که گازهای همراه نفت در میادین نفتی سوزانده می‌شود. سوزاندن این گازهای همراه که به اصطلاح «فلرینگ»^۱ خوانده می‌شود به منظور افزایش ایمنی تجهیزات، ناشی از اختلالات به وجود آمده، انجام می‌گیرد. در واقع هدف اصلی از طراحی سیستم فلرینگ، ایجاد امنیت و ایمنی برای واحدها و کارکنان در برابر خطرات احتمالی ناشی از افزایش فشار و شعله‌ور شدن گازهای پرفشار است (۱). ضمن آنکه رها کردن گازهای همراه در محیط‌زیست آلودگی‌ها و مشکلات فراوانی در پی خواهد داشت.

فلرینگ گازهای همراه موجب تولید و انتشار مقادیر بسیار زیادی دی‌اکسیدکربن می‌گردد. همچنین حضور گازهای نیتروژن و H_2S در جو، به ترتیب باعث تولید اکسیدهای نیتروژن^۲ و اکسیدهای گوگرد^۳ و انتشار آن‌ها در هوا می‌شود. علاوه بر این‌ها از آنجا که احتراق در فلر با بازدهی بسیار پایین صورت می‌گیرد، در اثر احتراق ناقص مقادیر قابل توجهی مونوکسید کربن^۴، هیدروکربن‌های نسوخته، ترکیبات آلی نظیر بنزن و تولوئن و نیز مقادیر ناچیزی از ترکیبات شامل گوگرد مثل دی سولفید کربن^۵ و کربنیل سولفید می‌گردد (۲). انتشار این گازها موجب افزایش چشمگیر آلودگی محیط‌زیست شده و همچنین تأثیر بسزایی بر افزایش گرمای جهانی و پدیده‌ی تغییر آب و هوا دارد.

از طرف دیگر اصلی‌ترین و بزرگ‌ترین منبع اتلاف انرژی در صنعت نفت و گاز، سیستم فلرینگ است. سوزاندن این گازها، فرصت استفاده مجدد از آن‌ها را از بین برده و موجب می‌گردد تا منابع پاک و باارزشی از دست برود.

^۱ Flaring

^۲ Nox

^۳ SOx

^۴ CO

^۵ CS₂

۳-۱ ضرورت و اهمیت تحقیق

فلرینگ گاز یکی از مسایل مهم پیش و رو در جهان می باشد. سوزاندن گازهای فلر باعث مصرف منابع مهم انرژی و اثرات مضر حاصل از آنها می گردد که خود باعث اتلاف میلیون ها دلار و آلودگی زیست محیطی می گردد بنابراین پرداختن به موضوع بازیابی گازهای فلر از دو جهت دارای اهمیت می باشد:

اول آنکه گازهای ارسالی به فلر دارای ارزش اقتصادی قابل توجهی است و اهمیت حفظ منابع سوخت های فسیلی ایجاب می کند که از جریان اکسرژی اتلافی استفاده مطلوبی کرده و به صورت انرژی مفید آنها را مورد بازیافت قرار داد و نکته دوم تأثیرات مخرب زیست محیطی ناشی از احتراق گازهای مذکور است (۳). از این رو مدیریت گازهای فلر بستر مناسبی برای انجام فعالیت های علمی، تحقیقاتی و کاربردی در سطح کشور می باشد. گازها دارای ارزش حرارتی (پتانسیل شیمیایی) یا اکسرژی شیمیایی می باشند، حتی به دلیل سرعت بالا و دمای بالا حائز اکسرژی مکانیکی و فیزیکی هستند که در این پروژه تولید انرژی مفید از جریان اکسرژی اتلافی یاد شده بررسی گردیده و بهترین سناریو ارائه خواهد شد.

۳-۱-۱ جغرافیای سطح فلرینگ

فلرینگ در سطح جهان و کشورمان ایران به خاطر استفاده از انرژی بازیافتی و آلودگی زیست محیطی که گازهای فلر دارند روز به روز کاهش می یابد. در ذیل به جغرافیای و گستردگی گاز فلر در جهان اشاره می گردد.

۳-۱-۱-۱ جغرافیا و گستردگی فلرینگ گاز در سطح جهان

مطابق آمار منتشر شده توسط بانک جهانی، سالیانه حدود ۱۵۰ میلیارد مترمکعب گاز همراه، از طریق سیستم فلرینگ سوزانده می شود. این حجم از گاز برابر با:

- نیاز مصرف سالیانه گاز کل آمریکای در بخش مسکونی
- ۵% از کل تولیدی جهان
- ۲۳% از مصرف گاز طبیعی ایالات متحده
- ۳۰% از مصرف گاز اتحادیه اروپا
- ۲/۴ میلیون بشکه نفت خام در روز

این میزان فلرینگ سبب تولید ۴۰۰ میلیون تن انتشارات گازهای گلخانه‌ای معادل دی‌اکسیدکربن می‌گردد که برابر است با:

- انتشار آلاینده‌های سالانه ۷۷ میلیون خودرو
- ۲٪ از کل انتشار جهانی CO₂ ناشی از منابع انرژی

بر اساس بانک جهانی در سال ۲۰۱۵ کل گازهای گلخانه‌ای تولید شده توسط فلرها در دنیا ۲۱۳ تن بوده و ایران با تولید ۲۸/۱ میلیون تن و سهم ۱۳/۲ درصد در رتبه سوم دنیا بعد از روسیه و نیجریه قرار دارد که این مقدار معادل چهارده بیلیون مترمکعب گاز طبیعی به ارزش ده میلیارد دلار می‌باشد(۴).

مقدار تخمینی گازهای سوزانده شده در جهان از سال ۲۰۱۱-۲۰۰۷ بر اساس اطلاعات ماهوره به مطابق جدول (۱-۱) می‌باشد.

جدول ۱-۱ مقدار تخمینی گازهای سوزانده شده بر اساس اطلاعات ماهوره (۴)

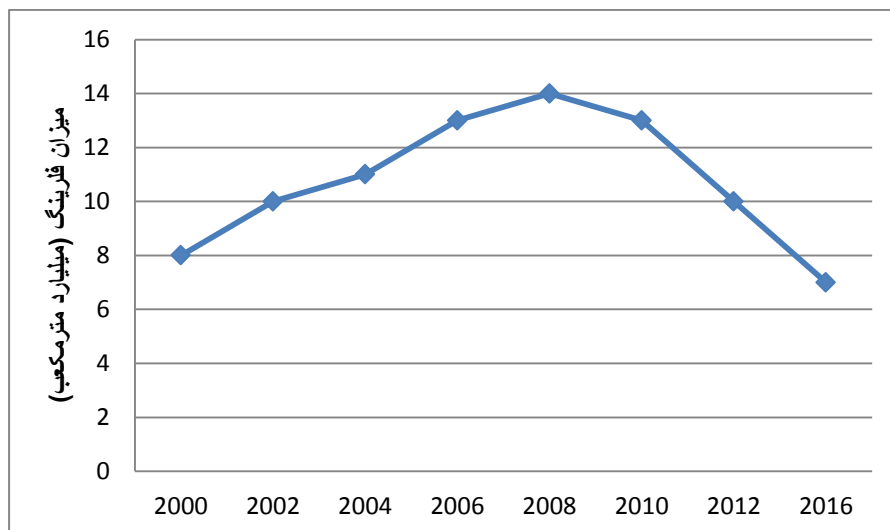
کشور/ سال	۲۰۰۷	۲۰۰۸	۲۰۰۹	۲۰۱۰	۲۰۱۱	تغییر از سال ۲۰۰۷ تا ۲۰۱۱
روسیه	۵۲/۳	۴۲	۴۶/۶	۳۵/۶	۳۷/۴	-۲۹%
نیجریه	۱۶/۳	۱۵/۵	۱۴/۹	۱۵	۱۴/۶	-۱۱%
ایران	۱۰/۷	۱۰/۸	۱۰/۹	۱۱/۳	۹/۴	-۱۲%
عراق	۶/۷	۷/۱	۸/۱	۹/۰	۷/۱	۶%
امریکا	۲/۲	۲/۴	۳/۳	۴/۶	۵/۰	۲۲۷%
الجزایر	۵/۶	۶/۲	۴/۹	۵/۳	۴/۷	-۱۸%
قزاقستان	۵/۵	۵/۴	۵/۰	۳/۸	۴/۱	-۲۵%
عربستان	۳/۹	۳/۹	۳/۶	۳/۶	۳/۵	-۱۱%
ونزوئلا	۲/۲	۲/۷	۲/۸	۲/۸	۲/۶	۱۸%
چین	۲/۶	۲/۵	۲/۵	۲/۵	۲/۴	-۸%
کانادا	۲/۰	۱/۹	۲/۵	۲/۵	۲/۲	۱۰%
لیبی	۲/۸	۲/۲	۲/۴	۲/۴	۲/۳	-۱۸%
اندونزی	۲/۶	۲/۵	۲/۲	۲/۲	۲/۱	-۲۰%
مکزیک	۲/۳	۲/۶	۲/۱	۲/۰	۲/۰	-۱۵%
قطر	۲/۴	۲/۳	۱/۸	۱/۸	۱/۷	-۳۰%
ازبکستان	۲/۱	۲/۳	۱/۹	۱/۸	۱/۶	-۲۴%
مالزی	۱/۸	۱/۹	۱/۵	۱/۵	۱/۶	-۱۲%
عمان	۱/۸	۱/۸	۱/۵	۱/۴	۱/۴	-۲۰%
مصر	۱/۵	۱/۸	۱/۶	۱/۴	۱/۴	-۷%
جمع کشورهای بالا	۱۳۲	۱۲۷	۱۱۸	۱۲۱	۱۲۱	-۱۰%
مابقی کشورها	۲۲	۲۰	۲۰	۱۹	۱۹	-۱۰%
سطح فلرینگ جهان	۱۵۴	۱۴۷	۱۳۸	۱۴۰	۱۴۰	-۱۰%

۱-۳-۲ آمار و گستردگی فلرینگ گاز در ایران

آمار مربوط به گازهای سوزانده شده در ایران

مطابق نمودار میانگین حجم گازهای فلر شده در ایران طی سالهای ۲۰۰۰ تا ۲۰۱۶ به

این صورت می باشد.



نمودار ۱-۱ میزان گازهای فلر سوزانده شده در ایران (۲)

نمودار (۱-۱) میزان گازهای فلر سوزانده شده در ایران را از سال ۲۰۰۰ تا ۲۰۱۶ نشان می‌دهد.

همان‌طور که اشاره شد ایران با تولید ۲۸/۱ میلیون تن و سهم ۱۳/۲ درصدی در رتبه سوم دنیا بعد از روسیه و نیجریه در تولید گازهای گلخانه ناشی از فلر قرار دارد که این مقدار معادل چهارده میلیون مترمکعب گاز طبیعی به ارزش ده میلیارد دلار می‌باشد و این موضوع ضرورت پرداختن به بازیابی و یا کاهش گازهای ارسالی به فلر را مهیا می‌سازد.

۴-۱ پیشینه پژوهش

به علت مقادیر بالای ائتلاف انرژی در صنایع بزرگ بخصوص صنایع وابسته به نفت، گاز و پتروشیمی از طریق سیستم فلرینگ و همچنین الزامات زیست‌محیطی که روزبه‌روز جدی‌تر و سخت‌گیرانه‌تر در حال گسترش می‌باشند، طی ۱۰ سال گذشته تحقیقات وسیعی بر روی کاهش و بازیابی گازهای ارسالی به فلر انجام شده است که در ادامه به آن‌ها می‌پردازیم.

۱-۴-۱ مطالعات و فعالیت‌های انجام شده در سطح دنیا

طرح بازیابی گازهای فلر اولین بار در نروژ در سال ۱۹۹۱ اجرایی گردید. بازیابی گازهای فلر زمانی بدل به واقعیت شد که دولت نروژ در ژانویه سال ۱۹۹۱، قوانین مالیاتی مؤثری برای انتشار گاز CO₂ تصویب کرد در حالی که این مالیات تا به بیش از یک کرون

افزایش یافته بود و در حال حاضر به میزان ۰/۷۲ بر هر مترمکعب می‌باشد منجر به حرکت ضروری صنایع به سمت کاهش و قطع فلرینگ گردید. این صرفه‌جویی مالیاتی، به‌عنوان نمونه در سکوی نفتی Gullfaks کمپانی Statoil در حدود ۲۰ میلیون کرون نیروژ منجر به ایجاد انگیزه قوی Statoil برای آغاز کاهش فلرینگ گردید.

شرکت آمریکایی جان زینک برای نخستین بار سیستم بازیابی گاز فلر را ارائه داد که از موفق‌ترین سیستم‌های بازیابی گاز فلر می‌باشد. در این سیستم از تجهیزات اصلی نظیر کمپرسور و جداکننده سه فازی استفاده گردید که باعث کاهش ۳۰ درصدی گازهای فلر گردید.

شرکت ملی نفت کویت سال ۲۰۰۹ در پالایشگاه نفت Shuaiba طرح ابتکاری جمع‌آوری و بازیابی گازهای اتلافی را بجای سوزاندن آن‌ها در فلرها را اتخاذ کرد و باعث صرفه اقتصادی معادل ۲۴ میلیون دلار گردید.

کمپانی نفتی Shell با اجرای رویه‌ها و اقداماتی در راستای شناسایی و کنترل منابع فلرینگ و افزایش قابلیت اطمینان تجهیزات در پالایشگاه نفت Shell Martinez در چند سال اخیر به کاهش قابل توجهی در انتشارات ناشی از فلرینگ دست یافته است (۵).

۱-۴-۲ مطالعات و فعالیت‌های انجام شده در ایران

در تحقیقی با عنوان کاربرد تکنولوژی پینچ آبی در بهینه‌سازی مصرف آب و تولید پساب پالایشگاه‌ها - مطالعه موردی پالایشگاه تهران» چگونگی استفاده از تکنولوژی پینچ آب را در مدیریت مصرف آب صنایع تشریح کرده و برای مطالعه موردی، این تکنولوژی در پالایشگاه تهران اجرا کردند. آنالیز پینچ آب یک تکنیک سیستماتیک برای طراحی، بهینه‌سازی و به‌روزرسانی شبکه‌های بازیافت انرژی، جرم و آب می‌باشد و این کار باعث کاهش مصرف آب معادل ۱۶ میلیون مترمکعب در سال گردید (۶).

در تحقیقی دیگر با عنوان انتگراسیون انرژی و قدرت در برج تقطیر اتمسفریک شمالی پالایشگاه نفت تهران» بیان می‌دارد با توجه به تجدید ناپذیری منابع نفت و گاز که بخش قابل توجهی از تولید انرژی را در کشور به عهده دارند و هزینه بالای تأمین و نگهداری سایر منابع انرژی، بهینه‌سازی مصرف انرژی بخصوص در صنایع نفت، گاز و پتروشیمی از جایگاه فوق‌العاده‌ای برخوردار است برخی تجهیزات این صنایع از قبیل برج‌های تقطیر از بیشترین

مصرف کنندگان انرژی بوده که لزوم بازنگری در طراحی فرایند اولیه و حداقل نمودن میزان انرژی و بازیافت آن بسیار حائز اهمیت می باشد. این مقاله ابتدا به جنبه های مختلف انتگراسیون انرژی و قدرت، بخصوص تکنولوژی Pinch، نحوه و چگونگی بازیافت انرژی پرداخته، سپس جریانات حرارتی واحد تقطیر اتمسفریک شمالی پالایشگاه تهران را مورد بازیابی قرار داده پس از رسم دیاگرام آبشاری (Cascade Diagram) و منحنی ترکیبی کلی (Grand Composite Curve) موقعیت کنونی برج تقطیر اتمسفریک را بر روی G.C.C مشخص نموده است (۷).

در تحقیقی با عنوان «بهینه سازی و جلوگیری از اتلاف انرژی در کوره نفت خام پالایشگاه تهران» بیان می کند که کوره ها نقش مهمی در پالایشگاه ها و کارخانه های پتروشیمی دارند. از کوره ها معمولاً برای گرم کردن سیال فرآیند استفاده می شود. همچنین آن ها کاربردهای مختلفی در صنایع مختلف نظیر سیمان، شیشه و رنگ و... دارند. ابتدا انواع مختلف کوره ها، ساختمان و اجزای آن ها و سپس روش هایی جهت بهبود راندمان کوره ها بررسی می شود. سپس، روش طراحی کوره ارائه شده است. کوره ای که مورد مطالعه قرار می گیرد، کوره نفت خام پالایشگاه تهران می باشد (۴).

در تحقیقی با عنوان «تحلیل سیستم های بازیافت گازهای ارسالی به مشعل و ارائه مدل اقتصادی بهینه» بیان می کند یکی از مهم ترین مسائل مربوط به محیط زیست در صنایع نفت، گاز و پتروشیمی، دفع مناسب گازهای هیدروکربنی زائد موجود در واحدها و مجتمع های صنعتی می باشد. از متداول ترین روش های موجود برای دفع ایمن این گازها، سوزاندن آن ها در فلرها و رهاسازی در محیط می باشد. بهینه سازی مصرف انرژی و کاهش آلاینده های زیست محیطی یکی از دغدغه های اساسی این صنایع بوده و از آنجایی که عمده ترین راه اتلاف انرژی در پالایشگاه های موجود در کشور و به طور کلی تمامی مراکز دارای سیستم های فلرینگ مانند: چاه های نفت، پالایشگاه های نفت و گاز، واحدهای فرایندی، کارخانه های مواد شیمیایی، زباله سوزها و...، همین سیستم فلرینگ بوده و عمدتاً بیشترین میزان آلاینده های زیست محیطی نظیر CO₂ نیز از همین سیستم متصاعد می گردد، توجه به بهینه سازی عملکرد و اصلاح این بخش از اهمیت بسزایی برخوردار می باشد که این کار باعث گردید میزان CO₂ به میزان ۵۰ PPM کاهش یابد. در این تحقیق سیستم های موجود جهت بازیافت گاز فلر مورد مطالعه

قرار گرفته و بر پایه تکنولوژی‌های متداول و قابل دسترس یک سیستم بازیابی گاز فلر که دارای عملکرد قابل قبول به لحاظ فنی توجیه اقتصادی می‌باشد توسعه داده شده است (۸). همان‌طور که از پیشینه ارائه شده مشخص است تا به حال تحقیقات زیادی در این پالایشگاه در جهت کاهش اتلاف انرژی صورت گرفته است ولی متأسفانه هیچ‌یک از تحقیقات انجام شده نگاهی جامع به پالایشگاه نداشته است و هر یک تنها بخشی از این واحد را در نظر گرفته و در جهت اصلاح آن تلاش کرده است. تحقیق حاضر در تلاش می‌باشد که با ارائه روش مدون و جدید با نگاهی جامع به مورد مطالعاتی مورد نظر به جلوگیری از اتلاف انرژی با استفاده از بازیافت جریان گازهای فلر در واحدهای پالایشگاه تهران اقدام ورزد.

۵-۱ اهداف تحقیق

هدف کاهش گازهای فلر پالایشگاه تهران و بازیابی آن‌ها با بهترین سیستم بازیابی و امکان‌سنجی جایگزینی کمپرسور به وسیله اجکتور جهت بازیابی گازهای فلر بوده و بررسی فنی و اقتصادی این جایگزینی انجام گردیده و در صورت منطقی بودن این جایگزینی به انتخاب و طراحی تجهیزات این طرح پرداخته می‌شود.

۶-۱ سؤالات تحقیق

۱. بررسی میزان گازهای فلر شده و پرچ شده؟
۲. مشخصات فیزیکی، شیمیایی و مکانیکی گازهای مذکور؟
۳. آنالیز فنی و اقتصادی سیستم متراکم‌سازی اجکتوری در بازیافت گازهای فلر؟
۴. امکان‌سنجی استفاده از سیستم اجکتوری به جای کمپرسور؟
۵. انتخاب بهترین سیستم بازیابی و طراحی تجهیزات
۶. تأثیرات سیستم طراحی شده در پالایشگاه تهران؟

۷-۱ تعریف کلمات کلیدی

فلر دودکش یا لوله عمود امتداد یافته‌ای است که به عنوان یکی از قسمت‌های ضروری در چاه‌های نفت، پالایشگاه‌ها، پتروشیمی‌ها، کارخانه‌های مواد شیمیایی جهت سوختن گازها و

مایعات زائد، قابل اشتعال و سمی، تخلیه شده بکار می‌رود و می‌تواند از بروز خطرات آتش‌سوزی‌ها، انفجار و صدمه دیدن کارکنان جلوگیری نماید. در واقع فلر مواد قابل اشتعال، سمی و بخارات خورنده را به ترکیبات کم ضررتر تبدیل می‌نماید. فلرها همواره حین فعالیت گرما و صدا تولید می‌کنند میزان و نوع گازهای انتشار یافته از فلر به محیط‌زیست تابع راندمان احتراق و نوع گازهای ارسالی به فلر است (۹). پرداختن به موضوع فلر از دو جهت کلی دارای اهمیت می‌باشد اول آنکه گازهای ارسالی به فلر دارای ارزش اقتصادی قابل توجهی است و نکته دوم تأثیرات مخرب زیست‌محیطی ناشی از احتراق گازهای مذکور است از این‌رو مدیریت گازهای فلر بستر مناسبی برای انجام فعالیت‌های علمی، تحقیقاتی و کاربردی نه تنها در سطح کشور بلکه در کل دنیا می‌باشد.

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

۱. شرایط عادی کارخانه (شرایط عملکرد نرمال واحدها): در این حالت گازهای آزاد

شده از برخی فرایندها به همراه گازهای پرچ در فلر سوزانده می‌شود.

۲. شرایط آشفته‌گی واحد: این شرایط در هنگام راه‌اندازی و توقف کامل واحد به

وجود آمده و حجم گازهای ارسالی به فلر بیش از شرایط عادی می‌باشد.

۳. 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 به‌صورت ناخواسته به فلر ارسال می‌شود.

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 هم‌اکنون در سطح دنیا

مبحث جدیدی تحت عنوان NO-FLARING مطرح گردیده و دنبال می‌شود. راهکارهای

دستیابی به این مفهوم در هر یک از سه قسمت اصلی سیستم فلر به‌صورت زیر قابل ارائه و

اجرا می‌باشد:

❖ الف) بخش فرآیند: کاهش تولید گازهای فلر از طریق بهبود شرایط فرآیندی و

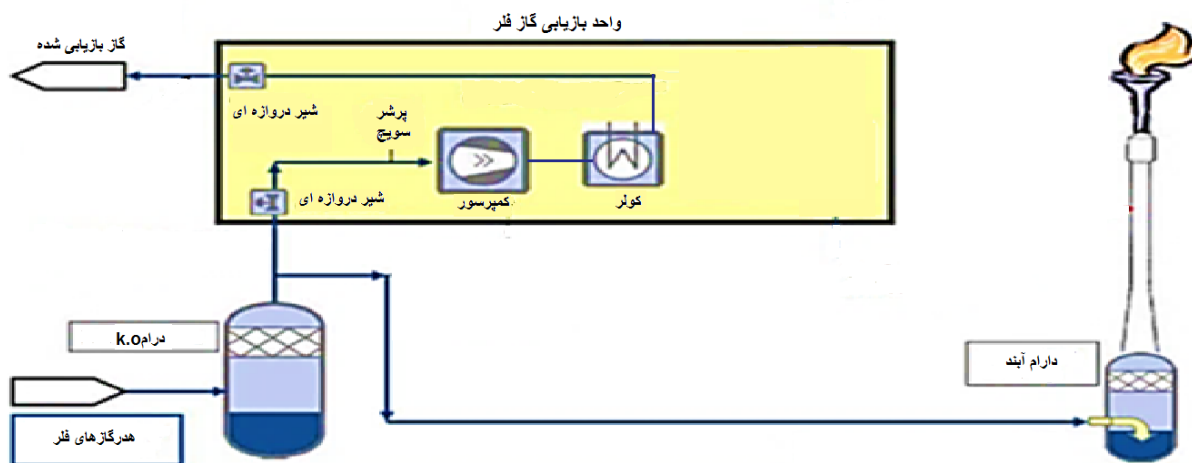
جلوگیری از نشتی تجهیزات و اتصالات؛

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

❖ (ج) سیستم فلر: اصلاح سیستم فلر شامل تجهیزات، عملکرد آن‌ها و سیستم‌های کنترلی و نظارتی.

محدوده طرح تجهیزات برای بازیابی گازهای فلر شامل: واحد متراکم کننده گاز- جداکننده گاز/مایع - مبدل حرارتی (سردکننده‌های گاز و مایع) - ممبران جهت جداسازی هیدروکربن‌ها- سیستم منطق کنترل (برای عملیات خودکار کاملاً اتوماتیک شده)- دستگاه سنجش جریان برای اندازه‌گیری جریان گاز - ظرف جدا کننده (Knock-out drum) لوله اصلی فلر، آب‌بند مایع و دیگر قسمت‌های مورد نیاز می‌باشد (۹).

هدف از نصب این واحد بازیابی ترکیبات باارزش موجود در گاز فلر می‌باشد که بدین منظور ابتدا فشار گاز فلر که پایین می‌باشد بایستی به فشار مورد نظر افزایش یافته و سپس بخش مایع کندانس شده از آن جدا گردد و در مرحله بعدی با استفاده از تکنولوژی ممبران ترکیب ازت از این گاز جدا شده و گاز حاصله جهت جداسازی ترکیبات باارزش به واحد الفین ارسال گردد. در این فرآیند تمامی هیدروکربن‌های گاز و مایع باقیمانده غیر ارسالی به واحد الفین به‌عنوان سوخت قابل استفاده خواهند بود.



شکل ۱-۱ شماتیک کلی از سیستم بازیابی فلر (۹)

فصل دوم

بازیافت جریان گازهای فلر و بررسی روش‌های آن

۲-۱ مقدمه

برقراری ارتباط بین انرژی و محیط‌زیست پیچیده است. کلاً توانایی علم برای شناخت و تعیین پتانسیل اثرات مضر پیشرفت زیادی داشته است. در سال ۱۹۷۰ بیشتر آنالیزهای زیست‌محیطی و ابزار قانونی کنترل، بر روی آلودگی‌های معمول، SO_x , NO_x , CO و ذرات متمرکز کردند. اخیراً نگرانی برای کنترل آلودگی هوا، توسط مواد شیمیایی سمی، در غلظت پایین و آلاینده‌های جهانی مثل دی‌اکسیدکربن، گسترش یافته است (۱۰). همچنین توسعه صنایع مشکلات جدیدی را مطرح می‌کند. برای مثال افزایش در حمل و نقل کالاها سبب ایجاد ترافیک می‌شود که خود سبب انتشار بیشتر NO_x و مواد فرار آلی می‌شود. در نتیجه نگرانی نسبت به سیاست انرژی و بررسی اقتصادی در سال‌های بین ۱۹۷۰ تا ۱۹۸۰ به کنترل زیست‌محیطی و بازدهی انرژی، توجه بیشتری شده است. اطلاعات جزئی بیشتری در این موضوع در مقالات دیگر یافت می‌شود (۱۱).

یکی از بزرگ‌ترین منابع آلوده‌ساز در صنایع، جریان سوزاندن گاز فلر می‌باشد که ترکیبات پیچیده و غیرقابل استفاده را در مقیاس بزرگی سوزانده و ترکیبات آلوده‌سازی وارد جو محیط‌زیست می‌کند. تحقیق حاضر با درک اهمیت این مهم در پی ارائه روشی جهت کاهش و بازیابی جریان فلر در پالایشگاه تهران با استفاده از روش‌های بازیافت بهینه می‌باشد. در این راستا ابتدا ادبیات تحقیق شامل مفاهیم بازیافت معرفی روش‌های بازیابی گاز فلر، تفکیک گازهای فلر و همچنین امکان‌سنجی فنی و اقتصادی جایگزینی کمپرسور با سیستم فشرده‌سازی اجکتور بررسی می‌گردد سپس به شبیه‌سازی و طراحی بهینه سیستم بازیافت پرداخته می‌شود.

۲-۲ سیستم فلر

سیستم فلر از قسمت‌های ضروری در پالایشگاه‌ها و سایر واحدهای فرآیندی است که در داشتن فرآیند قابل اطمینان نقش اساسی دارد؛ زیرا فلرها می‌توانند از بروز خطرات، آتش‌سوزی‌ها، انفجار و صدمه دیدن کارکنان جلوگیری نمایند. فلرها به‌منظور کنترل ایمن و مطمئن مواد تخلیه شده به محیط‌زیست نظیر مواد قابل احتراق مازاد حاصل از فرآیندها و همچنین گازهای به وجود آمده در شرایط اضطراری، استفاده می‌شوند. در واقع فلر مواد قابل اشتعال، سمی و بخارات خورنده را به ترکیبات کم‌ضرر تبدیل می‌نماید. فلرها معمولاً به سهولت قابل مشاهده بوده و همواره حین کار گرما و صدا تولید می‌کنند. میزان و نوع گازهای انتشار یافته از فلر به محیط‌زیست تابع راندمان احتراق و نوع گاز ارسالی به فلر است.

راندمان احتراق پایین در فلر به معنای وجود مقدار قابل توجهی ترکیبات آلی فرار در گازهای ارسالی به فلر بوده و راندمان بالا نیازمند اختلاط کامل سوخت با هوا و فقدان فاز مایع در حین احتراق می‌باشد. راندمان احتراق برای فلری که به‌خوبی طراحی شده باشد معمولاً بالای ۹۰ درصد و گاهی بیش از ۹۸ درصد است.

بسیاری از پالایشگاه دارای چندین سیستم فلر بوده و برخی از واحدهای فرآیندی نیز سیستم فلر اختصاصی دارند. علت این امر جلوگیری از اختلاط جریان گازهای اسیدی از سایر جریان‌های گازی در مسیر انتقال به فلر می‌باشد. فلر مربوط به گازهای اسیدی به مشعل‌های خاصی مجهز گردیده تا راندمان احتراق در آن‌ها بالاترین حد ممکن باشد.

۲-۳ انواع فلر

اساساً دو نوع فلر در پالایشگاه‌ها بکار گرفته می‌شود، یکی فلر مرتفع و دیگری 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 تخلیه کاربرد دارد. فلر مرتفع قسمتی از اجزای پالایشگاه است که به دلیل ایمنی نصب و مورد

استفاده قرار می گیرند؛ زیرا می تواند پس از سوزاندن آسان بخارات سمی از فرایندها آنها را به نقاط دوردست منتقل نماید.

جریان گازهای اتلافی به فلر برای ایجاد شعله ای پایدار و احتراقی کامل باید دارای حداقل ارزش حرارتی ۹۳۰۰ کیلوژول بر مترمکعب باشد در غیر این صورت باید سوخت کمکی به فلر تزریق گردد تا احتراق کامل انجام گردد.

۲-۳-۱ انتشار آلاینده های فلر

انتشارات ناشی از فلرینگ شامل ذرات کربن (دوده) هیدروکربن های نسوخته، CO و سایر هیدروکربن های سوخته شده می باشد و اگر ترکیبات حاوی گوگرد نظیر سولفید هیدروژن فلر شده باشند، شامل دی اکسید گوگرد خواهد بود. مقدار تولید انتشارات هیدروکربن ها متناسب با درجه احتراق می باشد. درجه احتراق به مقدار زیادی به نرخ و میزان اختلاط سوخت - هوا و دمای شعله بستگی دارد.

جدول (۲-۱) معرف ضرایب انتشار آلاینده های فلر می باشد و جدول (۲-۲) معرف داده های مربوط به ترکیب گازهای ورودی به فلر بوده که از آزمایش های آژانس حفاظت از محیط زیست امریکا به دست آمده می باشد. در طول آزمایش ها پروپیلن، متان، استیلن، پروپان و اتان به عنوان ترکیبات گاز فلر مورد استفاده آزمایش می باشد.

در گازهای اتلافی فلر که شامل ترکیبات نیتروژنی نیستند، باز هم NO از ترکیب نیتروژن اتمسفریک با اکسیژن یا به وسیله واکنش میان رادیکال های هیدروکربنی آزاد شده در محصولات احتراق و نیتروژن اتمسفریک، از طریق میانی OCN, HCN, CN تشکیل می گردد. ترکیبات گوگردی موجود در یک جریان گاز گوگرد وقتی سوزانده می شوند تبدیل به دی اکسید گوگرد می گردند. میزان دی اکسید گوگرد انتشار یافته بستگی مستقیمی به میزان گوگرد موجود در گازهای فلر شده دارد (۱۲).

جدول ۲-۱ ضرایب انتشار آلاینده های فلر (۱۲)

ضریب انتشار (lb/10 6 BTU)	ترکیب
۰/۱۴	مجموع کل هیدروکربن ها
۰/۳۷	مونواکسید کربن
۰/۰۶۸	اکسیدهای نیتروژن

جدول ۲-۲ ترکیبات هیدروکربنی گازهای انتشار یافته فلر (۱۲)

ترکیب	میانگین (درصد)	محدوده (درصد)
متان	۵۵	۸۳-۱۴
اتان	۸	۱-۱۴
استیلن	۵	۰/۳-۲۳
پروپان	۷	۰-۱۶
پروپیلن	۲۵	۱-۶۵

۲-۴ روش‌های کاهش تولید و بازیابی گازهای ارسالی به فلر

به‌طور کلی این روش‌ها به دو دسته تقسیم می‌شوند روش اول روش‌های کاهش و دوم روش‌های بازیابی.

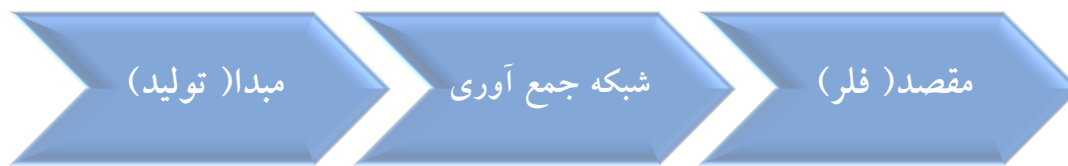
در این تحقیق به روش‌های دسته دوم یعنی روش‌های بازیابی گازهای ارسالی به فلر و ارزیابی فنی و اقتصادی آن‌ها پرداخته خواهد شد.

۲-۴-۱ انتخاب راهکار مناسب

اولین گام در انتخاب و ارائه راهکار مناسب به‌منظور کاهش و بازیابی گازهای فلر، شناخت فرآیند 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 فرآیندها عبارتند از:

- فرآیند به‌عنوان منشأ تولید گازهای فلر
- شبکه جمع‌آوری به‌عنوان واسط انتقال گازها به فلر
- سیستم فلر به‌عنوان مصرف‌کننده نهایی گازها

شکل (۱-۲) نمای کلی سیستم فلر را نمایش می‌دهد، در این شکل سه قسمت اصلی فرآیند فلر مشخص شده است.



شکل ۱-۲ سه قسمت اصلی فلر (۱۳)

راهکارهای کاهش و بازیابی گازهای فلر در هریک از سه قسمت اصلی فلر قابل ارائه و اجرا می‌باشد.

۲-۴-۱-۱ بخش فرآیند

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

۲-۴-۱-۲ شبکه جمع آوری

گاهی اصلاح فرآیند در جهت تولید گازهای فلر با محدودیت‌هایی مواجه می‌گردد. در این حالت می‌توان از راهکار دیگری تحت عنوان بازیابی گازها بهره برد. همان‌گونه که از نام آن مشخص است در این حالت تجهیزات بازیافت در مسیر انتقال گازهای ارسالی به فلر قرار گرفته و گازها را به محصولاتی با ارزش حرارتی بیشتر تبدیل می‌کنند.

۲-۴-۱-۳ سیستم فلر

یکی دیگر از راهکارهای مهم به‌منظور کاهش گازهای ارسالی به فلر، اصلاح سیستم فلر می‌باشد. در این روش تجهیزات، عملکرد آن‌ها و سیستم کنترلی و نظارتی سیستم فلر مورد ارزیابی قرار گرفته تا راهکارهای کاهش گازهای فلر ارائه گردد. در ادامه راهکارهای پیشنهاد شده در هر یک از این سه قسمت بیان می‌گردد (۱۳).

۲-۴-۲ روش‌های کاهش تولید گازهای ارسالی به فلر از طریق بهبود شرایط فرآیندها

همان‌طور که پیش‌تر گفته شد در هر فرآیند شیمیایی، گازهای مازاد قابل احتراق هم در حالت عملیات عادی پالایشگاه و هم در حالتی که عملیات فرآیندی پالایشگاه با مشکل مواجه است، به شبکه فلر ارسال می‌گردد. منابع تولیدکننده گازهای فلر به‌طور کلی شیرهای کنترل، شیرهای اطمینان، کمپرسور و سایر موارد می‌باشد.

شناسایی کامل هر یک از موارد مذکور کمک خواهد نمود تا راهکارهای کاهش گازهای ارسالی به فلر مشخص گردد. از آنجا که شناسایی این منابع نیازمند آشنایی با فرآیندهای شیمیایی موجود در پالایشگاه مورد نظر می‌باشد، لذا بهره‌گیری از تجربه عملیاتی اپراتورها در اجرای راهکارهای نهایی از اهمیت بالایی برخوردار است (۱۴).

۲-۴-۲-۱ جلوگیری از نشتی شیرهای اطمینان و وسایل مشابه

در تمامی فرآیندهای صنعتی، سیستم‌هایی تعبیه گردیده است که در مواقع لزوم نظیر افزایش بیش از حد فشار، مایعات و گازها را به فلر واحد هدایت می‌کنند. عمده‌ترین این وسایل عبارتند از: شیرهای اطمینان و شیرهای کنترل فشار می‌باشند. در برخی از مواقع این تجهیزات بر اثر خوردگی یا مشکلات مکانیکی دچار نشتی شده و سبب افزایش میزان فلر دهی می‌شوند. ساده‌ترین راه جهت بررسی این مشکل، در صورتی که میزان جریان نشتی زیاد باشد، از طریق صدای ایجاد شده و کاهش دمای لوله پس از شیر می‌باشد. جهت بررسی دقیق‌تر این ادوات از تست کریپتون ۸۵ به یکی از دو طریق ذیل می‌توان استفاده نمود:

روش اول: به‌وسیله تزریق کریپتون ۸۵ به داخل لوله جریان در بالادست شیر اطمینان و قرار دادن آشکارساز پس از شیر اطمینان در مسیر گازها، فرار هرگونه کریپتون ۸۵ به داخل مسیر گاز فلر نشانگر نشتی در شیر اطمینان است.

روش دوم: به‌وسیله تزریق کریپتون رادیواکتیو در قسمت ابتدایی تولید گاز فلر و مشاهده حرکت آن در لوله انتقال می‌باشد. وجود جریان نشتی از طریق مسیر یک واحد به فلر سبب آشفتگی در مسیر حرکت کریپتون می‌گردد. این روش برای تشخیص سریع و کم‌هزینه مسیرهای نشتی به مشعل فلر به کار می‌رود. در این روش، تشخیص نشتی از یک شیر در سیستم بزرگی از لوله‌ها و شیرها نیاز به آزمایشات زیادی دارد.

این دو روش توسط شرکت Tru-Tec Services Inc در پالایشگاهی بزرگ در میدوست امریکا انجام شد که سبب کاهش ۸۰ درصد کل گاز مشعل گردید (۱۵).

۲-۲-۴-۲ جلوگیری از نشتی در کمپرسورها

کمپرسورها در حین عملیات تراکم، مقادیر قابل توجهی گاز را از طریق پکینگ‌ها، سر سیلندرها و شیرها به خارج نشت می‌دهند. معمولاً اگر گازهای مذکور فشار پایینی داشته باشند به محیط تخلیه شده و اگر دارای فشار بالا باشند به خطوط جمع‌آوری گازهای فلر ارسال می‌گردند. آنالیز گازهای مذکور تابع نوع فرآیند بوده و در اکثر مواقع دارای ارزش اقتصادی بالایی می‌باشند. به‌عنوان نمونه در اکثر پالایشگاه‌های نفت، گاز هیدروژن که تولید آن بسیار هزینه‌بر است، از کمپرسورهای واحد هیدروژن‌سازی به فلر ارسال می‌گردد. به‌منظور دستیابی به یک مقیاس کمی از میزان نشتی‌های کمپرسورها می‌توان از یک دستگاه فشارسنج یا دبی سنج روی مسیر گازهای ارسالی از کمپرسور به شبکه جمع‌آوری گازهای فلر استفاده نمود. ثبت داده‌های فشار یا دبی در طول بازه‌های زمانی مشخص مبین حجم نشتی کمپرسور می‌باشد.

اصلاح یا مدرن نمودن پکینگ‌ها Stuffing box های مراحل مختلف کمپرسورها، تأثیر قابل توجهی در کاهش میزان نشتی‌ها خواهد داشت. با توجه به ارزش بالای گازهای ارسالی از کمپرسورها به فلر، بررسی‌ها نشان می‌دهند تعمیر و یا مدرن نمودن تجهیزات آب‌بندی در کمپرسورها دارای توجیه اقتصادی می‌باشد.

۲-۲-۴-۳ ظرفیت تجهیزات

در بعضی موارد بیشترین ظرفیت طراحی تجهیزات توانایی جریان مورد نظر را نداشته، گاز مازاد به سمت فلر هدایت می‌شود. با شناسایی نقاط گلوگاهی یا نصب واحدهای جدید می‌توان مقدار گازهای فلر را به مقدار قابل توجهی کاهش داد.

۲-۲-۴-۳ کاهش تولید گازهای فلر از طریق بهبود عملکرد سیستم فلر

یکی دیگر از روش‌هایی که به‌صورت 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 قابل استفاده در واحد می‌باشد؛ زیرا ترکیب گازهای فلر اغلب از نوع گازهای سوختی می‌باشد و هرگونه اقدامی در جهت کاهش میزان مصرف سوخت در واحد می‌تواند به معنای کم نمودن گازهای فلر تعبیر گردد.

۲-۴-۳-۱ کاهش گازهای تخلیه

دو روش عمده مورد استفاده جهت کاهش گاز تخلیه عبارتند از (۱۳):

۱. کاهش جریان مورد نیاز گاز تخلیه با نصب آب‌بندی گازی

۲. کاهش گاز تخلیه با نصب ادوات کنترلی در مسیر فلر

۲-۴-۳-۲ وضعیت سر مشعل

بعضی از مشعل‌ها به علت خرابی سر مشعل گاز اضافی می‌سوزانند. با تغییر یا تعویض آنها، گاز پرج شده کاهش خواهد کرد.

۲-۴-۳-۳ اصلاح یا جایگزینی سیستم‌های جرقه‌زنی

سیستم‌های جرقه‌زنی به علت خرابی باعث افزایش مصرف گاز پرج شده می‌شوند. با تعویض یا اصلاح سیستم مقدار این گازها کاهش می‌یابد (۱۶).

۲-۴-۴ روش‌های 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 قابل استفاده، تبدیل به LNG، LPG، تولید برق، تزریق مجدد گاز، تصفیه و انتقال به نقاط مصرف استفاده نمود. برای انتخاب و به‌کارگیری تجهیزات بازیافت مناسب باید در ابتدا دو فعالیت ذیل انجام گیرد:

شناخت کامل ماهیت گازهای ارسالی به فلر: از آنجا که طراحی سیستم بازیافت تابعی از شرایط بازیافت گازهای فلر می‌باشد، لذا شناخت کامل ماهیت گازهای فلر اولین گام در به‌کارگیری نوع سیستم و تجهیزات بازیافت محسوب می‌شود. دبی، آنالیز گاز و فشار خط فلر مهم‌ترین متغیرهای عملیاتی در طراحی سیستم بازیافت محسوب می‌شوند. متغیرهای مذکور در خط انتقال گاز فلر به‌صورت مداوم در حال تغییر بوده لذا جمع‌آوری اطلاعات در خطوط فلر نیاز به تجربه کافی دارد.

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

۲-۴-۱ انواع روش‌های بازیابی گازهای ارسالی به فلر

بازیابی گازهای ارسالی به فلر از سه روش کلی ذیل قابل انجام است:

۱- فیزیکی: در این روش گازهای فلر به‌وسیله تجهیزات خاصی خالص‌سازی و در صورت لزوم متراکم شده تا به‌عنوان سوخت یا خوراک واحدهای فرآیندی قابل استفاده قرار گیرند.

این روش شامل چند روش مختلف می‌باشد:

روش جان زینک - روش زادکو - روش اجکتوری.

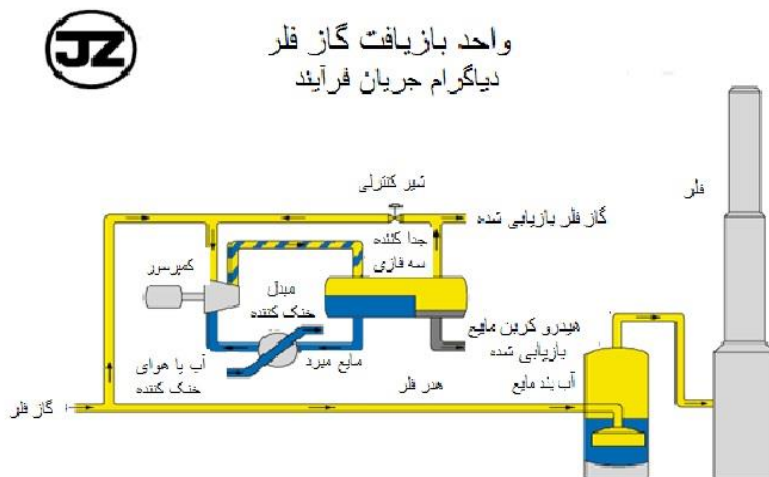
۲- روش شیمیایی: عبارتست از انجام واکنش در محیط کاتالیست به‌منظور تبدیل گازهای فلر به موارد صنعتی قابل استفاده می‌باشد.

۳- روش 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.

عملیاتی‌ترین و بهترین روش از نظر اقتصادی روش فیزیکی بوده که در این تحقیق به امکان جایگزینی در روش زادکو که دارای کمپرسور بوده را به‌وسیله اجکتوری در پالایشگاه تهران بررسی می‌شود و بهترین و بهینه‌ترین روش انتخاب می‌گردد.

۲-۴-۴-۲ سیستم جان زینگ

این سیستم که در شکل زیر نشان داده شده است، برای نخستین بار توسط شرکت جان زینگ^۱ ارائه شده و از موفق‌ترین سیستم‌های بازیافت فلر است. در این سیستم تجهیزاتی نظیر کمپرسور، Knock-out Drum، Liquid Seal Drum، یک هدر^۲ برای جمع‌آوری گاز، یک جداکننده سه فازی^۳ به کار می‌رود. واحد بازیابی قبل از Knock-out Drum و پس از Liquid Seal Drum قرار می‌گیرد (۱۷).



شکل ۲-۲ سیستم بازیابی گازهای فلر به روش شرکت جان زینگ (۱۷)

وجود Knock-out Drum به منظور حفاظت سیستم در برابر مایعات موجود در گازهای ارسالی می‌باشد. در واقع Knock-out Drum مایع همراه با گاز را جدا کرده تا عمل احتراق بهتر صورت گیرد. Liquid Seal Drum برای جلوگیری از ورود هوا به سیستم فلر قرار داده می‌شود. Liquid Seal Drum باعث جلوگیری از بازگشت شعله به خطوط لوله شده و پیش از مشعل اصلی قرار می‌گیرد.

¹ John Zinc

² Header

³ Three Phase Separator

بهترین مکان قرار گرفتن سیستم در فاصله میان Liquid Seal Drum و Knock-out Drum است. جریان خروجی از Knock-out Drum به دو شاخه تقسیم شده که قسمت عمده یا تمامی آن وارد سیستم بازیابی می‌گردد.

جریان ورودی به واحد بازیابی در نخستین گام وارد یک کمپرسور می‌گردد. برای این منظور اغلب از یک Liquid Ring Compressor استفاده می‌کنند. جریان گاز ورودی به سیستم همراه یک جریان آب وارد کمپرسور می‌گردد. با رسیدن فشار هدر به مقداری معین، این کمپرسور شروع به کار کرده و به متراکم کردن گاز می‌پردازد. سپس گاز متراکم خروجی از کمپرسور به یک جداکننده‌ی سه فازی انتقال داده می‌شود (۲). از جداکننده‌ی سه فازی به این خاطر استفاده می‌شود که پس از متراکم شدن توسط کمپرسور فازهای آلی و آبی به صورت مایع به همراه گاز متراکم شده در سیستم وجود دارند. جریان‌های خروجی از جداکننده‌ی سه فازی به سه بخش تقسیم می‌شوند (۱):

➤ گاز بازیابی شده فلر^۱: فاز گازی خروجی از جدا کننده که همان گاز بازیابی شده است که به مصارف دلخواه و متنوعی می‌رسد.

➤ مایعات هیدروکربنی بازیابی شده^۲: جریان مایع هیدروکربنی که با توجه به ترکیب درصد اجزا تشکیل دهنده آن، می‌تواند به عنوان خوراک واحدهای فرآیندی و یا سوخت مورد استفاده قرار گیرد.

➤ سیال عامل در حال گردش^۳: جریان آبی که بدون نیاز به پمپ به درون کمپرسور بازمی‌گردد.

۲-۴-۳-۳ سیستم زادکو^۴

زادکو یکی از شرکت‌های بزرگ در زمینه‌ی نفت و گاز است که در حوزه‌ی خلیج فارس فعالیت می‌کند. این شرکت تحقیقات فراوانی در زمینه‌ی کاهش فلرینگ انجام داده است که طبق برنامه‌ریزی‌های صورت گرفته، در سال ۲۰۰۵ میلادی، این شرکت به کاهش ۹۵ درصدی فلرینگ دست یافت. نتیجه این تحقیقات ارائه سیستم‌های بازیابی است که به میزان چشم‌گیری مقدار سوزاندن گازهای همراه را کاهش می‌دهد. تا سال ۱۹۹۵ فلرینگ به مقدار

¹ Recovered Flare Gas

² Recovered Hydrocarbon Liquid

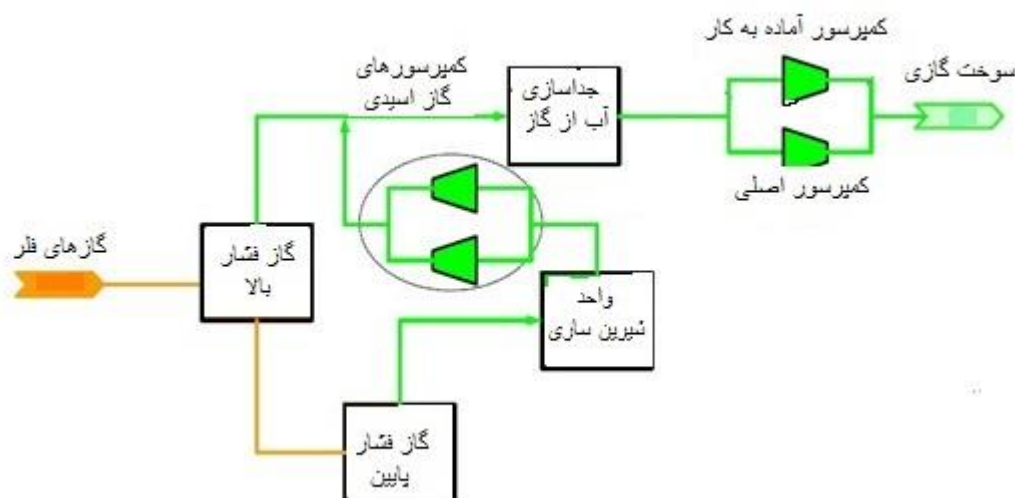
³ Recirculated Operating Liquid

⁴ ZADCO

زیادی انجام می‌شد. نفت خام ورودی به سیستم این شرکت، حاوی ۷٪ H_2S بود و مقدار بسیار زیادی از گاز همراه جدا شده در جداکننده‌ها، فلر می‌شد.

در سال ۱۹۹۵ از یک کمپرسور برای بازیابی گازهای ارسالی به فلر استفاده شد. همچنین یک واحد برای جداسازی آب از گاز خروجی از لوله‌ها نصب شد. با این اقدامات فلرینگ به مقدار زیادی کاهش یافت. هرچند از دو ناحیه نگرانی وجود داشت. اول، مقدار دبی گاز اسیدی جدا شده از واحد آمین بود که همچنان سوزانده می‌شد و دوم، عدم کارکرد صحیح کمپرسور در برخی مواقع در اثر خرابی و یا خاموشی بود. برای برطرف کردن این دو مشکل تصمیم بر آن شد تا از یک جریان By-Pass آمین و یک کمپرسور Stand-By، استفاده شود.

استفاده از یک کمپرسور بازیابی گاز اسیدی^۱ به همراه یک کمپرسور یدک برای بازیابی گاز اسیدی و یک کمپرسور Stand-By خروجی است تا در صورت خاموشی و یا خراب شدن کمپرسور اصلی، فعال گردد. همان‌گونه که در شکل زیر مشاهده می‌گردد، در این روش از سه کمپرسور استفاده می‌شود. با این کار اهداف مورد نظر تا حد زیادی تحقق می‌یابند. هرچند که عملکرد مداوم واحد آمین و هزینه‌های بالا، از معایب این سیستم می‌باشد.

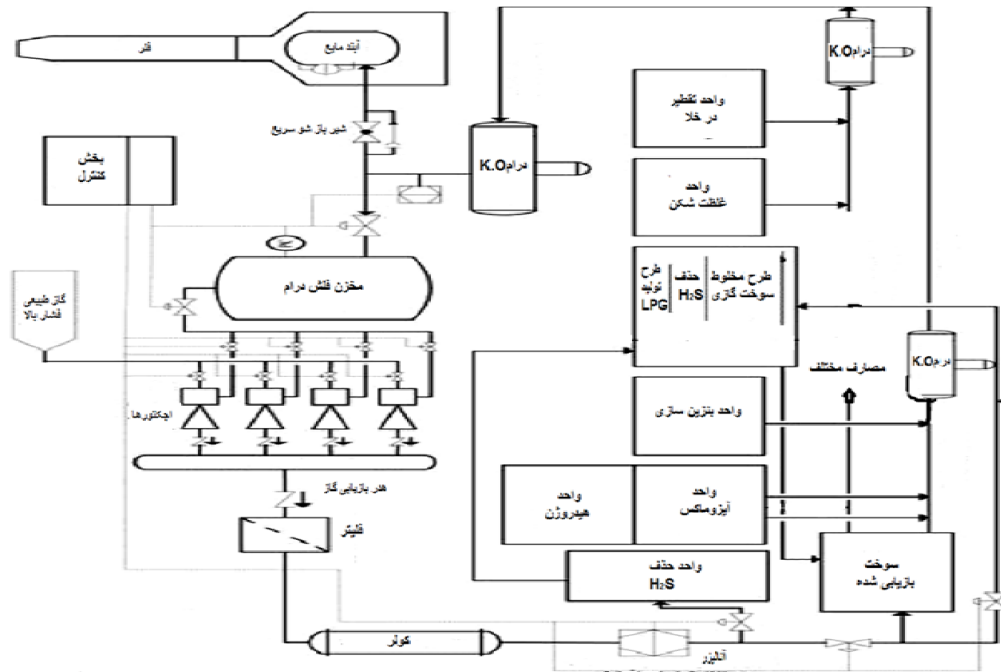


شکل ۲-۳ سیستم بازیابی گازهای فلر به روش شرکت زادکو (۱۸)

^۱ Acid Gas Recovery Compressor

۲-۴-۴-۴ سیستم اجکتوری

در سیستم اجکتوری جهت بازیابی گازهای فلر از اجکتور و تجهیزاتی استفاده می‌گردد که در فصول سوم و چهارم نحوه عملکرد سیستم اجکتوری به تفصیل شرح داده می‌شود و به طراحی تعداد، نحوه آرایش و چیدمان، مشخصات اجکتور و تجهیزات مربوط به این سیستم پرداخته می‌شود.



شکل ۲-۴ سیستم بازیابی گازهای فلر به روش اجکتوری

۲-۵ موارد کاربرد گازهای فلر بازیافت شده

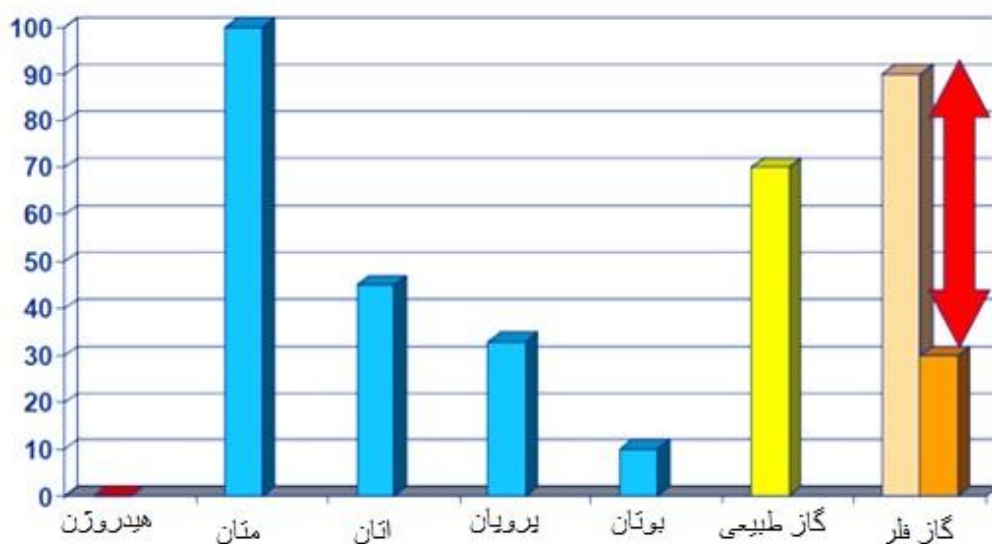
تعدادی از راهکارهای متداول جهت مصرف گازهای فلر بازیابی شده ارائه می‌گردد.

۲-۵-۱ کاربرد گاز فلر بازیابی شده به عنوان سوخت گازی

در بسیاری از موارد، ابتدایی ترین و کاربردی ترین راهکار استفاده از گازهای فلر بازیابی شده، مصرف آن‌ها به عنوان سوخت در تجهیزات موجود می باشد. به طور معمول گاز بازیابی شده به سیستم سوخت گازی واحد تزریق می شود. سوخت گازی بازیابی شده را می توان مستقیماً در تجهیزاتی مانند کوره ها، هیترها یا مشعل های فشار پایین مورد استفاده قرار داد یا

اینکه از آن‌ها به عنوان 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، به تناسب ممکن است سوخت گازی بازیابی شده نیاز به تصفیه، شیرین‌سازی و یا افزایش فشار داشته باشد.

نکته بسیار مهمی که در کاربرد گاز فلر به عنوان 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 آن با عدد متان بیان می‌گردد. در واقع عدد متان فاکتور اصلی محدودکننده برای کاربرد گازهای فلر به عنوان سوخت می‌باشد در نمودار (۱-۲) عدد متان تعدادی از سوخت‌های متداول گازی مقایسه شده است.



نمودار ۱-۲ مقایسه عدد متان برای سوخت‌های گازی متداول (۱۹)

عدد متان در واقع بیانگر میزان بهسوزی و نرم سوزی سوخت گازی می‌باشد و مشخص‌کننده نسبت حجمی متان در یک مخلوط هیدروکربنی متان-هیدروژن می‌باشد.

۲-۵-۲ تولید برق با استفاده از گاز فلر

راهکار استفاده از گاز بازیابی شده فلر جهت تولید برق، در واقع حالتی از مصرف گاز به عنوان سوخت گازی می‌باشد. به دلیل اهمیت و جذابیت این راهکار، در مکان‌های دور از

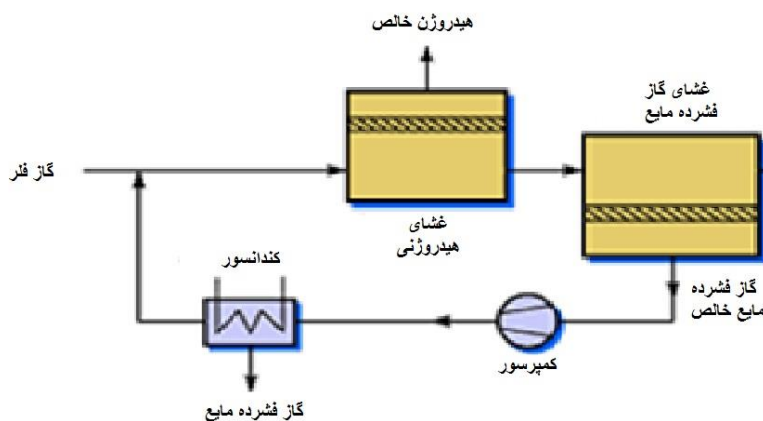
شبکه اصلی برق مثل سکوها‌های دریایی یا تأسیسات سر چاهی و یا واحدهایی با مصرف زیاد انرژی الکتریکی، تولید برق از گاز فلر تحت عنوان یک راهکار مجزا مطرح می‌گردد.

۲-۵-۳ تبدیل گاز فلر به هیدروکربن‌های سنگین یا LPG و هیدروژن

بازیابی هیدروکربن‌های سنگین یا LPG از گازهای فلر سبب ذخیره هیدروکربن‌های باارزش و امکان استفاده محلی از آن‌ها می‌شود. 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 می‌شود. به‌طور سنتی از سیستم‌های جذبی و برودتی برای تولید LPG استفاده می‌شود که این سیستم‌ها مستلزم به‌کارگیری قطعات متحرک و مواد شیمیایی بسیار زیادی و هزینه بسیار بالا است.

یک راهکار بسیار مناسب استفاده از سیستم غشایی است. بدین ترتیب که از ترکیب دو غشای متفاوت برای بازیابی LPG و همچنین هیدروژن استفاده می‌گردد. غشای اول هیدروژن خالص موجود در گاز را از خود عبور می‌دهد، سپس گاز به دست آمده به سمت غشای دیگری که ترکیبات LPG را از خود عبور می‌دهد فرستاده می‌شود. گاز عبور داده شده متراکم می‌گردد و LPG به‌صورت مایع در کندانسور به دست می‌آید. همچنین این سیستم می‌تواند با تنظیم شرایط واکنش، گاز اتان را نیز بازیابی کند. جریان سیال باقیمانده از فرآیند جداسازی به‌وسیله غشا، غنی از هیدروژن و هیدروکربن‌های گازی سبک‌تر (متان و اتان) است و لذا می‌تواند به‌عنوان سوخت مورد استفاده قرار گیرد و یا به واحد تخلیص هیدروژن فرستاده شود (Membrane Technology and Research (MTR)). مزایای این سیستم عبارتند از:

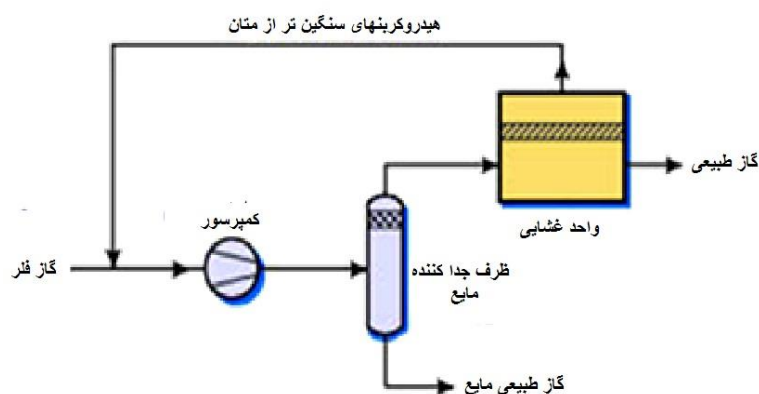
۱. کاهش چشمگیر فلرینگ؛
۲. توجیه اقتصادی طرح بازیابی هیدروکربن‌ها با بازدهی مناسب (به‌طور معمول به میزان ۶۰٪ تا ۹۰٪ خوراک)؛
۳. بازیابی LPG به‌عنوان مایعی با کاربردهای فراوان؛
۴. بازیابی هیدروژن خالص؛
۵. سادگی، انعطاف‌پذیری، سهولت در نصب و راه‌اندازی و طول عمر بالای سیستم.



شکل ۲-۵ سیستم غشایی جهت بازیابی LPG و هیدروژن (۲۰)

۲-۵-۴ تبدیل گازهای فلر بازیافت شده به عنوان گاز مایع (NGL)

بازیافت گاز طبیعی مایع، به دلیل بیشتر بودن ارزش حرارتی هیدروکربن‌های به دست آمده در مقایسه با گازهای اولیه‌ای که به عنوان سوخت مورد استفاده قرار می‌گیرند، مقرون به صرفه است. برای بازیابی گاز مایع طبیعی به طور سنتی از سردسازی استفاده می‌شود که نیاز به سرمایه و هزینه بسیار بالایی دارند. از این رو استفاده از سیستم غشایی نشان داده شده در شکل (۲-۶) پیشنهاد شده است.



شکل ۲-۶ سیستم غشایی جهت بازیابی NGL (۲۱)

استفاده از غشاها یک راه ساده و کم هزینه برای جداسازی و بازیابی هیدروکربن های سنگین از گاز طبیعی است. غشای مورد استفاده این قابلیت را دارد که تنها هیدروکربن های سنگین تر از متان را از خود عبور دهد. این هیدروکربن ها در غشا نفوذ کرده و پس از تراکم و تقطیر به صورت مایع بازیابی می گردند. بخار آب باقی مانده از غشا، نقطه شبنم و ارزش حرارتی کمتری دارد و از آنجایی که این غشا بخار آب را عبور می دهد، گاز باقیمانده خشک خواهد بود. این عمل نیاز به استفاده از واحدهای جداسازی آب را کاملاً برطرف می نماید که این مزیت بسیار بزرگی است. هزینه و سرمایه لازم برای پیاده سازی این فرآیند نسبت به روش های مشابه بسیار ناچیز است و به دلیل اندازه مناسب، سبک بودن و نگهداری آسان این قابلیت را دارد که در سکوهای دریایی نیز مورد استفاده قرار گیرد.

در تولید نفت خام از مخازن هیدروکربنی، فشار نفت تولیدی از چاه به تدریج در مسیر تأسیسات سرچاهی و محفظه تبخیر ناگهانی^۱ کاهش می یابد و بدین ترتیب هیدروکربن های سبک از آن جدا می گردند. گازهای سبک در یک کمپرسور چندمرحله ای جمع آوری و متراکم می شوند. این گازها اشباع از هیدروکربن های C3+ هستند. با اضافه شدن این سیستم به فرآیند، می توان مقدار نهایی نفت بازیابی شده از مخلوط دوفازی تولیدی را افزایش داد. خوراک این سیستم، گاز متراکم شده، خروجی از جدا کننده با فشار پایین است. غشا، هیدروکربن های سنگین موجود در گاز را عبور می دهد که این هیدروکربن های سنگین در نهایت به نفت تولیدی، اضافه می شوند ((Membrane Technology and Research (MTR)). طبق محاسبات انجام شده بازگشت سرمایه در این سیستم به دلیل افزایش تولید نفت می تواند در زمان کوتاهی، حتی طی ۶ ماه، انجام گیرد. مزایای مهم این سیستم عبارتند از:

۱. استفاده بهینه از گازهای همراه و کاهش چشمگیر فلرینگ؛
۲. بازیابی NGL از گاز طبیعی در سرچاه؛
۳. حذف هیدروکربن های سنگین و بخار آب و در نتیجه کاهش نقطه شبنم مخلوط آب و هیدروکربن در لوله گاز؛
۴. امکان انجام عملیات به صورت خودکار در مکان های دور؛
۵. اندازه و وزن مناسب جهت استفاده در سکوهای دریایی؛
۶. سهولت عملیات با توجه به عدم استفاده از اجزای متحرک؛

^۱ Flash Vessel

۷. کار کردن در دمای محیط؛

۸. پایین بودن هزینه‌ی نصب و راه‌اندازی.

۲-۵-۵ بازگرداندن به فرآیند تولید یا مصرف به‌عنوان خوراک سایر واحدها

با بررسی شرایط و فرآیند واحدهای عملیاتی موجود مشخص می‌گردد که گازهای بازیابی شده، منطبق با خوراک مورد نیاز واحدهای موجود می‌باشد، مانند خوراک پتروشیمی‌ها، واحدهای تولید متانول، نفتا، هیدروکربن‌های سبک و غیره، در غیر این صورت اقتصادی‌ترین روش بازیابی، مصرف گازهای فلر بازیافت شده به‌عنوان خوراک واحدهای مزبور خواهد بود. در برخی موارد فرآورش و تصفیه‌های مقدماتی جهت تطابق با خوراک مورد نظر نیاز می‌باشد.

۲-۵-۶ فرآیندهای تبدیل گاز فلر به میعانات

فرآیندهای تبدیل گاز فلر به میعانات در مناطقی مورد استفاده واقع می‌شود که جمع‌آوری یا تزریق مجدد گاز فلر در آنجا اقتصادی نباشد. این تأسیسات نوعاً ۲۵٪ نفتا و ۷۵٪ سوخت دیزل کیفیت بالا که هیچ گوگردی ندارد تولید می‌شود.

۲-۵-۷ تزریق گازهای فلر به چاه‌های نفت جهت ازدیاد برداشت

تزریق گازهای همراه یکی از راه‌های جلوگیری از سوزاندن آن می‌باشد. با تزریق مجدد گاز به مخازن به‌منظور ازدیاد برداشت نفت می‌توان مقدار ۱۰ میلیون فوت مکعب گاز در روز صرفه‌جویی کرد و حدود ۵ درصد باعث افزایش برداشت در چاه‌های نفت ایران می‌شود. تحقیقات نشان داده استفاده از گاز با درصد بالایی سولفید هیدروژن هم امکان‌پذیر می‌باشد (۲۲).

۲-۵-۸ صادرات گازهای فلر بازیافتی

یکی دیگر از راه‌های استفاده از گازهای فلر برای کشور، اجرای طرح‌های صادرات گاز می‌باشد. صادرات گاز برای کشور از راه خط لوله به بازارهای هم‌جوار و نزدیک از جمله: پاکستان، امارات، کویت، آذربایجان، ارمنستان، عمان، ترکیه و حتی عراق می‌باشد (۲۳).

۲-۶ معرفی مورد مطالعاتی

مورد مطالعاتی این تحقیق پالایشگاه تهران می باشد شرکت پالایش نفت تهران در ۱۵ کیلومتری جنوب تهران واقع گردیده و مشتمل بر دو پالایشگاه جنوبی (شماره ۱) و شمالی (شماره ۲) است. با توجه به نیازهای بازار داخلی به فراورده های نفتی احداث این پالایشگاه از سال ۱۳۴۴ آغاز و در تاریخ ۱۳۴۷ تکمیل شد. ظرفیت اولیه این پالایشگاه ۸۵۰۰۰ بشکه در روز بود که با انجام تغییراتی در طراحی آن در سال ۱۳۵۵ ظرفیت آن به ۱۲۵۰۰۰ بشکه در روز افزایش یافت. روند رو به رشد مصرف فراورده های نفتی و ضرورت تأمین نیازهای بازار داخلی تأسیس و راه اندازی پالایشگاه دوم با ظرفیت ۱۰۰۰۰۰ بشکه در روز را در سال ۱۳۵۲ موجب شد. خوراک هر دو پالایشگاه از طریق دو خط لوله ۲۴ و ۲۶ اینچ از حوزه نفتی مارون و اهواز تأمین می شود. در حال حاضر ظرفیت کامل تقطیر و تصفیه نفت خام در پالایشگاه های اول و دوم مطابق طراحی است. تحقیق حاضر پالایشگاه تهران را مورد مطالعه قرار داده است و لذا در ادامه کلیاتی برای آشنایی با این پالایشگاه و توصیفی و چگونگی فرایندهای پالایشگاه ارائه می شود. اطلاعات این بخش از نقشه های PFD و P&ID پالایشگاه تهران تهیه گردیده است.

واحدهای تقطیر در فشار جو و خلأ شماره ۱ و ۲: مجموع ظرفیت اسمی این واحدها ۲۳۵۰۰۰ بشکه نفت خام در روز است. برش های اصلی حاصل از تقطیر در جو و خلأ عبارتند از: گاز سوخت، گاز مایع، نفتای سبک، نفتای سنگین، نفتای امتزاج، نفت سفید، نفت گاز سبک، نفت گاز سنگین، نفت گاز مومدار (خوراک واحد آیزماکس)، برش های سبک و سنگین روغن خام (خوراک واحد روغن سازی)، نفت سیاه سنگین (خوراک واحد غلظت شکن و واحدهای آسفالت).

واحدهای کاهش گرانروی: این واحدها مجموعاً با ظرفیت ۳۹۰۰۰ بشکه در روز وظیفه کاهش گرانروی (از طریق شکستن هیدروکربن ها توسط حرارت) ته مانده برج تقطیر در خلأ را به عهده داشته و فراورده های حاصله شامل گاز سوخت، نفتا با درجه آرام سوزی پائین و نفت کوره است. واحدهای فوق از نوع soaker می باشند. در این نوع واحدها، واکنش های حرارتی در راکتور soaker انجام می شود و تشکیل کک در لوله های کوره کاهش یافته و زمان کارکرد واحد افزایش می یابد.

واحدهای تصفیه گاز مایع: این واحدها با ظرفیت ۱۴۷۰۰ بشکه در روز گازها و مایعات سبک تولیدی واحدهای تقطیر در جو، تبدیل کاتالیستی و آیزوماکس، شامل مخلوطی از هیدروکربنهای متان، اتان، پروپان، بوتان و پنتان را جمع‌آوری و سپس به اجزاء تشکیل‌دهنده آن تفکیک می‌نمایند. همچنین گازهای سبک گوگرددار به‌منظور تصفیه نهائی به واحد تصفیه گاز ترش فرستاده می‌شود. گاز مایع مخلوطی از پروپان و بوتان است که متناسب با فصول مختلف سال (در فصل تابستان، بوتان بیشتر و در فصل زمستان پروپان بیشتر) تحت فشار معین به‌صورت مایع نگهداری می‌شود.

واحدهای آیزوماکس (هیدروکراکر): این واحدها با ظرفیت ۳۵۰۰۰ بشکه در روز نفت گاز سنگین حاصل از برج تقطیر در خلأ را به محصولات میان تقطیر و نفتای سبک و سنگین تبدیل می‌کند. این دستگاه‌ها توسط گاز هیدروژن با درجه خلوص ۹۶/۵ درصد در شرایط معینی از فشار و درجه حرارت بالا، خوراک دریافتی را در مجاورت کاتالیست به گازهای سبک، گاز مایع، نفتای سبک و سنگین، نفت جت و نفت گاز مرغوب تبدیل می‌کند.

واحدهای هیدروژن سازی: مجموع ظرفیت تولیدی ۶۵ میلیون فوت مکعب در روز است. خوراک این دستگاه از طریق گازهای حاصل از واحد کاتالیستی (گاز هیدروژن با درجه خلوص ۶۷٪) و یا گاز طبیعی تأمین می‌شود. خوراک واحدهای هیدروژن‌سازی تحت شرایط معینی با بخار آب خشک مخلوط شده و از کوره تبدیل با دمای بالا که حاوی کاتالیست نیکل است عبور می‌کند. بدین ترتیب هیدروژن با درجه خلوص ۹۶/۵ درصد و ۳/۵ درصد متان تولید و به واحد آیزوماکس و روغن‌سازی ارسال می‌شود.

واحدهای تولید بنزین (C.R.U): ظرفیت این واحدها ۳۱۵۰۰ بشکه در روز برای بالا بردن درجه آرام‌سوزی بنزین خام به‌منظور تولید بنزین موتور می‌باشد. بدین ترتیب نفتای سنگین حاصل از واحدهای تقطیر و آیزوماکس از این واحد دو قسمتی عبور نموده، مشتقات گوگردی و ازت دار نفتا در قسمت یونیفایندر جدا گشته و تبدیل هیدروکربورهای پارافینی به حلقوی در قسمت پلاتفرمر تحت فشار و دمای بالا بر روی سطح کاتالیست پلاتین و رنیوم انجام پذیرفته و بنزین با درجه آرام‌سوزی بالا تولید می‌نماید.

واحد تصفیه گاز و بازیافت گوگرد: این دستگاه با ظرفیت ۶۵۰ هزار مترمکعب گاز و تولید ۱۰۰ تن گوگرد به‌منظور جلوگیری از آلودگی هوا و تصفیه گازهای حاوی هیدروژن سولفور (گاز ترش) تعبیه شده است. در این بخش گازهای تولیدی واحدهای پالایشی، تصفیه

و گوگرد با درجه خلوص ۹۹/۹۹ درصد تولید و گاز شیرین به سیستم گاز سوخت هدایت می شود.

واحد ازت سازی: ظرفیت این واحد ۱۷۰۰ مترمکعب در ساعت می باشد. خوراک این واحد (گازهای سبک و گازهای طبیعی) با مقدار مشخصی از هوا در محفظه احتراق کوره سوخته و به آب و اکسیدهای کربن تبدیل می شود و گاز ازت با درصد خلوص ۹۹/۵ تولید و وارد سیستم توزیع ازت می شود.

واحد تصفیه آب های آلوده: ظرفیت این واحد ۷۶۰۰ مترمکعب در روز می باشد و هدف اصلی از تصفیه آب های آلوده استفاده مجدد آن ها در برج های خنک کننده، کشاورزی و جلوگیری از آلودگی آب های زیرزمینی است.

واحدهای سرویس دهنده: آب مصرفی پالایشگاه از طریق آب شهر و چاه های نیمه عمیق تأمین می شود. برق مورد نیاز بخش های مختلف پالایشگاه توسط هفت مولد با توان اسمی ۷/۲ مگاوات و مجموعاً ۵۰/۴ مگاوات تأمین می شود. بخار مورد احتیاج توربین ها و مولد برق و دستگاه های پالایش به وسیله هشت دستگاه دیگ بخار هر یک به ظرفیت ۱۴۵ تن در ساعت تأمین می شود.

فصل سوم

**ارزیابی فنی سیستم اجکتوری جهت بازیابی گازهای ارسالی
به فلر**

همان گونه که در دو فصل گذشته بررسی گردید، مهم ترین و تأثیرگذارترین فاکتور بر هزینه و کارایی واحد بازیافت گازهای ارسالی به فلر، سیستم متراکم سازی گاز فلر می باشد. لذا نیاز به سیستمی که با کارایی مناسب فشار موردنظر را تأمین نموده و دارای توجیه اقتصادی مناسبی نیز باشد، رو به افزایش است. سیستم های متراکم سازی اجکتوری گزینه ای مناسب برای این منظور می باشند. لذا در این فصل سیستم اجکتوری یا Gas Jet Compression جهت استفاده در واحدهای بازیابی گازهای ارسالی به فلر که به لحاظ اقتصادی دارای توجیه مناسب بوده و به لحاظ اجرایی (به خصوص در ایران) عملی می باشد، توسعه داده شده است.

۳-۱ معرفی سیستم های اجکتوری

اجکتورها یکی از دستگاه های مهم مورد استفاده در صنایع، به ویژه صنایع شیمیایی می باشند که برای تحریک^۱ یک سیال ثانویه به وسیله انتقال مومتم و انرژی از یک جت سیال پرسرعت اولیه به کار می روند. اجکتورها می توانند با سیالات تراکم ناپذیر (مایعات) کار کنند و در این کاربرد به طور معمول به نام جت پمپ^۲ یا ادوکتور^۳ شناخته می شوند. از سوی دیگر زمانی که اجکتورها با سیالات تراکم پذیر (گازها و بخارات) کار می کنند، عموماً از اصطلاحات اجکتور و اینجکتور^۴ استفاده می گردد. تفاوت عمده ای که میان این دو وجود دارد، سوای حالت های سیال عامل، نازل شوک جریان مافوق صوت^۵ در سیستم اجکتور گازی می باشد. رویکرد مافوق صوت اجازه تبدیل بیشتر انرژی سیال اولیه به افزایش هد فشاری سیال ثانویه را می دهد. گرچه، این مسئله سبب به وجود آمدن پیچیدگی ترمودینامیکی قابل توجهی در قسمت های اختلاط و دیفیوزر^۶ می گردد. شکل های (۳-۱) و (۳-۲) نمایش هایی مقطعی از نمونه های جت پمپ مایع و اجکتورهای گاز می باشند (۲۴).

^۱ Induce

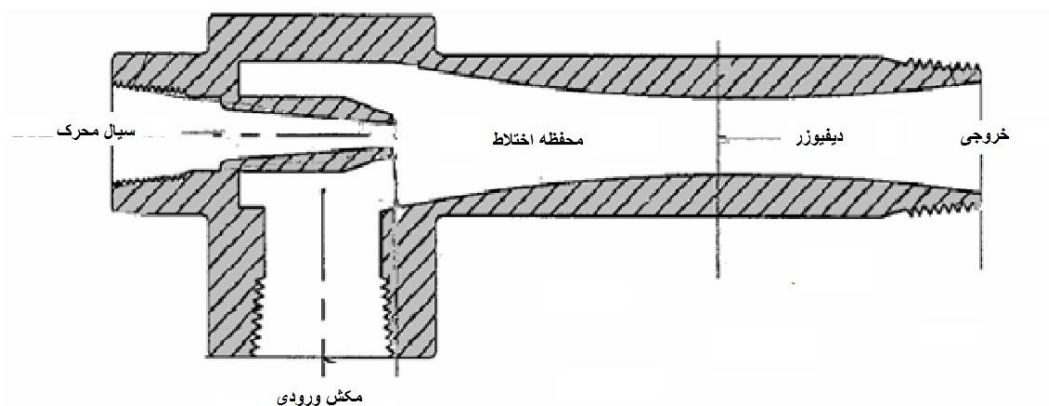
^۲ Jet Pump

^۳ Eductor

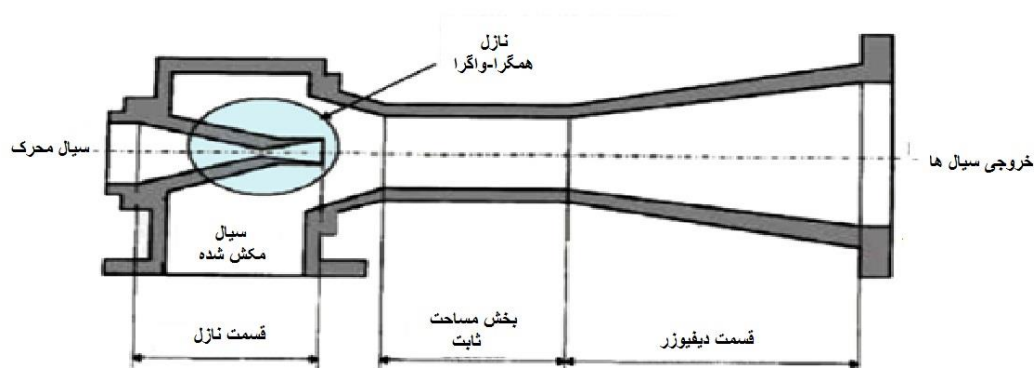
^۴ Injector

^۵ the supersonic, choked flow nozzle

^۶ diffusion



شکل ۱-۳ نمایش مقطعی از یک نمونه جت پمپ مایع (۲۴)



شکل ۲-۳ نمایش مقطعی از یک نمونه اجکتور گاز (۲۴)

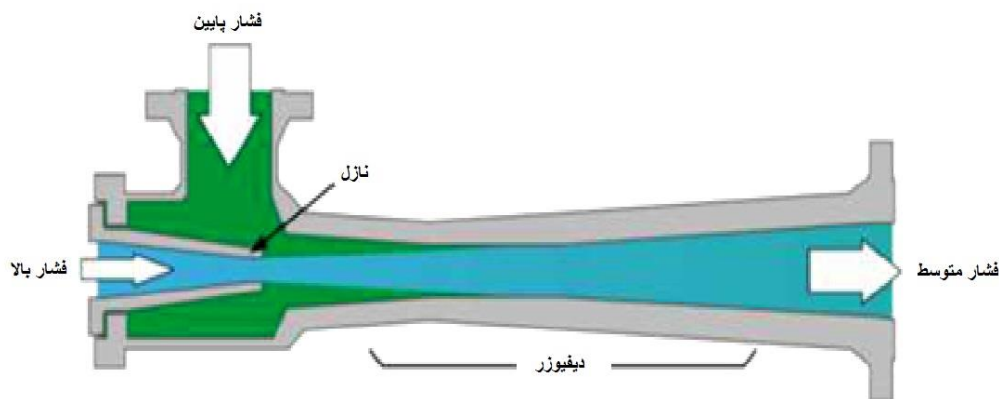
۳-۱-۱ اساس عملکرد اجکتور

به طور کلی اجکتور از چهار قسمت عمده تشکیل شده که عبارتند از: نازل ابتدایی، محفظه اختلاط، دیفیوزر^۱ و قسمت تخلیه^۲ (شکل ۳-۳ را ببینید). فرآیند عملکردی در یک اجکتور گازی یا یک جت پمپ مایع یکسان می باشد. در ورودی اولیه یک سیال فشار بالا با سرعت خیلی کم تا یک جت سرعت بالا شتاب داده می شود. این فرآیند برای جت پمپ سیال از طریق یک نازل همگرا و برای اجکتور گازی از طریق یک نازل مافوق صوت همگرا- واگرا انجام می شود. مقداری از فشار تغذیه در ورودی مطابق معادله برنولی تبدیل به مومنتم جت در

^۱ Diffuser

^۲ Discharge

خروجی از نازل می‌شود. در نتیجه فشار سیال به شدت کم شده و فشار داخل اجکتور نسبت به بیرون آن کاهش قابل ملاحظه‌ای می‌یابد. این جت اولیه سرعت بالا که دارای فشار استاتیکی پایینی می‌باشد، سیالی ثانویه را از طریق دریچه ساکشن مکش^۱ کرده و در راستای جت محرک به آن سرعت می‌دهد. سپس دو جریان در قسمت اختلاط با هم ترکیب می‌شوند و به صورت ایده‌آل، فرآیند در پایان این بخش کامل می‌شود. معمولاً دیفیوزری در خروجی محفظه اختلاط نصب می‌گردد تا مجدداً فشار استاتیکی جریان مخلوط شده را بالا ببرد (۲۴).



شکل ۳-۳ طرح شماتیک اجزای اصلی یک اجکتور (۲۴)

اساس کار اجکتور بر پایه اصل اولر می‌باشد. بر طبق اصل اولر، مقدار انرژی یک جریان پایدار و بدون اصطکاک، ثابت بوده و مقدار آن برابر است با مجموع انرژی جنبشی، انرژی پتانسیل و انرژی فشاری.

$$\frac{V^2}{2} + gz + \int \frac{dP}{\rho} = C \quad (۱-۳)$$

بر اساس قانون بقای انرژی، این مقدار انرژی در صورت عدم اتلاف در اثر اصطکاک همواره مقداری ثابت است اگر در جایی به دلیل تغییر سطح مقطع، سرعت سیال کاهش یابد، این مقدار انرژی به انرژی فشاری تبدیل می‌گردد و بالعکس با افزایش سرعت، فشار کاهش می‌یابد.

افزایش و کاهش سرعت سیال در تجهیزاتی که سطح مقطع عبور سیال در آن‌ها تغییر می‌نماید، امکان‌پذیر می‌باشد. شکل هندسی این تجهیزات به صورت همگرا یا واگرا می‌باشد

^۱ Suction Port

وظیفه آن‌ها تبدیل آنتالپی سیال به انرژی جنبشی و بالعکس است. برحسب اینکه سرعت سیال در ورودی این تجهیزات کمتر یا بیشتر از صوت باشد، دستگاه بر اساس شکل هندسی آن سبب افزایش یا کاهش سرعت سیال می‌شود.

در تجهیزات همگرا، سطح مقطع در امتداد جریان کم می‌شود. حال اگر سرعت سیال ورودی به این دستگاه کمتر از سرعت صوت باشد، سرعت سیال در امتداد جریان افزایش می‌یابد. در این حالت به دستگاه که سبب افزایش سرعت می‌شود نازل گفته می‌شود. در واقع نازل‌ها به دستگاه‌هایی گفته می‌شود که با تبدیل فشار سیال به سرعت سبب افزایش سرعت سیال می‌شوند. هر چه نسبت فشار ورودی نازل به فشار خروجی بیشتر باشد، سرعت سیال در قسمت انتهایی نازل افزایش خواهد یافت تا حدی که به سرعت صوت می‌رسد.

حال اگر سرعت سیال ورودی به تجهیز همگرا بیشتر از سرعت صوت باشد، سرعت آن در حین عبور از مسیر کاهش و فشار آن افزایش می‌یابد. در این حالت به دستگاه که سبب کاهش سرعت و افزایش فشار می‌شود دیفیوزر گفته می‌شود. در واقع دیفیوزرها به دستگاه‌هایی گفته می‌شود که با تبدیل سرعت سیال به فشار سبب افزایش فشار سیال می‌شوند.

در تجهیزات واگرا، سطح مقطع در امتداد جریان زیاد می‌شود. حال اگر سرعت سیال ورودی به این دستگاه کمتر از سرعت صوت باشد، سرعت سیال در امتداد جریان کاهش می‌یابد. بدین ترتیب چون دستگاه در جهت کاهش سرعت و افزایش فشار عمل کرده، لذا دیفیوزر می‌باشد.

حال اگر سرعت سیال ورودی به تجهیز واگرا بیشتر از سرعت صوت باشد، سرعت آن در حین عبور افزایش و فشار آن کاهش می‌یابد. در این حالت نیز، دستگاه سبب افزایش سرعت شده، بنابراین یک نازل می‌باشد. بر اساس آنچه گفته شد، همواره باید توجه داشت که نازل‌ها سبب افزایش سرعت و دیفیوزرها سبب افزایش فشار می‌شوند.

پدیده تبدیل انرژی فشاری به انرژی سرعتی و بالعکس، اساس طراحی اجکتورها می‌باشد که به منظور ایجاد خلأ و انتقال مواد در صنعت کاربرد فراوان دارد. برای آنکه این پدیده را به صورت ساده، مدل و تحلیل نمود، لازم است برای جریانی از سیال که از یک مجرا عبور می‌کند، فرضیات زیر را در نظر گرفت:

- جریان یک‌بعدی و آدیاباتیک یعنی بدون انتقال حرارت باشد.
- کار محوری بر روی آن انجام نشود.

- تغییرات انرژی پتانسیل و اتلاف انرژی در طول جریان نیز ناچیز باشد.
در این صورت می‌توان معادله‌ی (۲-۴) را برای بیان رابطه‌ی بین تغییرات سطح مقطع و سرعت آن سیال به کار برد.

$$(M^2 - 1) \frac{du}{u} = \frac{dA}{A} \quad (2-3)$$

در اینجا M ، نسبت سرعت جریان به سرعت صوت بوده و عدد ماخ^۱ نام دارد. این معادله بیان می‌کند، در یک جریان مادون صوت^۲ که مقدار M کوچک‌تر از یک است، با کاهش سطح مقطع در یک نازل، سرعت جریان افزایش می‌یابد. چنانچه مقدار M بزرگ‌تر از یک و جریان ماورای صوت^۳ باشد، سرعت جریان با افزایش سطح مقطع در نازل افزایش می‌یابد. بدین ترتیب با استفاده از یک نازل همگرا- واگرا، می‌توان به سرعت‌های بالاتر از صوت رسید. این نوع نازل‌ها از سه بخش همگرا، گلوگاه و واگرا، تشکیل شده‌اند که بخش گلوگاه کمترین سطح مقطع را دارد.

در یک جریان مادون صوت با افزایش سطح مقطع، سرعت جریان کاهش می‌یابد و چنانچه مقدار M بزرگ‌تر از یک و جریان ماورای صوت باشد، با کاهش سطح مقطع، سرعت جریان نیز کاهش می‌یابد؛ بنابراین با استفاده از یک دیفیوزر همگرا- واگرا، می‌توان سیالی را با سرعت ماورای صوت به سرعت مادون صوت و فشار بالا رساند. این نوع دیفیوزرها از سه بخش همگرا، گلوگاه و واگرا، تشکیل شده‌اند که بخش گلوگاه کمترین سطح مقطع را دارد. سیال محرک اجکتور که می‌تواند آب، بخار، هوا و یا سیال پرفشار دیگری باشد، وارد نازل اجکتور می‌شود. در بخش همگرای نازل، با کاهش سطح مقطع، سرعت سیال افزایش می‌یابد. نازل می‌تواند از نوع همگرا یا همگرا- واگرا باشد. قطر قسمت انتهایی نازل همگرا به گونه‌ای طراحی می‌شود که با توجه به میزان فشار ورودی سیال و فشار پایین‌دست آن، سرعت خروجی سیال به بیشترین مقدار ممکن برسد. چنانچه نازل از نوع همگرا- واگرا باشد، سیال پس از گلوگاه وارد قسمت واگرای نازل می‌شود و چنانچه قبلاً گفته شد، اگر سرعت سیال به سرعت صوت برسد، با افزایش سطح مقطع، سرعت سیال افزایش می‌یابد. این امر باعث می‌شود فشار در بخش خروجی نازل به حداقل خود رسیده و ایجاد خلأ نسبی و در نتیجه ایجاد مکش کند.

¹ Mach Number

² subsonic

³ supersonic

در بخش محفظه اجکتور، بلافاصله پس از نازل، بخش ساکشن قرار دارد. سیالی که مورد مکش قرار می‌گیرد از بخش ساکشن به سمت اجکتور کشیده شده و با سیال محرک پرسرعت مخلوط می‌شود. پس از اختلاط سیال محرک با سیال ساکشن سرعت سیال مخلوط همچنان بالا می‌باشد و اگر سیال با همین سرعت بالا از اجکتور خارج گردد، موجب صدمه و آسیب به تجهیزاتی که بعد از اجکتور قرار گرفته است، می‌شود؛ بنابراین به‌نوعی باید این انرژی سرعتی بالا را به انرژی فشاری تبدیل نمود. این عمل در بخش دیفیوزر اجکتورها انجام می‌شود. دیفیوزر اجکتورها به دو صورت طراحی می‌شوند:

در نوع اول، دیفیوزر تنها دارای یک بخش واگرا می‌باشد. این نوع دیفیوزرها هنگامی به کار می‌روند

که سرعت سیال اختلاط مادون صوت باشد. بدین ترتیب، سرعت سیال اختلاط هنگام عبور از بخش واگرای دیفیوزر، با افزایش سطح مقطع، کاهش یافته و فشار افزایش می‌یابد. در خروجی دیفیوزر بیشتر انرژی مخلوط سیال محرک و ساکشن، به‌صورت انرژی فشاری می‌باشد. در نوع دوم، دیفیوزر دارای سه بخش همگرا، گلوگاه یا بخش سطح مقطع ثابت واگرا می‌باشد. این نوع دیفیوزرها هنگامی به کار می‌روند که سرعت سیال اختلاط (سیال محرک و سیال مکش) ماورای صوت باشد. بدین ترتیب، به دلیل خاصیت سیال ماورای صوت، سرعت سیال اختلاط، هنگام عبور از بخش همگرای دیفیوزر، با کاهش سطح مقطع، کاهش می‌یابد و انرژی سرعت آن به انرژی فشار تبدیل می‌گردد. بخش سطح مقطع ثابت دیفیوزر همواره به‌گونه‌ای طراحی می‌شود تا با ایجاد امواج شوک سرعت سیال را کاهش داده و فشار آن به‌طور ناگهانی افزایش یابد. در نتیجه سیال از حالت ماورای صوت، به مادون صوت می‌رسد. بدین ترتیب در قسمت واگرای دیفیوزر، با افزایش سطح مقطع، سرعت سیال کاهش یافته و فشار افزایش می‌یابد. در خروجی دیفیوزر بیشتر انرژی مخلوط سیال محرک و مکش، به‌صورت انرژی فشاری بوده و در نتیجه از اجکتور خارج و وارد تجهیز بعدی می‌شوند. مقدار فشار سیال خروجی، بین فشار سیال محرک و فشار سیال ساکشن می‌باشد.

۳-۱-۲ مزایا، معایب و کاربردها

به‌طور کلی موارد کاربرد اجکتورها در سه دسته کلی قابل توصیف می‌باشند:

۱. ایجاد خلأ

۲. انتقال مواد شامل پمپاژ، تهویه و...

۳. ایجاد اختلاط بین مواد به منظور افزایش فشار سیالات یا تبادل حرارت بین آنها در به کارگیری و طراحی اجکتور هر یک از وظایف فوق و یا هر دو با هم می توانند مدنظر قرار گیرد. به عنوان مثال در صنایع غذایی برای بهبود کیفیت کنسانتره میوه ها و همچنین افزایش ظرفیت واحد از شرایط تحت خلأ استفاده می شود و همچنین در پالایشگاه ها برای جدا کردن مواد نفتی سنگین که دمای جوش بالا دارند از تقطیر تحت خلأ استفاده می کنند که برای ایجاد خلأ می توان از اجکتور استفاده کرد. در بعضی موارد از اجکتور برای مخلوط مایعات و گازها و مایعات استفاده می شود و همچنین برای جدا کردن ذرات معلق در گازها آنها را با مایعات مخلوط می کنند که برای این کار از اجکتور استفاده می گردد. اجکتورها کاربردهای تازه ای نیز پیدا کرده اند که به عنوان نمونه می توان به جایگزینی اجکتور با کمپرسور در یک سیکل تبرید اشاره نمود. از مزیت های اصلی اجکتورها می توان به موارد ذیل اشاره کرد:

۱. هندسه ساده و کارا همراه با ضریب اطمینان بالا
۲. نداشتن قسمت های متحرک و مستهلک شونده
۳. هزینه تعمیر و نگهداری پایین
۴. قابلیت کارکرد با گازهای خشک، مرطوب و خورنده (مقاومت در برابر خوردگی مواد شیمیایی در مقایسه با سایر انواع پمپ ها)
۵. قیمت اولیه مناسب
۶. توانایی ایجاد خلأهای مختلف مورد استفاده در صنایع
۷. عدم نیاز به ورودی انرژی محوری الکتریکی یا مکانیکی که سبب کاهش عمده جرم دستگاه^۱ و افزایش قابلیت اطمینان^۲ می گردد (مناسب نصب در مکان های دور از دسترس).
۸. نصب و راه اندازی راحت و سریع
۹. کارکرد پایدار در محدوده طراحی
۱۰. بازده خوب
۱۱. هزینه نصب بسیار کمتر نسبت به سایر دستگاه ها
۱۲. کارکرد ساده و عدم نیاز به دستگاه های کنترل
۱۳. عمر طولانی

^۱ equipment mass

^۲ eliability

و از معایب اجکتور می‌توان موارد زیر را نام برد:

۱. ایجاد صدای زیاد (می‌توان با طراحی صداگیر^۱ مشکل را حل نمود)
 ۲. حساسیت زیاد به شرایط خارج از طراحی
 ۳. مصرف بالای انرژی (سیال محرک)
- اجکتورها به دلیل ذکر ویژگی‌های مذکور کاربردهای گسترده‌ای در نیروگاه‌ها، هوافضا، صنایع تبرید و پیشران^۲ پیدا کرده‌اند.

۳-۱-۳ کاربرد اجکتورها در سیستم‌های بازیابی گاز فلر

به دلیل ضرورت بازیابی گازهای ضایعاتی و تخلیه‌ای ارسالی به فلر در صنایع نفت، گاز و پتروشیمی نیاز به تجهیزاتی که گازهای ارسالی به فلر را به شکلی ایمن و اقتصادی متراکم نموده و به سیستم تصفیه و فرآیندی واحد بازگرداند، به شدت رو به افزایش می‌باشد. اجکتورهای گازی وسایلی ایده‌آل برای این کار می‌باشند زیرا انرژی موجود در یک جریان گاز پرفشار موجود در واحد را به کار گرفته و گازهای ضایعات و ارسالی به فلر را جمع‌آوری و تا فشاری که گاز بتواند در فرآیندهای واحد و تصفیه و جداسازی به کار گرفته شود، متراکم می‌نمایند. این سیستم در مناطقی مورد استفاده قرار می‌گیرد که در آنجا تأسیسات جمع‌آوری گاز موجود باشد.

در شکل (۳-۴) طرح شماتیکی از یک نمونه سیستم بازیابی اجکتوری گازهای ارسالی به فلر ارائه شده است. در این سیستم‌ها می‌توان از یک جریان جانبی موجود در واحد مانند تخلیه کمپرسورهای سیرکولیشن یا بالابرنده گاز^۳ به عنوان منبع گاز محرک استفاده نمود. طرح‌های شماتیکی که در آن‌ها گاز فلر متراکم شده به سیستم سوخت گازی واحد تخلیه می‌شوند نیز طرح‌های متداولی می‌باشند.

سیالات پرفشار متداولی که به عنوان محرک در این سیستم‌ها به کار گرفته می‌شوند،

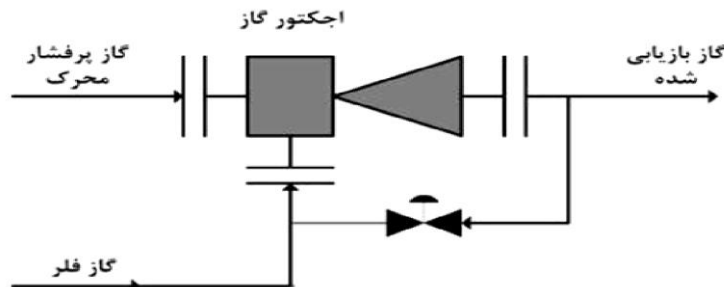
عبارتند از:

۱. گاز استحصالی از چاه‌های فشار بالا^۴
۲. نفت یا گاز صادراتی
۳. سوخت گازی (گاز طبیعی پرفشار شبکه)

^۱ Silencer
^۲ propulsion
^۳ Gas-lift
^۴ HP Wells

۴. آب تزریقی

۵. گاز تزریقی یا گاز لیفت



شکل ۳-۴ طراحی مفهومی سیستم بازیابی اجکتوری گاز فلر (۲۵)

۳-۱-۳ الزامات نصب اجکتور گاز

در مورد جت کمپرسورهای گاز، به منظور اجتناب از جریان برگشتی^۱ از لوله فشار^۲ به داخل مخزن گاز، یک شیر یک طرفه^۳ در مسیر ساکشن مورد نیاز می باشد.

۳-۲-۱-۳ کنترل سیستم اجکتور گاز

همان گونه که در مباحث گذشته توضیح داده شد، تغییرات زیاد در دبی گازهای ارسالی به فلر و به طور کلی گازهای اتلافی^۴ امری متعارف می باشد و اگر کنترل مناسبی روی آن صورت نپذیرد، فشار مکش در سمت ساکشن اجکتور متغیر خواهد بود. لذا در صورتی که بخواهیم فشار سمت ساکشن اجکتور را در حد مطلوبی ثابت نگه داریم، روش های کنترلی استاندارد به شرح ذیل موجود می باشند:

۱. برگشت دادن^۵ جریان گاز از سمت تخلیه اجکتور گاز به داخل قسمت ساکشن

¹ reflux
² pressure pipe
³ non-return valve
⁴ waste gas
⁵ Recycling back

۲. اضافه کردن یک سیستم یکپارچه تنظیم گاز پرفشار^۱ که مقدار مصرف سیال محرک را تغییر می دهد (شکل ۳-۵ را ببینید).



شکل ۳-۵ نمونه ای از یک سیستم یکپارچه تنظیم گاز پرفشار نصب شده بر روی اجکتور گازی (۲۵)

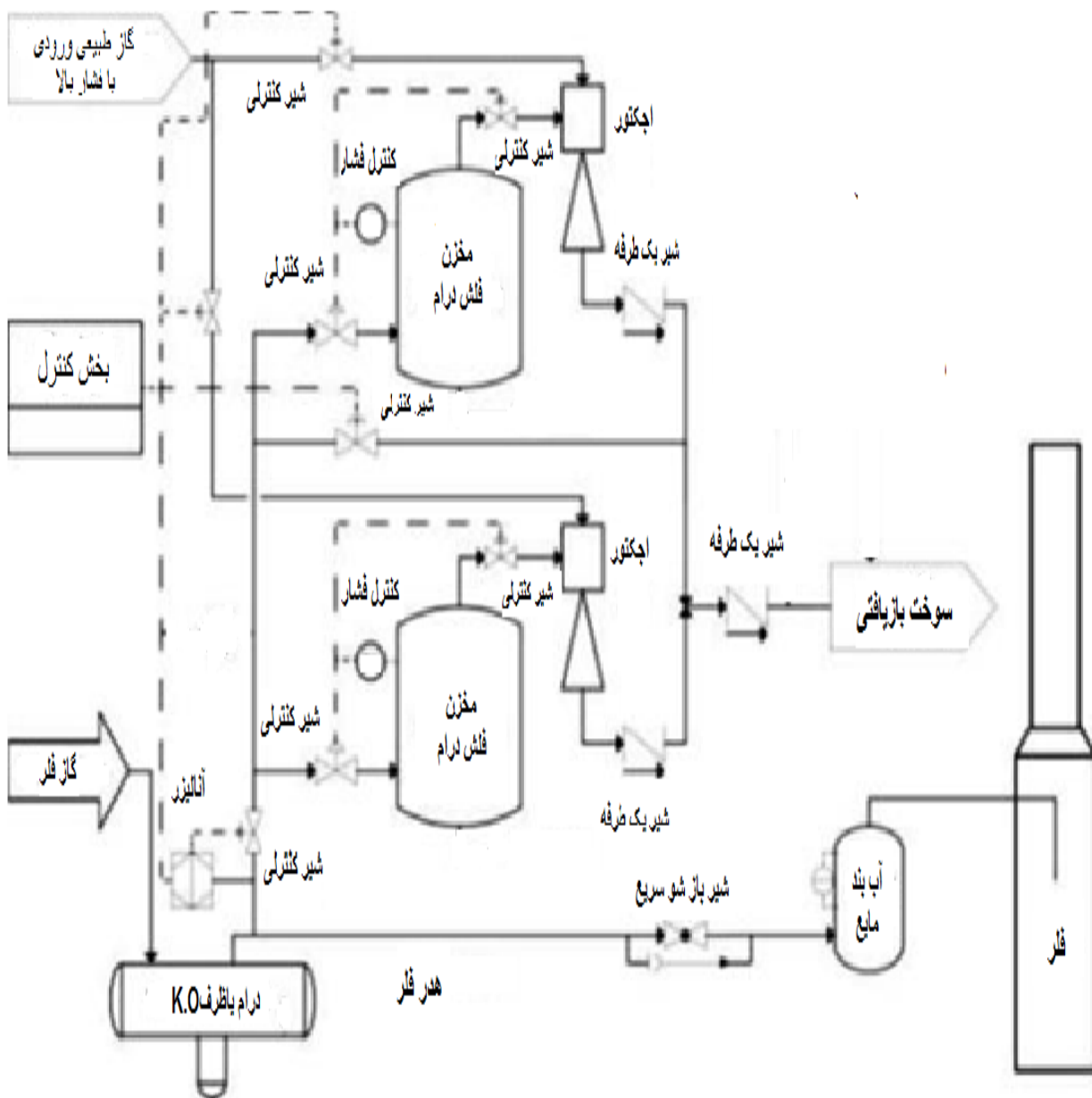
۳-۱-۴ سیستم بازیابی اجکتوری توسعه داده شده

در تحقیق حاضر مدنظر است واحد بازیافت گاز فوری مبتنی بر سیستم جت کمپرسور گاز توسعه داده شود و به منظور اعتبارسنجی و تحلیل نتایج حاصل، سیستم مذکور را برای نمونه مطالعاتی پالایشگاه تهران طراحی و پیاده سازی نموده و نتایج با نمونه متراکم سازی با کمپرسور متداول مقایسه گردد. در شکل (۳-۶) طرح شماتیکی از این واحد ارائه شده است.

در این اجکتور، گاز طبیعی پرفشار ورودی از شبکه سراسری به عنوان سیال محرک با گازهای ارسالی به فلر مخلوط می گردد تا ترکیب گاز مخلوط شده ی حاصل (عدد متان مخلوط گازی) به حدی برسد که جهت مصارف ثانویه در فرآیندهای واحد و تصفیه و جداسازی به کار گرفته شود. به عنوان مثال، در پالایشگاه تهران مدنظر است گازهای بازیابی شده جهت سیستم سوخت گازی و احتراق در مشعل های دیگ های بخار، کوره ها و هیترها مناسب باشد.

همچنین در این اجکتور، گاز طبیعی به عنوان سیال پرفشار محرک عمل نموده و فشار لازم را به گاز فلر می دهد تا گاز مخلوط شده حاصل دارای فشاری در محدوده قابل قبول جهت مصارف ثانویه گردد. در واقع گاز طبیعی مخلوط شده عامل کنترل کننده فشار در گاز بازیابی شده از خط فلر خواهد بود.

^۱ HP gas regulating assembly



شکل ۳-۶ طرح شماتیک واحد بازیابی گاز فلر توسعه داده شده مبتنی بر سیستم جت کمپرسور گاز

با توجه به اینکه اجرای این طرح موجب تغییر در فشار شبکه گاز فلر پالایشگاه می‌گردد، تمهیدات ذیل جهت ایمن‌سازی شبکه فلر باید مدنظر قرار گیرند:

۱. در نظر گرفتن مسیر برگشتی گاز با سیستم کنترل مناسب جهت تنظیم فشار مکش (روی مسیر فلر)

۲. در نظر گرفتن شیر اطمینان مناسب که عملکرد آن تثبیت فشار شبکه فلر پالایشگاه بوده و در صورت کاهش فشار شبکه، از سیستم پرفشار موجود فشار مورد نیاز فلر را تأمین نماید.

۳. افزایش ارتفاع سطح آب مخازن آب‌بند آبی جهت افزایش ضریب ایمنی شبکه مشعل
۴. در نظر گرفتن مخزن ذخیره تنظیم‌کننده^۱ جهت کاهش نوسانات فشار شبکه مشعل و افزایش بازیافت گازهای مشعل در صورت لزوم.
در ادامه این فصل، به بررسی، استخراج روابط و مدل‌های مناسب و شبیه‌سازی فرآیندی جهت تحلیل عملکرد و طراحی سیستم جت کمپرسور گاز مذکور پرداخته شده است.

۳-۲ محاسبات طراحی اجکتورها

در مطالب این به تفصیل طراحی اجکتورها و پارامترها و نمودارهای تأثیرگذار بر طراحی بیان خواهد شد.

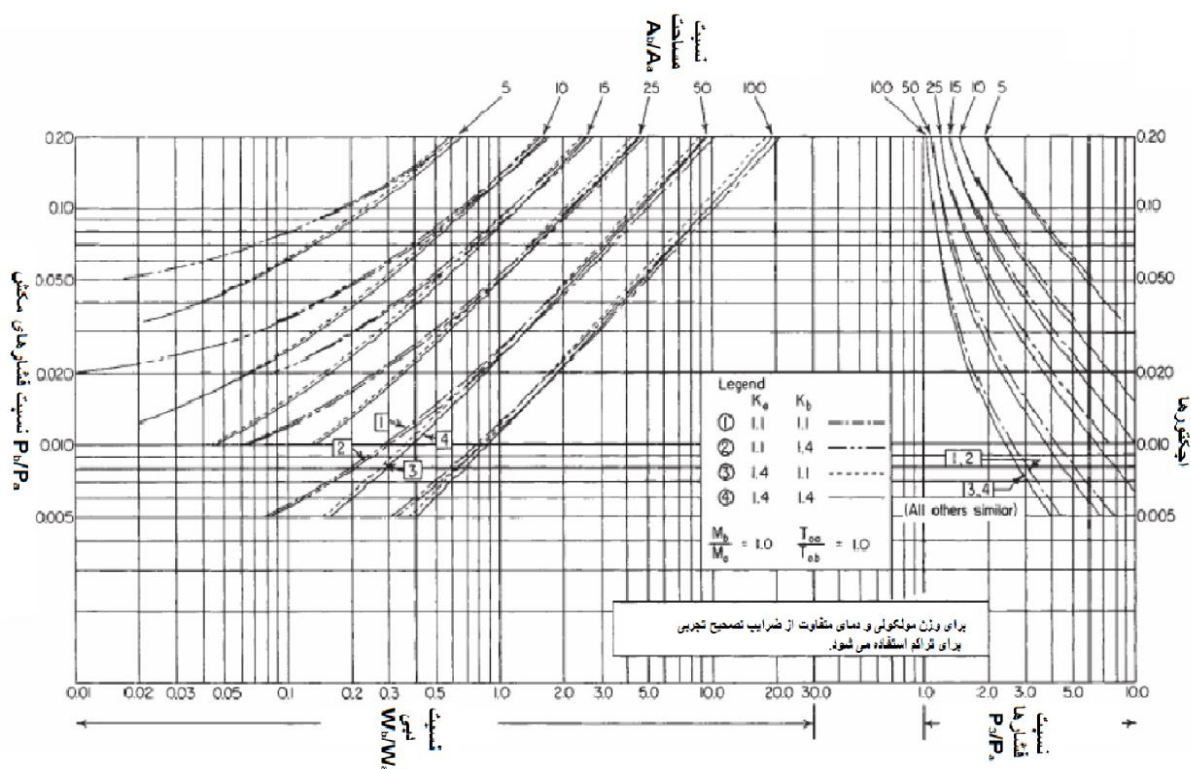
۳-۲-۱ ساختار اجکتور (منحنی‌های تجربی)^۲

جهت تعیین مشخصات اجکتورها، ابتدا بایستی میزان بار و نوع اجکتور و تعداد مراحل مورد نیاز جهت رسیدن به میزان خلأ یا فشار خروجی مورد نیاز تعیین گردد. جهت طراحی اجکتور می‌بایست سائز نازل سیال محرک، طول دیفیوزر و قطر گلوگاه آن محاسبه گردد. تعیین دقیق این پارامترها با توجه به فشارهای ورودی سیال محرک و سیال ساکشن، فشار خروجی سیال مخلوط، نسبت گرماهای ویژه، وزن‌های مولکولی، دمای سیال ساکشن و سیال محرک و دبی جرمی سیال‌ها انجام می‌پذیرد. به‌طور مثال چنانچه طول دیفیوزر کمتر از مقدار صحیح آن محاسبه شود، در قسمت واگرایی دیفیوزر و در نزدیک دیواره، پدیده‌ی جدایش ایجاد می‌گردد. رخ دادن پدیده‌ی جدایش، سبب می‌گردد، مقدار کمتری از سیال ساکشن مکش شود و در نتیجه اجکتور، ظرفیتی کمتر از حالت طراحی خود ارائه خواهد داد.

^۱ Balance Seal Tank

^۲ اجکتورهای گازی باید مطابق با کدهای استاندارد تائید شده‌ای از قبیل ASME B31.3، ASME VIII Div.1، DEP، PD 5500، Norsok طراحی و تولید گردیده و به‌طور کامل تحت تست غیرمخرب قرار گیرند.

تعیین ابعاد نازل و شیبورک^۱ که نقش اساسی را در عملکرد اجکتور دارد با استفاده از معادلات ترمودینامیکی قابل محاسبه می‌باشد که مبنای محاسبات نیز ایجاد شرایطی است که در گلوگاه شیبورک سرعت سیال برابر سرعت صوت در مخلوط گازی موجود (ماخ برابر یک) باشد (۲۶). از سوی دیگر تعیین سرعت صوت در مخلوط گازی یا دوفازی ایجاد شده همواره با خطاهای محاسباتی ناشی از عدم دقت تئوری اختلاط همراه است که باعث می‌گردد مقادیر به دست آمده با شرایط عملی اختلاف فاحشی داشته باشد. جهت رفع این مشکل به منظور انجام محاسبه‌های لازم برای اجکتور، باید از روش‌ها و معادلات تجربی استفاده نمود. لذا از منحنی‌های تجربی که در دهه ۱۹۴۰ و ۱۹۵۰ تهیه شده، استفاده می‌شود که با توجه به فشار ساکشن یا در واقع خلأ مورد نیاز، فشار خروجی و فشار سیال محرک، مقدار بهینه نسبت سطح مقطع دیفیوزر و نازل را جهت طراحی اولیه می‌دهد. پس از بررسی روش‌های مختلف، منحنی ارائه شده در نمودار (۱-۳) انطباق خوبی با داده‌های عملی دارد. این منحنی برای تعیین سطح مقطع دیفیوزر و نازل اجکتور تا نسبت‌های تراکم ۱۰ و تا نسبت سطوح ۱۰۰ به کار می‌رود.



نمودار ۱-۳ منحنی طراحی تجربی بهینه برای اجکتورها (۲۷)

^۱ Diffuser

۳-۲-۲ تعیین نسبت سطح مقطع دیفیوزور و نازل

جهت طراحی و نیز تعیین وضعیت کارکرد اجکتور موردنظر می توان از دستورالعمل ذیل جهت تعیین ابعاد نازل و شیبورک استفاده نمود.



شکل ۳-۷ طرح شماتیک مشخصات طراحی و تعیین وضعیت کارکرد اجکتور (۲۸)

مطابق شکل (۳-۷)، در صورتی که P_a و W_a به ترتیب دبی جرمی و فشار سیال محرک و P_b و W_b دبی جرمی و فشار مکش D_n و D_D نیز قطر نازل و شیبورک و P_3 فشار خروجی باشد، مراحل طراحی به شرح ذیل می باشند:

۱. نسبت $\frac{P_a}{P_b}$ و $\frac{P_3}{P_b}$ با استفاده از شرایط عملیاتی موجود محاسبه و سپس در سمت راست نمودار (۳-۱) با توجه به میزان نسبت $K = \frac{C_p}{C_r}$ ، میزان $\frac{A_D}{A_n}$ که نسبت سطح مقطع شیبورک به سطح مقطع نازل است به دست می آید.

۲. سپس در سمت چپ نمودار با داشتن نسبت $\frac{A_D}{A_n}$ و $\frac{P_b}{P_a}$ در K قبلی میزان $\omega = \frac{W_b}{W_a}$ خوانده می شود.

۳. با داشتن میزان سیال مکش W_b می توان میزان سیال محرک W_a مورد نیاز را به دست آورد.

۴. با داشتن میزان سیال W_a محرک و افت فشار سیال محرک در اجکتور $(P_a - P_b)$ اندازه قطر نازل با استفاده از معادله برنولی قابل محاسبه است.

۵. با داشتن و نسبت $\frac{A_D}{A_n}$ قطر شیبورک نیز قابل محاسبه خواهد بود (۲۸).

برای مثال فرض کنید می خواهیم گاز فوری با فشار $2/94 \text{ lbf/in}^2$ را با جریان گازی

طبیعی که دارای فشار 100 lbf/in^2 است، به وسیله یک اجکتور مکش کرده طوری که در

نهایت فشار خروجی به $14/7 \text{ lbf/in}^2$ برسد. بدین ترتیب $\frac{P_3}{P_b} = 5/0$ (نسبت فشار سیال خروجی به فشار ساکشن یا همان نسبت تراکم) و $\frac{P_b}{P_a} = 0.0294$ (نسبت فشار سیال ساکشن به فشار سیال محرک) می باشد. از تقاطع این دو نقطه بر روی نمودار، مقدار بهینه‌ی نسبت سطح‌ها، بین منحنی‌های ۱۰ و ۱۵ به دست می آید که می توان مقدار تقریبی ۱۲ را برای آن ذکر کرد. به صورت افقی حرکت کرده تا به منحنی ۱۲ در سمت چپ شکل برسیم.

با تقاطع این نقطه و محور افقی، مقدار $\frac{W_b}{W_a}$ به صورت تقریبی ۰/۱۵ به دست می آید. بدین معنا که هر پوند گاز فلر قادر است ۰/۱۵ پوند گاز فلر را مکش نموده و به فشار مطلوب برساند.

۱) یکی از پارامترهای مهم اجکتور بوده و به صورت نسبت دبی سیال مکش شده به دبی سیال محرک تعریف می گردد. در واقع بهترین اجکتور، اجکتوریست که با توجه به نوع سیال‌های مورد استفاده و شرایط ترمودینامیکی آن‌ها، بیشترین مقدار ω را ایجاد کند و هدف اصلی در طراحی بهینه اجکتور، حداکثر کردن این مقدار به ازای ثابت ماندن سایر شرایط می باشد.

البته عدد حاصل با فرض اینکه نسبت وزن مولکولی سیال محرک و ساکشن برابر یک بوده و دمای این دو سیال نیز برابر باشد، به دست آمده است. لذا با استفاده از فرمول زیر، عدد به دست آمده را می بایست تصحیح نمود.

$$\frac{\omega}{\omega_a} = \frac{\omega}{\omega_b} \sqrt{\frac{T_{Oa} M_b}{T_{Ob} M_a}} \quad (3-3)$$

که در اینجا: M_b وزن مولکولی سیال ساکشن، M_a وزن مولکولی سیال محرک، T_{Ob} دمای سیال ساکشن و T_{Oa} دمای سیال محرک می باشند (۲۹).

۳-۳ تحلیل و پیش بینی عملکرد اجکتورها

همان طور که پیش تر توضیح داده شد، در عمل، روش‌هایی جهت طراحی اجکتورها در واحدهای پتروشیمی و پالایشگاه‌های نفت به کار می روند که مبنای آن‌ها استفاده از نمودارهای برقرارکننده رابطه میان ضریب تخلیه^۱ و درجه انبساط^۲ گاز محرک و درجه تراکم^۳

^۱ نمودار (Nomogram) عبارت است از یک ابزار محاسباتی گرافیک، نمودار دوبعدی رسم شده‌ی یک تابع با (n-1) پارامتر معلوم که پارامتر مجهول (n)ام به صورت محاسبه تقریبی گرافیکی قابل قرائت از بعد سوم نمودار می باشد.

^۲ Ejection factor

گاز متحرک می‌باشند (۳۰). این منحنی‌ها بر اساس شرایط ورودی و فشار خروجی یا خلأ مورد نیاز و پارامترهای دیگر، اطلاعات کلی از اجکتور را ارائه می‌دهند. این روش‌ها توصیه می‌کنند که در طراحی اجکتور برای تخلیه و متراکم‌سازی گازها، دبی محاسبه شده برای یک گاز فشار بالا توسط اعمال ثابت‌هایی افزایش داده شود. این موضوع اغلب اوقات منجر به افزایش بی‌دلیل در هزینه فرآیند یا انتخاب ابعاد طراحی دور از شرایط بهینه برای اجکتور می‌گردد. به علاوه، بسیاری از مواقع، مانند کاربرد سیستم اجکتوری در بازیابی گازهای ارسالی به فلر، لازم است که اجکتورهایی را طراحی کنیم که با جریان‌های بخار و گاز دارای محدوده بسیار وسیع از خواص ترموفیزیکی، از هیدروژن گرفته تا بخارهای سنگین حاصل از تقطیر نفت خام، کار می‌کنند.

با توجه به حساسیت فوق‌العاده جریان نسبت به مشخصات هندسی، این اطلاعات برای طراحی و ساخت اجکتور کافی نمی‌باشند. در تشریح این روش‌ها، هیچ‌گونه مرجعی وجود ندارد که بیانگر آن باشد که این روابط چگونه ساخته شده‌اند. به همین دلیل امکان ارزیابی صحت استفاده از آن برای سیستم‌های دارای خواص ترموفیزیکی متفاوت با مخلوط‌های گازی مختلف، وجود ندارد. در این بخش سعی بر این است که با استفاده از حل معادله‌های حاکم بر جریان داخل هندسه اجکتور، درک بهتری از رفتار جریان به دست آید.

در مرحله اول این بخش تئوری نظری مکانیزم عملکرد اجکتورها، مفاهیم پایه و معادلات حاکم سیالاتی معرفی خواهند شد. در ادامه فرآیند کلی طراحی اجکتور گاز و مراحل آن با استفاده از مدل‌های یک‌بعدی بحث شده است؛ و برنامه کامپیوتری توسعه داده شده با مدل‌های تحلیلی یک‌بعدی جامع برای طراحی اجکتور، به صورت مختصر معرفی شده است.

۳-۳-۱ طراحی اجکتور با استفاده از مدل‌های یک‌بعدی (الگوریتم محاسباتی)

اجکتورهای گاز معمولاً در سیستم‌های مختلف با شرایط عملیاتی و محدودیت‌های خاصی در شرایط دمایی، فشار و دبی مشخص، به کار برده می‌شوند. اجکتورهای طراحی شده باید مطابق با این قیود و سایر محدودیت‌های موجود باشند. در ادامه فرآیند طراحی اجکتورها ارائه گردیده است:

۱. مشخص نمودن شرایط عملکردی یا شرایط مرزی اجکتور؛

¹ Degree of expansion

² Degree of compression

۲. مشخص نمودن ω مطلوب؛
۳. مشخص نمودن هندسه نازل ابتدایی با توجه به شرایط عملکردی؛
۴. مشخص نمودن مدل اختلاط، مدل فشار-ثابت یا مدل سطح مقطع-ثابت؛
۵. مشخص نمودن هندسه محفظه اختلاط بر طبق رابطه میان ω و AR؛
۶. مشخص نمودن ابعاد دیفیوزر برای CR مطلوب.

فرآیند طراحی بالا می‌تواند بر طبق معادلات ارائه شده در مطالب بالا و نیز نمودارهای تجربی ارائه شده برای مدل فشار-ثابت یا مدل سطح مقطع-ثابت انجام گیرد.

به‌طور گسترده‌ای مورد باور است که رویکرد اختلاط فشار ثابت، منجر به اجکتورهای با عملکرد بهتر می‌گردد؛ اما محاسبات نشان داده‌اند که یک اجکتور اختلاط فشار ثابت می‌تواند عملکرد بهتری نسبت به نوع اختلاط سطح مقطع ثابت در شرایط عملکردی مشخصی داشته باشد، در حالی که ممکن است برای شرایط عملکردی دیگر برعکس باشد. در حقیقت، Keenan و Neumann (۳۱) نیز این نظریه را اظهار داشته‌اند که نتایج نظری به‌دست آمده به‌وسیله استفاده از مدل اجکتور سطح مقطع-ثابت با نتایج تجربی موافقت داشته و اینکه یافتن توافقی میان نتایج نظری و تجربی برای مدل اجکتور فشار-ثابت بسیار دشوار است. لذا در جت کمپرسور گاز سیستم بازیابی گاز فلر توسعه داده شده، از مدل تحلیل یک‌بعدی فشار ثابت با اجکتوری که محفظه اختلاط آن هندسه‌ی سطح مقطع-ثابت داشته باشد استفاده شده است.

به این منظور، در این پایان‌نامه یک برنامه کامپیوتری برای تحلیل عملکرد و اکسرژی خروجی اجکتور گازی توسط نرم‌افزار EES توسعه داده شده است. مدل تحلیلی یک‌بعدی و همچنین اصلاحات و ضرایب بهبود در این برنامه لحاظ گردیده است. مجموعه‌ای از ضرایب استخراج شده از نتایج مطالعات تجربی به‌منظور اصلاح محاسبات ناشی از ضرایب تلفات گوناگون استفاده گردیده است.

این برنامه مدهای (رویه) طراحی و تخمین عملکرد ذیل را ارائه می‌نماید:

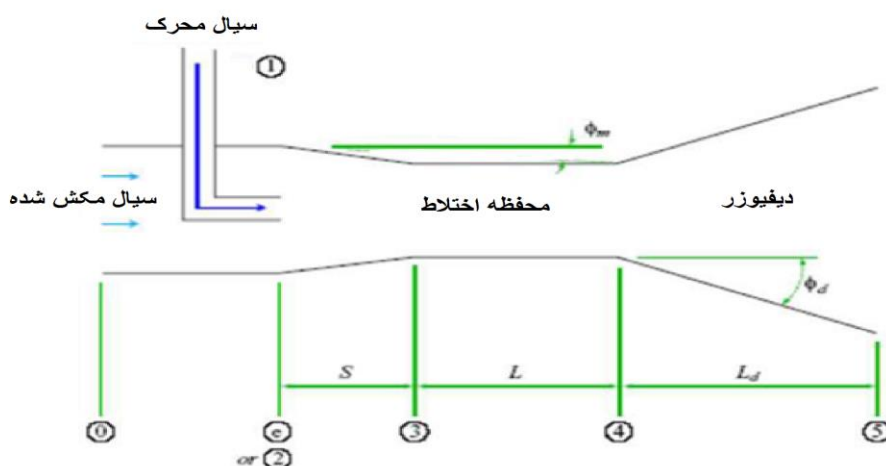
۱. مد محاسبات تخمین عملکرد: با دادن ابعاد اجکتور، ضرایب تلفات و محدوده‌ای از شرایط جریان در ورودی، برنامه شرایط خروجی و شرایط جریان در داخل اجکتور را محاسبه خواهد نمود.
۲. مد طراحی سریع: با دادن فشارها، دماها و دبی‌های جرمی ورودی و خروجی مطلوب و ابعاد، برنامه با استفاده از داده‌های تصحیح تجربی برای اجکتورهای گاز-گاز ابعاد نازل

اولیه و خروجی را محاسبه می‌نماید. البته حوزه مد طراحی سریع محدود به اجکتورهای با اختلاط فشار-ثابت و دو جریان گاز طبیعی و گاز فلر معین با ترکیب ثابت به‌عنوان دو سیال عامل می‌باشد.

۳. مد طراحی تفصیلی: با دادن فشارها، دماها و دبی‌های جرمی ورودی و خروجی مطلوب، ابعاد، ضرایب تلفات و همچنین قیدهای تعریف شده از سوی کاربر بر روی شرایط جریان، برنامه ابعاد نازل اولیه و خروجی و شرایط جریان در داخل اجکتور را محاسبه می‌نماید.

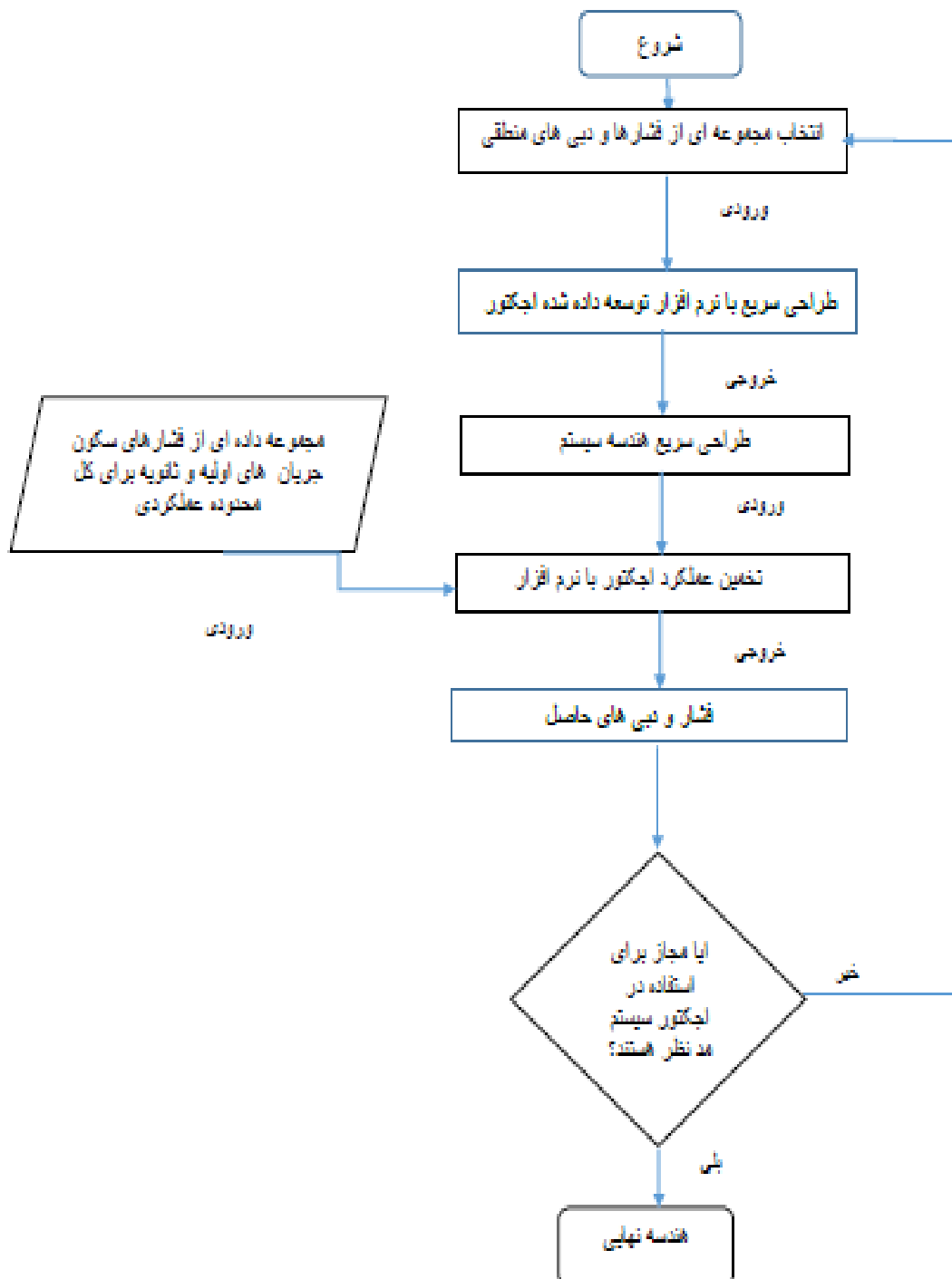
نکته حائز اهمیت اینکه، عملکرد هرگونه اجکتور گاز با یک ترکیب هندسی معین، می‌تواند به‌صورت نظری با استفاده از این مدل تحلیل گردد. گرچه، غیرممکن است که اجکتوری طراحی گردد که هرگونه شرایط عملکردی و نیازهای دلخواه داده شده را برآورده نماید؛ زیرا که برای یک اجکتور غیرمجاز است که با هر هندسه دلخواه داده شده به‌درستی عمل کند. هر اجکتور معین، محدوده عملکردی خاص خودش را دارد، بعضی از طراحی‌های اجکتور برای عملکردی خاص مجاز و عملی بوده ولی بقیه نمی‌باشند. با استفاده نمودن از این مدل جدید در سیستم‌های بازیابی گازهای ارسالی به فلر، ویژگی‌های عملکردی تحلیل می‌شوند و محدوده‌های عملکردی برای اجکتورهای سیستم محاسبه می‌گردند.

شکل (۸-۳) یک نمونه عمومی از آرایش اجکتور گاز می‌باشد که به‌وسیله برنامه مذکور جهت انجام محاسبات طراحی و تخمین عملکرد به کار گرفته شده است.



شکل ۸-۳ نمونه آرایش اجکتور بکار رفته در محاسبات برنامه کامپیوتری

رویه و مراحل طراحی یک اجکتور گاز که پاسخگوی شرایط و قیود عملکردی جریان باشد، در فلوچارت شکل (۳-۹) ارائه گردیده است.



شکل ۳-۹ فلوچارت روند طراحی اجکتور گاز بکار رفته در برنامه کامپیوتری

۳-۴ شبیه‌سازی اجکتور در نرم‌افزار HYSYS

فرآیندهای تخلیه گاز و بخار با در نظر گرفتن خواص ترموفیزیکی واقعی، در مطالعات بسیاری مورد محاسبه قرار گرفته‌اند (۳۰). در این تحقیق، مبانی تئوریک فرآیند در جریان‌های مادون صوت و مافوق صوت، جهت انتخاب پارامترهای طراحی اجکتور برای انجام محاسبات رژیم‌های عملکردی مذکور در اجکتور شرح و بررسی شده است. با این وجود، به کار بردن معادلات محاسباتی برای طراحی سیستم‌های اجکتوری صنعتی سبب به وجود آمدن مشکلات جدی می‌گردد. یکی از جدی‌ترین این مشکلات، لزوم محاسبه معادله حالت مخلوط‌های پیچیده از گازهای ایده‌آل در محدوده‌های گسترده تغییرات دما و فشار که در اجکتورهای صنعتی اتفاق می‌افتد می‌باشد.

نرم‌افزارهای شبیه‌سازی مانند HYSYS، ASPEN و Pro-II به طور گسترده‌ای در طراحی فرآیندهای پالایش نفت استفاده می‌شوند و با دارا بودن یک پایگاه گسترده از خواص ترمودینامیکی هم برای مواد خالص و هم برای ترکیبات فرضی^۱ از مخلوط‌های پیوسته نفت خام، می‌تواند برای حل این مسئله به کار رود. این سیستم‌ها می‌توانند برای شبیه‌سازی فرآیندهای نه فقط ابتدایی بلکه فرآیندهای پیچیده که با تغییر حالت فازی یا تغییرات شیمیایی همراه هستند به کار روند. اجزای ابتدایی آن‌ها عبارتند از اکسپندرها، کمپرسورها، میکسرها و غیره که فرآیندهای اکسپنشن، تراکم و اختلاط را شبیه‌سازی می‌کنند و ترکیب آن‌ها با توابع تجاری توسعه یافته مخصوص و زیر روال‌ها^۲ امکان مدل‌سازی فرآیندهای نسبتاً پیچیده مانند اجکشن را فراهم می‌کند (۳۰).

شکل (۳-۱۰) نشان‌دهنده نموداری از مدل محاسبه شده فرآیند اجکشن بر مبنای سیستم مدل‌سازی HYSYS با جریان‌های مواد I و II و جریان‌های انرژی III و VII می‌باشد. انبساط گاز-پرفشار محرک I در نازل به وسیله دو اکسپاندر پی‌درپی ۱ و ۲ برای محاسبه پارامترهای جریان در قسمت‌های همگرا و واگرای نازل ابتدایی شبیه‌سازی شده است. جریان‌های انرژی داخلی III و VII گاز پرفشار که در انبساط داخل قسمت‌های همگرا و واگرای نازل ابتدایی به

¹ Hypothetical components

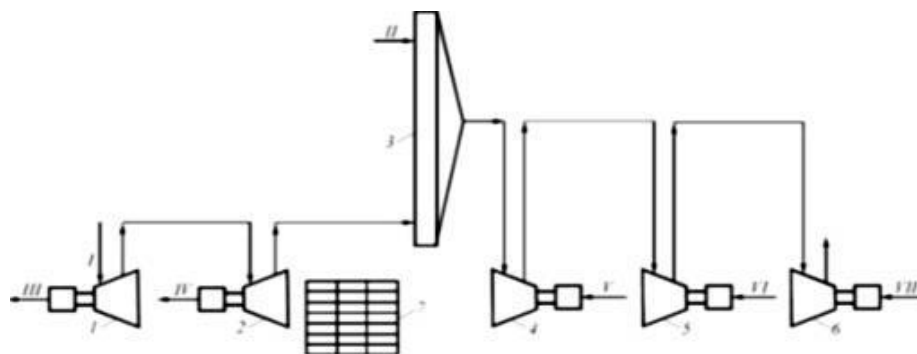
² Subroutine

انرژی جنبشی محرک تبدیل می‌شود، محاسبه شده‌اند. برای محاسبه مساحت مقطع بحرانی (گلوگاه)، از شرایط برابری دبی جریان در گلوگاه با سرعت صوت استفاده شده است.

محفظه اختلاط اجکتور به وسیله میکسر ۳ شبیه‌سازی شده است، جایی که جریان گاز محرک I، پس از بیرون آمدن از نازل و جریان گاز کم‌فشار II وارد می‌شوند. گرمایش جریان گاز مخلوط شده به وسیله اتلاف انرژی جنبشی در مدت زمان اختلاط توسط کمپرسور ۴ شبیه‌سازی شده است. مقدار انرژی آزاد شده به وسیله جریان V مشخص شده است.

تراکم در قسمت‌های همگرای محفظه اختلاط و واگرای دیفیوزر به وسیله دو کمپرسور پی‌درپی شبیه‌سازی شده است: کمپرسور ۵، برای محاسبه تراکم مخلوط جریان‌های محرک و متحرک در قسمتی مابین خروجی محفظه اختلاط تا گلوگاه قسمت واگرای اجکتور و به وسیله کمپرسور ۶، در قسمتی مابین گلوگاه تا خروجی جریان از دیفیوزر. جریان‌های VI و VII که عبارتند از بخشی از انرژی جنبشی مخلوط گازها که در طی فرآیند تراکم درون بخش همگرای محفظه اختلاط و دیفیوزر به انرژی درونی تبدیل گردیده‌اند هم نشان داده شده‌اند.

سیستم شبیه‌سازی HYSYS اجازه محاسبه توابع دینامیک گاز، مساحت‌های مقاطع بحرانی و بالانس مومنت را نمی‌دهد، بنابراین مدول تجاری ۱۷ که تمامی توابع در نظر گرفته نشده را اجرا می‌کند و نتایج محاسباتش را به آبجکت‌های استاندارد سیستم شبیه‌سازی بازمی‌گرداند، در مدل فرآیند اجکشن مذکور در نظر گرفته شده است. در واقع مدول ۷ برای محاسبه توابع تجاری و بازگرداندن داده‌ها به آبجکت‌های شبیه‌سازی شده در نظر گرفته شده است.



شکل ۳-۱۰ محاسبات مدل‌سازی یک اجکتور در نرم‌افزار HYSYS

I) گاز پرفشار؛ II) گاز کم‌فشار؛ III و IV) انرژی داخلی گاز پرفشار که در انبساط در دیفیوزر همگرا و دیفیوزر نازل به انرژی جنبشی محرک تبدیل شده است؛ V و VI و VII) انرژی جنبشی مخلوط گازها که

¹ Commercial module

در تلفات در طول اختلاط، تراکم در بخش همگرای محفظه اختلاط و تراکم داخل دیفیوزر به انرژی درونی تبدیل شده است.

فرآیندهایی که داخل اجکتور اتفاق می افتند فقط می توانند به عنوان یک تخمین اولیه به صورت آدیاباتیک در نظر گرفته شوند. انتقال حرارت بین جریان گاز و دیواره های اجکتور می تواند با خطای کمی نادیده گرفته شود، اما تلفات در انرژی جنبشی نزدیک دیواره های اجکتور به علت نیروهای اصطکاک و ویسکوز^۱ نمی تواند نادیده گرفته شود، زیرا می تواند منجر به بروز خطای زیادی شود. به همین دلیل، فرآیندهای انبساط و تراکم در اکسپاندرها و کمپرسور باید با در نظر گرفتن ضریب آدیاباتیک بودن^۲ شرح داده شده محاسبه شوند. این ضریب بیانگر قسمتی از انرژی جنبشی است که به حرارت تبدیل نشده است، به عنوان مثال، در فرآیند اتلاف نشده است و فقط می تواند به صورت تجربی مشخص شود زیرا محاسبه تئوریک آن بسیار پیچیده است.

ضرایب تصحیح تجربی در معادله محاسبه دبی های جریان داخل یک اجکتور معرفی شده اند. این ضرایب نرخ محاسبه شده را به مقدار ناچیزی در مقایسه با دبی جریان گاز در شرایط غیاب تلفات کاهش می دهند. مربع های این ضرایب بخشی از انرژی جنبشی که در فرآیند تلف نشده است را مشخص می کنند. این بخش می تواند به عنوان ضریب آدیاباتیک بودن استفاده شود.

آبجکت اختلاط استاندارد در سیستم های شبیه سازی، اجازه محاسبات فرآیند اختلاط جریان را با در نظر گرفتن قوانین بقای جرم و انرژی داخلی می دهد، اما امکان بررسی شرایط بقای مومتم را فراهم نمی کند. از آنجایی که محاسبات محفظه اختلاط اجکتور بدون ارضای شرایط بقای مومتم و قانون بقای انرژی با در نظر گرفتن انرژی جنبشی گازها، غیرممکن است، در مدول ۷ از برنامه به صورت جداگانه انجام شده است که در آنجا اجرای توابع تجاری^۳ و انتقال نتایج به سایر آبجکت های شبیه سازی امکان پذیر است.

برای توصیف شرایط بقای مومتم، ضروری است که فشار در امتداد دیواره محفظه اختلاط اجکتور و دقیق تر از آن، انتگرال فشار سرتاسر سطح محفظه را بدانیم. در نتیجه برای محاسبه انرژی جنبشی جریان ها با در نظر گرفتن قانون بقای انرژی، ضروری است که مقدار انرژی آزاد شده در اکسپاندرها و مصرف شده در کمپرسورها برای قسمت های مختلف اجکتور را بدانیم تا اینکه محاسبات نازل و قسمت واگرا را انجام دهیم.

¹ Viscous friction forces

² Adiabaticity factor

³ Commercial functions

این مدل می‌تواند در طراحی اجکتورهای با طیف گسترده‌ای از گازهای محرک و متحرک، بدون اینکه متوسل شدن به حل مستقیم معادلات بزرگ و سنگین و محاسبه معادلات حالت مخلوط‌های پیچیده لازم باشد، مورد استفاده قرار گیرد.

۳-۵ آرایش اجکتورها

نسبت فشار تخلیه یک اجکتور به فشار مکش آن، به‌طور معمول در محدوده ۲ تا ۸ بوده و هر اجکتور برای نسبت ثابتی طراحی می‌گردد. برای ایجاد فشارها و یا خلأهای نسبتاً بالا و یا زمانی که میزان بار ساکشن زیاد و متغیر است از چندین اجکتور با آرایش سری یا موازی استفاده می‌گردد. آرایش موازی برای مواقعی که میزان بار ساکشن زیاد و متغیر است، به‌کار می‌رود. بدین منظور، سیال ساکشن به چند قسمت تقسیم شده و هر قسمت وارد یک اجکتور می‌گردد. استفاده از آرایش موازی امکان تعمیرات در خط اجکتورها را نیز فراهم می‌نماید. آرایش سری، برای مواقعی که فشار (یا خلأ) بالایی مورد نیاز است، به‌کار می‌رود. بدین منظور، سیال خروجی از اجکتور اول، سیال ساکشن اجکتور دوم و سیال خروجی از اجکتور دوم نیز سیال ساکشن اجکتور سوم می‌باشد و به‌همین ترتیب اجکتورها به هم ارتباط دارند. جهت بررسی تغییرات سرعت، فشار و دبی در یک اجکتور، از رابطه‌ی (۳-۴) که ترکیب معادله‌ی مومنتوم و معادله‌ی پیوستگی می‌باشد و با استفاده از نتایج حاصل از بررسی تغییرات سرعت، فشار و دبی در یک اجکتور، در بخش تحلیل و پیش‌بینی عملکرد اجکتورها به روش مدل‌سازی، می‌توان نتیجه‌گیری نمود که برای افزایش میزان فشار خروجی یا مکش نمودن گازهای ساکشن (فلر) با فشار پایین‌تر در بخش ساکشن، سه روش وجود دارد.

$$P_2 A_2 + \dot{m}_s V_s \beta_s + \dot{m}_p V_p \beta_p = (\dot{m}_s + \dot{m}_p) V_2 \beta_2 + P_1 A_1 \quad (3-4)$$

اندیس ۲ مربوط به جریان خروجی، اندیس p مربوط به سیال محرک و اندیس s مربوط به سیال ساکشن می‌باشد. اندیس ۱ نیز مربوط به فشار و سطح مقطع بخش ساکشن می‌باشد. یکی از این روش‌ها کاهش نسبت فشار خروجی به فشار ورودی و یا به عبارت دیگر کاهش نسبت تراکم است. در معادله‌ی (۳-۴) فرض می‌کنیم همه‌ی پارامترها به‌جز فشار خروجی و فشار در بخش ساکشن، ثابت هستند. چنانچه دیده می‌شود، با کاهش میزان فشار خروجی دیفیوزر یعنی P_2 ، فشار در بخش ساکشن یعنی P_1 نیز کاهش یافته و در نتیجه گاز فلر با فشار پایین‌تری را می‌توان مکش نمود. از این خصوصیت در آرایش سری استفاده می‌شود تا

خروجی هر اجکتور، به مکش اجکتور بعدی متصل شده و به این ترتیب نهایتاً فشار خروجی مطلوب برای یک جریان گاز با فشار بسیار پایین در مکش ایجاد شود.

روش دیگر افزایش دبی سیال محرک می باشد. از روی معادله (۳-۴) مشاهده می شود که با افزایش دبی سیال محرک \dot{m}_p جمله $\dot{m}_p V_p \beta_p$ در عبارت سمت چپ معادله و نیز جمله $(\dot{m}_s + \dot{m}_p) V_2 \beta_2$ در سمت راست معادله، افزایش خواهد یافت. اما از آنجا؛ سرعت سیال در خروجی یعنی V_2 از سرعت سیال محرک V_p یعنی بیشتر می باشد، لذا میزان افزایش در سمت راست معادله بیشتر خواهد بود. بنابراین باید؛ سمت راست معادله $P_1 A_1$ کاهش یابد تا رابطه برقرار گردد. کاهش $P_1 A_1$ به معنی کاهش فشار در بخش ساکشن است.

روش سوم جهت افزایش فشار سیال ساکشن افزایش فشار سیال محرک می باشد. استفاده از هریک از روش های مذکور به شرایط و امکانات موجود و همچنین شرایط طراحی بستگی دارد. در مواردی که گاز محرک (در اینجا گاز طبیعی) با دبی یا فشار زیاد در دسترس است، از روش های دوم و سوم استفاده می شود. بدیهی است که با افزایش دبی سیال محرک، به اجکتور بزرگ تری نیاز است؛ اما چنانچه با محدودیت میزان گاز محرک مواجه باشیم، از اجکتورهای چند مرحله استفاده می شود.

در استفاده از اجکتورها به صورت چند مرحله ای، در ابتدای مراحل، بین اجکتورها و یا در پایان مراحل می توان از کندانسور استفاده نمود. هدف از تعبیه کندانسور کاهش مصرف به دو دلیل ایجاد می گردد:

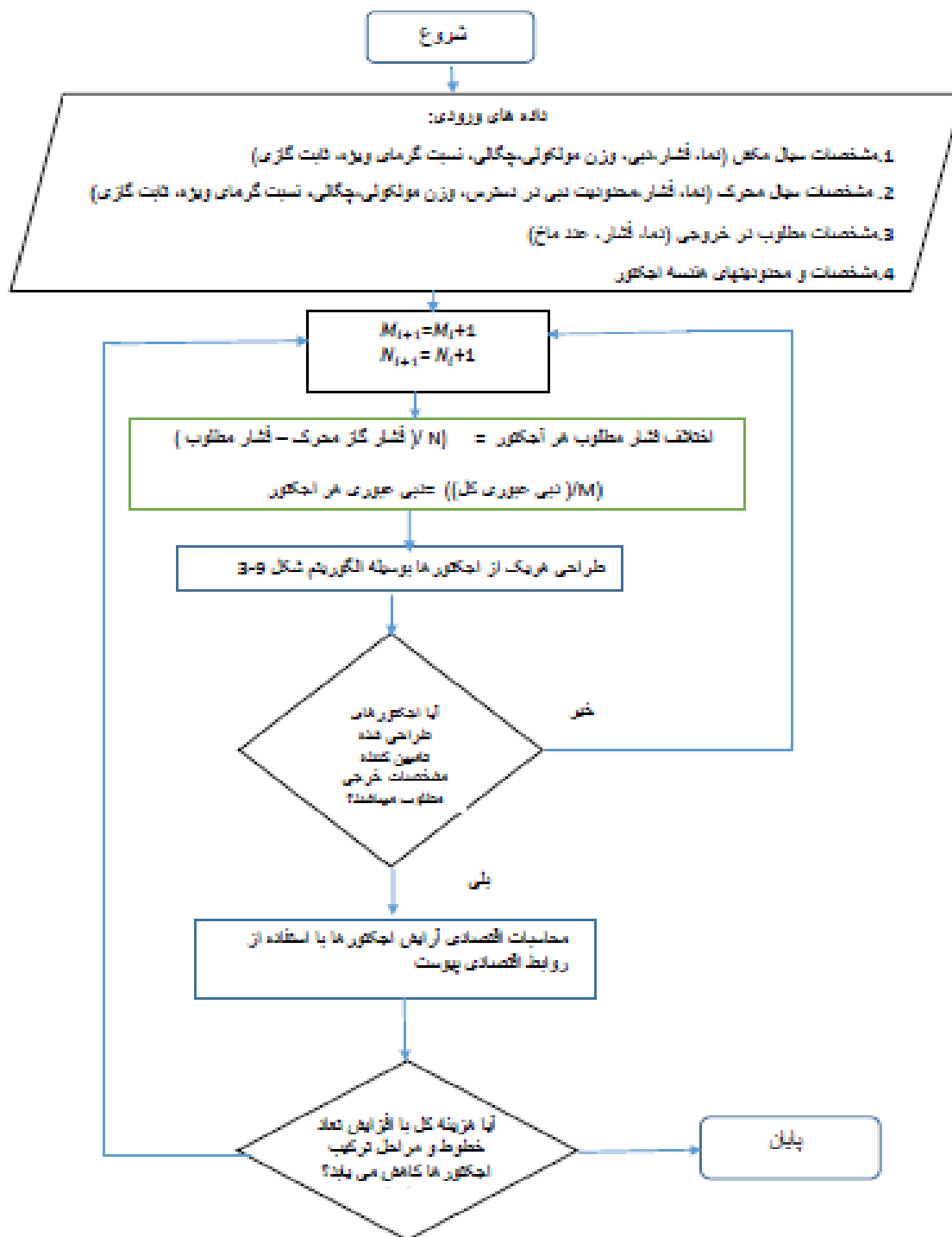
۱. با کندانس نمودن گازهای خروجی از اجکتور مرحله اول، میزان مکش اجکتور دوم و در نتیجه میزان بخار مصرفی آن کاهش می یابد.
 ۲. هوا و سایر گازهای غیرقابل کندانس را سرد نموده و بار اجکتور مرحله بعد را کاهش می دهد. معمولاً در ظرفیت های پایین که هزینه اولیه دستگاه مهم تر از هزینه جاری باشد یا امکان تهیه آب خنک کننده جهت کندانسور وجود نداشته باشد، کندانسور بین مراحل حذف می گردد؛ اما در حالت کلی استفاده از کندانسور بسیار مقرون به صرفه می باشد.
- در مواردی که در مخلوط مکش شده اجکتورها، نسبت گازهای قابل کندانس به گازهای غیرقابل کندانس زیاد می باشد، برای کاهش مصرف گاز محرک اجکتورها بهتر است یک کندانسور بارومتریک یا سطحی به عنوان پیش کندانسور، قبل از ورودی اجکتور تعبیه گردد. معمولاً در انتها نیز برای کندانس گازهای (بخارات) مرحله ی نهایی از یک کندانسور استفاده

می‌شود که البته این کندانسور تأثیری روی عملکرد و یا اقتصاد اجکتور ندارد بلکه بیشتر به دلیل بازیافت و تبدیل مجدد و همچنین کاهش صدا در آن تخلیه می‌گردد.

کندانسورهای مورد استفاده برای اجکتورها یا از نوع تماسی (بارومتریک) و یا از نوع سطحی (پوسته-لوله) هستند. در کندانسور تماسی، گاز و سایر مواد قابل کندانس به وسیله‌ی اسپری آب خنک، مایع می‌شوند و در نتیجه سیال محرک با آب مخلوط می‌شود؛ اما در کندانسورهای سطحی که بیشتر در مواردی به کار می‌روند که بار اجکتور زیاد می‌باشد، سیال اجکتور و سیال خنک‌کننده، با یکدیگر مخلوط نمی‌شوند. بخشی از سیالات اجکتور کندانس شده و گازهای باقیمانده به اجکتور بعدی وارد می‌شوند. کندانسور تماس مستقیم به سرویس و نگهداری نیازی ندارد، طول عمر آن زیاد می‌باشد و نسبت به سایر کندانسورها از راندمان بیش‌تر و قیمت اولیه کمتر برخوردار می‌باشد.

۳-۵-۱ برنامه کامپیوتری انتخاب آرایش بهینه اجکتورها جهت بازیابی گاز فلر

با توجه به مشخصات گازهای فلر که در فصل چهار به آن اشاره شده برنامه کامپیوتری جهت انتخاب آرایش بهینه اجکتورها جهت بازیابی گازهای فلر در به شرح ذیل می‌باشد.



شکل ۳-۷ الگوریتم تعیین آرایش بهینه اجکتورهای سیستم متراکم سازی

برنامه الگوریتم فوق جهت مشخص شدن آرایش اجکتورها در پایین صفحه نوشته شده است خروجی برنامه تعداد اجکتورهای سری و موازی را مشخص می‌کند. با توجه به اینکه دبی گازهای فلر 1369 kg/h و نسبت تراکم ۵ بوده نیاز به چهار اجکتور موازی و یک اجکتور سری با ظرفیت 350 kg/h می‌باشد.

```
#include<conio.h>
#include<graphics.h>
#include<dos.h>
void main()
{
    int n,i,m,CR;
    float P,Q;
    float Pe[10],Qe[10];
    clrscr();

    for(i=0; i<10; i++)
    {
        Pe[i]=0;
        Qe[i]=0;
        CR=5;

        printf("Plz enter P(bar):");
        scanf("%f",&P);
        printf("Plz enter Q(kg/h):");
        scanf("%f",&Q);
        printf("Plz enter Pe\ (bar):");
        scanf("%f",&Pe[i]);
        printf("Plz enter Qe\ (kg/h):");
        scanf("%f",&Qe[i]);

        i++;
        n++;
        if(Pe[i]>=P) n--;
        else{
            while(Pe[i]<P){
                i++;
                n++;
            }
        }
    }
}
```

```

        Pe[i]=Pe[i-1]*CR;
        {
            n=n-1;
        }
        printf("number of series Ejector is=");
        printf("%d",n);

        i=1;
        m=1;
        if(Qe[i]>=Q) m=1;
        else{
            while(Qe[i]<Q){
                i++;
                m++;
                Qe[i]=i*Qe[1];
            }
        }

        {
            printf("\n");
            printf("number of parallel Ejector is=");
            printf("%d",m);

            getch();
        }
    }
}

```

خروجی برنامه:

```

Plz enter P:5
Plz enter Q:1369
Plz enter Pe1:1
Plz enter Qe1:350
number of series Ejector is=1
number of parallel Ejector is=4_

```

فصل چهارم

طراحی سیستم بازیابی گازهای ارسالی به فلر پالایشگاه

تهران

در این فصل، به معرفی مشخصات سیستم فلرینگ، اطلاعات استخراج شده، داده‌های اندازه‌گیری، ارائه سناریوهای ممکن جهت کاهش و بازیابی گازهای فلر و در نهایت طراحی سیستم بازیابی موردنظر برای واحد پالایشگاه تهران می‌پردازیم.

۴-۱ بررسی سیستم فلر پالایشگاه تهران

در این بخش، شبکه فلرینگ و توزیع سوخت گازی پالایشگاه تهران و مشخصات سیستم فلر، جهت طراحی واحد بازیابی گازهای ارسالی به فلر مدنظر بر روی آن، معرفی و بررسی می‌گردد.

۴-۱-۱ مشخصات سیستم فلر پالایشگاه تهران در حالت طراحی

اطلاعات طراحی سیستم فلر پالایشگاه تهران، شامل مشخصات طراحی، نقشه‌های لوله‌کشی از سراسر پالایشگاه به فلر و نقشه‌های P&ID سیستم فلر پالایشگاه در پیوست ارائه گردیده‌اند.

۴-۱-۲ شرح فرآیند فلر پالایشگاه تهران

همان‌گونه که در دو فصل اول تشریح گردید، کاربرد اساسی سیستم فلر مهار کردن و به کنترل درآوردن شرایط غیرقابل کنترلی است که در اثر بالا رفتن بیش از حد مجاز عملیاتی در دستگاه‌های پالایش به وجود می‌آید. کنترل فوق از طریق تخلیه گاز مازاد واحدها به شبکه فلر انجام می‌گیرد. این مجموعه در پالایشگاه تهران شامل قسمت‌های ذیل می‌باشد:

۱. لوله‌های رابط واحد^۱
۲. لوله اصلی^۲ فلر که از محوطه بارگیری گاز مایع (واحد LPG) شروع شده و تا ستون‌های فلر امتداد دارد.
۳. ظروف ضربه‌گیر^۳ (مایع‌گیر) بین‌راهی
۴. تلمبه‌های تخلیه مایعات جمع شده در ظروف بین‌راهی
۵. مخزن آب‌بند و تلمبه چرخشی^۴
۶. ستون‌های اصلی فلرها (2ME-2201A و 2ME-2201B)
۷. دستگاه جرقه زن الکتریکی^۵ برای روشن کردن فلرها و مشتعل کننده^۶
۸. سیستم کمکی تزریق بخار^۷ و گاز طبیعی به منظور احتراق کامل

فلر شمالی پالایشگاه تهران از نوع فلرهای مرتفع بوده و دودکش آن بنا به ملاحظات ایمنی به صورت خوداتکا^۸ می‌باشد. این فلر بر اساس عامل اختلاط بخار طراحی شده و مخزن ضربه‌گیر آن به صورت افقی می‌باشد. کنترل این سیستم فلر به صورت کاملاً اتوماتیک صورت می‌گیرد.

خروجی تمام شیرهای ایمنی، لوله‌های تخلیه^۹ و تهویه^{۱۰} ظروف برج‌ها، تلمبه‌ها، کمپرسورها، اعم از گازی یا مایع (به‌استثناء آب، بخار، هوای فشرده، ازت و بعضی از هیدروکربورهای سبک که به هوای آزاد تخلیه می‌شوند) توسط لوله‌های تخلیه فشار هر واحد جمع‌آوری شده به لوله اصلی فلر منتقل می‌گردند. قسمت عمده مایعات همراه با گازها در ظروف مایع‌گیر بین‌راهی جدا شده و گازها وارد محفظه آب‌بندی در پایین مشعل می‌گردند، پس از شستشو و حذف ذرات و مایعات احتمالی توسط آب برای سوختن به بالای مشعل هدایت و در تاج (نوک)^{۱۱} مشعل می‌سوزند.

برای کنترل فشار واحدهای آب ترش، آمین و گوگرد که گازهای اسیدی محتوی H₂S تولید می‌کنند، یک سیستم مشعل مخصوص (ACID GAS FLARE (H₂S 10" Tip))

¹ Tie-in

² Relief & Flare Header

³ K.O.Drum

⁴ Seal Pot Rotary Pump

⁵ Pilot

⁶ Ignitor

⁷ Antismoke Steam Ring & Jets

⁸ Self Support

⁹ DRAIN

¹⁰ VENT

¹¹ Flare TIP

طراحی و ساخته شده است که به موازات مشعل‌های اصلی کشیده شده و بدنه مشعل شرقی ME-2201B چسبیده است.

سیستم مشعل پالایشگاه از محوطه مخازن و بارگیری گاز مایع با یک لوله ۳۰ اینچ شروع می‌شود و به ابتدای این لوله یک لوله ۲ اینچ از سوخت گاز^۱ جهت تأمین فشار مثبت در سیستم و رانش گازها به طرف مشعل و روشن نگه‌داشتن مشعل در هنگامی که میزان تخلیه مشعل کمتر از حد مورد نیاز طراحی مشعل باشد تعبیه شده است. مقدار این گاز باید به‌اندازه‌ای باشد که بتواند مواد داخل لوله را به میزان حداقل ۰/۴ متر بر ثانیه به جلو براند و از ایجاد خلأ و پس زدن شعله به داخل سیستم و خاموش شدن شعله مشعل جلوگیری کند. این مقدار گاز تزریقی به‌وسیله دست تنظیم شده و توسط FI- 2502.A اندازه‌گیری می‌شود.

۴-۲ تعیین مشخصات گازهای ارسالی به فلر در پالایشگاه تهران

تعیین ترکیب گازهای ارسالی به فلر، اندازه‌گیری شدت جریان گازهای ارسالی و نیز ثبت داده‌های آماری از میزان تغییرات و دامنه نوسان ترکیب و شدت جریان این گازها، جهت بررسی سامانه فلر ضروری می‌باشد. در این بخش نتایج نمونه‌برداری‌ها و آزمایشات انجام شده بر روی گازها، اندازه‌گیری‌ها، محاسبات انجام شده و جمع‌آوری اطلاعات از گازهای ارسالی به فلر پالایشگاه تهران ارائه شده است.

در ابتدا لازم است به شرح مفهوم تولید ضایعات و موازنه مواد خام ورودی و محصولات خروجی از پالایشگاه تهران پرداخته شود.

۴-۲-۱ ضایعات در پالایشگاه تهران

۴-۲-۱-۱ موازنه مواد خام ورودی و محصولات خروجی

(۱) ورودی پالایشگاه:

- ۹۹ درصد نفت خام توسط روش (PDM)^۲ که یک روش مورد تأیید و مورد

اطمینان می‌باشد اندازه‌گیری می‌گردد، لذا زیاد نمی‌تواند مورد تردید واقع شود.

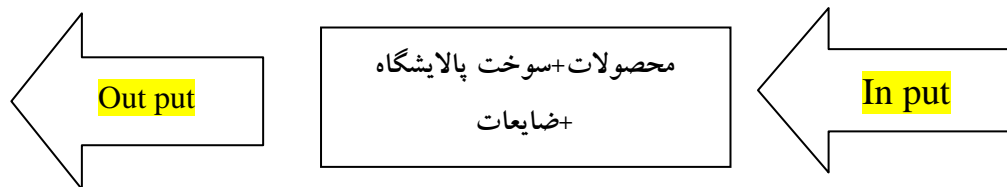
- ۱ درصد میعانات گازی + گاز طبیعی

^۱ FUEL GAS

^۲ Positive Displacement Meter

(۲) خروجی پالایشگاه:

- محصولات نهایی فروخته شده به خارج از پالایشگاه



شکل ۴-۱ بالانس مواد ورودی و محصولات در پالایشگاه تهران

۴-۲-۱-۲ انواع ضایعات در پالایشگاه تهران

(۱) افت مجاز: اداره مهندسی پالایشگاه تهران، محاسبه نموده است به ازای کلیه متوقف‌سازی‌ها و تغییر و تحولات اتفاق افتاده در پالایشگاه در یک بازه زمانی، یک واحد عملیاتی این مقدار فرصت داشته باشد تا تنفس نماید. (این مقدار به تعداد متوقف‌سازی‌ها و نامالایمت‌های واحد و مقدار بار واحد بستگی دارد، اما نارسایی‌های واحد در این روش در نظر گرفته نمی‌شوند). میزان این تلفات در حدود ۰/۸ درصد می‌باشد. هیدروژن، فلرینگ و گاز پوششی مخازن جزء ضایعات مجاز پالایشگاه می‌باشند.

(۲) ضایعات غیرمجاز شناخته شده: در حدود ۰/۱ درصد می‌باشد.

(۳) ضایعات غیرمجاز شناخته نشده: کل ضایعات پالایشگاه تهران در حدود ۱/۳ درصد می‌باشد که با کسر از دو مقدار قبلی میزان ۰/۴ درصد برای ضایعات غیرمجاز شناخته نشده در پالایشگاه تهران به دست می‌آید.

۴-۲-۱-۳ عوامل بروز ضایعات در پالایشگاه

عواملی که سبب تولید ضایعات یا افت در پالایشگاه می‌شوند، عبارتند از:

(۱) عوامل مربوط به اندازه‌گیری شرکت

(۱-۱) عدم دقت در اندازه‌گیری مواد ورودی

(۲-۱) عدم دقت در اندازه‌گیری محصولات

¹ Shutdown

۴-۲-۲ تعیین ترکیب^۱ گازهای ارسالی به فلر

آگاهی از ترکیب گازهای ارسالی به فلر در واحد صنعتی مورد مطالعه، به منظور برقراری موازنه جرم و انرژی در آن واحد و نیز برنامه ریزی صحیح و بهینه جهت طراحی و اجرای سیستم بازیابی گازهای ارسالی به فلر، امری ضروری می باشد.

از آنجایی که تغییرات ترکیب گاز وابسته به عملکرد واحد می باشد و هدف تعیین شدت جریان دائمی گاز می باشد، لذا باید در چندین نوبت در طول یک دوره زمانی مشخص از گاز ارسالی به مشعل در بالای ظرف مایع گیر نمونه گیری شود (تعداد ۳۵ مرتبه نمونه گیری در طی دوره زمانی ۱۲ ماه توصیه شده و پیشنهاد گردیده که این نمونه برداری ها به صورت تصادفی و پراکنده در شیفتهای متفاوت، روزهای مختلف هفته و زمانهای متفاوت باشد). نمونه ها با استفاده از دستگاه کروماتوگرافی گاز ترکیب شده و درصد ترکیباتشان با دقت خوبی تعیین خواهد شد.

جهت تعیین ترکیب گازهای ارسالی به فلر در پالایشگاه تهران، به دلیل محدودیت های موجود، از گازهای ارسالی به فلر پالایشگاه، شش بار نمونه گیری در شش روز مختلف انجام گردید، نتایج آزمایشات تعیین ترکیب نمونه ها توسط آزمایشگاه پالایشگاه تهران در جدول (۴-۲) ارائه گردیده است.

در میان نتایج ارائه شده در جدول (۴-۱)، نمونه برداری مورخ ۹۵/۱۰/۲۹ در زمان تعمیرات اساسی تعدادی از واحدها (نظیر آمین و آب ترش) انجام گردیده و لذا نتایج آن قابل تعمیم به شرایط نرمال پالایشگاه نبوده و از داده های موجود حذف می گردد.

به دلیل تغییرات ترکیب گاز ورودی به مشعل و اثر مستقیم آن در محاسبه ارزش حرارتی گاز، باید با توجه به چگونگی تغییرات، یک مقدار متوسط محاسبه نمود که نشان دهنده ترکیب واقعی گاز ارسالی به مشعل بوده و خطای آن قابل محاسبه باشد.

به منظور تعیین ترکیب متوسط گاز ورودی به مشعل، کمترین و بیشترین مقدار هر جز موجود در مخلوط گازی از بین مقادیر ثبت شده در مدت زمان اندازه گیری ها که نشان دهنده

^۱ Composition

محدوده تغییرات ترکیب گاز می‌باشد در نظر گرفته خواهد شد. ترکیب متوسط گاز در جدول (۳-۴) ارائه شده است.

جدول ۱-۴ نتایج آنالیز نمونه‌های گرفته شده از گازهای ارسالی به فلر در پالایشگاه تهران

نمونه	مورخ ۹۵/۱۰/۲۹	مورخ ۹۶/۲/۲۱	مورخ ۹۶/۲/۲۸	مورخ ۹۶/۲/۳۱	مورخ ۹۶/۳/۱۲	مورخ ۹۶/۳/۲۶
ترکیب گاز فلر	درصد گازفلر	درصد گازفلر	درصد گازفلر	درصد گازفلر	درصد گازفلر	درصد گازفلر
CH ₄	۳/۴۱	۹/۰	۱۰/۷	۷/۲	۲۸/۶	۴۰/۳
C ₂ H ₆	۶/۳۸	۲/۵	۱۰/۳	۹/۴	۷	۱۷
C ₃ H ₈	۱۸/۰۱	۴/۰	۱۶/۵	۱۸	۶/۳	۱۸
IC ₄ H ₁₀	۱۲/۳۹	۱/۷	۴/۹	۴/۴	۲/۴	۵/۳
NC ₄ H ₁₀	۱۵/۹۹	۱/۹	۹/۳	۹/۷	۳/۲	۵/۲
IC ₅ H ₁₂	۳۱/۷	۲/۶	۲/۴	۲/۴	۱/۳	۰/۶
NC ₅ H ₁₂	۰	۱/۴	۱/۸	۲/۰	۰	۰/۳
IC ₆ H ₁₄	۰	۰	۱/۲	۰/۵	۰/۲	۰/۲
NC ₆ H ₁₄	۰	۰	۰	۰	۰/۶	۰
H ₂ S	۱۱/۴۵	۱	۲/۵	۲	۴/۶	۴
H ₂	۰/۴۷	۷۳/۶	۳۶/۲	۲۴	۴۵/۱	۴/۷
H ₂ O	۰/۲	۰	۰	۰	۰	۰/۲
TOTAL	۱۰۰	۹۷/۷	۹۵/۸	۷۹/۶	۹۹/۳	۹۵/۸
O ₂	۰	۰/۹	۰/۸	۳/۸	۰/۲	۰/۹
N ₂	۰	۱/۴	۳/۴	۱۶/۶	۰/۵	۳/۳

مطابق نتایج ارائه شده در جدول (۴-۱)، عمده گازهای ارسالی به فلر و نیز ترکیبات نامطلوب نظیر H₂S و H₂ از واحدهای ایزوماکس^۱، تقطیر، تبدیل کاتالیستی، آب ترش و غلظت‌شکن^۲ می‌باشد. لذا در نمونه‌برداری‌های انجام شده، از گازهای خروجی از این واحدها به خط اصلی فلر نیز نمونه‌برداری شده است که نتایج آنالیز توسط کروماتوگرافی گاز برای آن‌ها در جداول (۴-۳) و (۴-۴) ارائه شده است.

^۱ Hydro-Cracker

^۲ Visbreaker

جدول ۲-۴ ترکیب متوسط گازهای ارسالی به مشعل پالایشگاه تهران

درصد مولی میانگین	درصد بیشترین مقدار	درصد کمترین مقدار	ترکیب گاز فلر
۱۹/۱۶	۴۰/۳	۷/۲	CH ₄
۹/۲۴	۱۷	۲/۵	C ₂ H ₆
۱۲/۵۶	۱۸	۴	C ₃ H ₈
۳/۷۴	۵/۳	۱/۷	IC ₄ H ₁₀
۵/۸۶	۹/۷	۱/۹	NC ₄ H ₁₀
۱/۸۶	۲/۶	۰/۶	IC ₅ H ₁₂
۱/۱۰	۲/۰	۰	NC ₅ H ₁₂
۰/۴۲	۱/۲	۰	IC ₆ H ₁₄
۰/۱۲	۰/۶	۰	NC ₆ H ₁₄
۲/۸۲	۴/۶	۱	H ₂ S
۳۶/۷۲	۷۳/۶	۴/۷	H ₂
۰/۰۴	۰/۲	۰	H ₂ O
۱/۳۲	۳/۸	۰/۲	O ₂
۵/۰۴	۱۶/۶	۰/۵	N ₂

جدول ۳-۴ نتایج آنالیز نمونه‌های گازهای ارسالی به فلر از واحد آیزوماکس

تاریخ ۹۵/۲/۳۱	تاریخ ۹۵/۲/۲۸	تاریخ ۹۵/۲/۲۱	نمونه‌گیری
درصد گاز فلر واحد آیزوماکس	درصد گاز فلر واحد آیزوماکس	درصد گاز فلر واحد آیزوماکس	
۹/۶	۲۷/۶	۷/۳	CH ₄
۰/۴	۰/۸	۰/۳	C ₂ H ₆
۰/۴	۱/۱	۰/۴	C ₃ H ₈
۰/۳	۰/۶	۰/۲	IC ₄ H ₁₀
۰/۲	۰/۳	۰/۱	NC ₄ H ₁₀
۰/۱			IC ₅ H ₁₂
۰/۱			NC ₅ H ₁₂
			H ₂ S
۸۷/۹	۷۲/۰	۹۱/۱	H ₂

جدول ۴-۴ نتایج آنالیز نمونه برداری از گازهای ارسالی به فلر از واحدهای تقطیر و تبدیل کاتالیستی

نمونه گیری	تاریخ ۹۵/۲/۲۱		تاریخ ۹۵/۲/۲۸		تاریخ ۹۵/۲/۳۱	
	درصد گاز فلرواحد تقطیر	درصد گاز فلرواحد تبدیل کاتالیستی	درصد گاز فلرواحد تقطیر	درصد گاز فلرواحد تبدیل کاتالیستی	درصد گاز فلرواحد تقطیر	درصد گاز فلرواحد تبدیل کاتالیستی
C1	۱۲/۸	۱۱/۶	۹/۴	۱۰/۸	۱۶/۶	۸/۱
C2	۸/۲	۲/۵	۵/۳	۲/۰	۹/۸	۱/۶
C3	۴/۸	۰/۷	۳/۹	۰/۴	۵/۶	۰/۳
IC4	۱/۲	۰/۲	۱/۰		۰/۱	
NC4	۱/۰		۰/۷		۰/۱	
IC5	۰/۳		۰/۳		۰/۱	
NC5	۰/۱		۰/۱			
IC6						
NC6						
IC7						
H2S(PPM)		۶۰۰		۶۰۰		۰/۱
H2	۷۱/۶	۸۵/۰	۷۹/۳	۸۶/۸	۶۷/۷	۸۹/۹

۴-۳ تعیین دبی جریان گازهای ارسالی به فلر

جهت اندازه گیری شدت جریان گازهای فلر، استفاده از دستگاه های اندازه گیری ماوراء صوت^۱ که در لوله اصلی نصب می شوند ضروری است. این امر متأسفانه در واحدهای فرآیندی ایران انجام نشده است.

چهار روش متفاوت برای اندازه گیری دبی گاز ارسالی به مشعل پیشنهاد می گردد که به شرح ذیل می باشند:

(۱) تعیین دبی گاز با استفاده از ترکیب مولکولی گاز ارسالی به مشعل

با معلوم بودن ترکیب اجزای موجود در گاز می توان دبی اجزا را تعیین نمود. اگر فرض شود که در یک مخلوط گازی n جزء موجود باشد، رابطه زیر بین جزء مولی اجزای مختلف برقرار است:

$$\sum_{i=1}^n y_i = 1 \quad (۴-۱)$$

^۱ Ultrasonic

ترکیب گاز ورودی به مشعل در زمان‌های مختلف اندازه‌گیری می‌شود. از نتایج آزمایشات انجام شده بر نمونه‌های گاز ارسالی به مشعل درصد مولی اجزای موجود در مخلوط گازی تعیین می‌شود.

دبی کل گاز نیز با معلوم بودن دبی یکی از اجزا (به‌عنوان نمونه دبی هیدروژن ورودی به مشعل) و با استفاده از معادله زیر محاسبه می‌گردد:

$$m_T = \sum_{i=1}^n m_i = \frac{m_i}{y_i} \quad (2-4)$$

۲) تعیین دبی گاز با استفاده از میزان باز بودن شیرهای کنترل جریان گاز واقع در بالای ظرف آب‌بند

شدت جریان گاز یا بخار عبوری از یک شیر توسط معادله ذیل محاسبه می‌شود:

$$W = C_V N_8 P_1 Y \sqrt{\frac{XM}{T_1 Z}} \quad (3-4)$$

که در آن W شدت جریان جرمی، Y ضریب انبساط، C_V ضریب شدت جریان، N_8 ثابت معادله، X نسبت افت فشار به فشار ورودی، F_P ضریب هندسی خط لوله، M وزن مولکولی، T_1 دمای بالادست جریان، P_1 فشار بالادست جریان و C_V ضریب شدت جریان شیر می‌باشد (۳۸). ضریب هندسی خط لوله از معادله زیر محاسبه می‌شود که در آن N_2 ثابت معادله و d قطر اسمی شیر می‌باشد:

$$F_P = \left[1 + \frac{\sum K}{N_2} \left(\frac{C_V}{d^2} \right)^2 \right]^{-1/2} \quad (4-4)$$

ضریب انبساط از معادله زیر محاسبه شده که در آن X_T ثابت می‌باشد.

$$Y = 1 - \frac{X}{3F_k X_T} \quad (5-4)$$

نسبت گرمای ویژه روی شدت جریان عبوری از شیر برای سیالات تراکم‌پذیر تأثیرگذار است. ضریب F_k برای در نظر گرفتن این اثر محاسبه می‌شود، نسبت گرمای ویژه به ۱، ۴ می‌باشد.

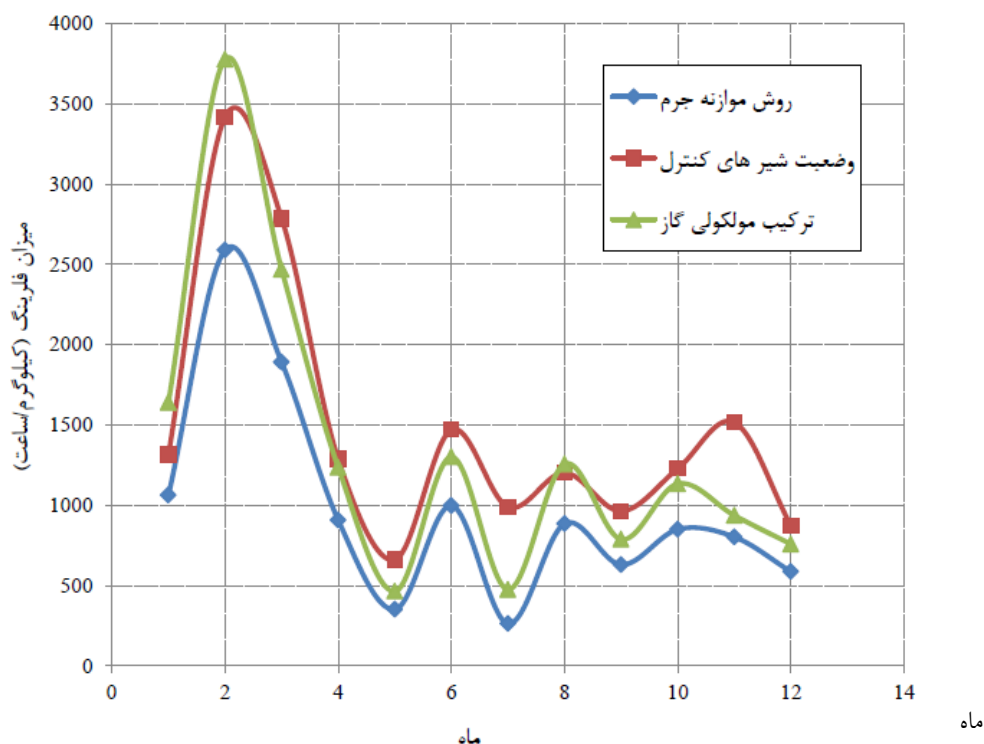
از آنجایی که در مسیر گاز ورودی به مشعل روی ظرف آب‌بند شیر کنترلی وجود دارد، با استفاده از مقادیر درصد باز بودن شیر در زمان‌های مختلف می‌توان دبی را با استفاده از روابط موجود محاسبه نمود.

۳) تعیین دبی گاز با استفاده از شبیه‌سازی جریان گاز عبوری از خط لوله بین ظرف مایع‌گیر و آب‌بند گاز

به کمک نرم‌افزار شبیه‌ساز HYSYS و شکل (۳-۱۲) مربوط به شبکه جریان گازهای ارسال شده از واحدهای فرآیندی مختلف به سیستم فلر، شدت جریان گاز عبوری از خط لوله با معلوم بودن دما، فشار و ترکیب گاز تعیین می‌شود. برای شبیه‌سازی خط لوله مشخصات هندسی خط لوله و جنس آن مشخص بوده و از افت فشار در طول خط (با در نظر گرفتن بخشی از خط لوله) دبی عبوری از خط لوله محاسبه می‌شود (با استفاده از شبکه فلرینگ ارائه شده در شکل ۳-۱۲). در این روش دبی گاز ارسالی به مشعل از افت فشار موجود در خط لوله بین ظرف مایع‌گیر و ظرف آب‌بند و با استفاده از نرم‌افزار شبیه‌ساز محاسبه می‌شود.

۴) محاسبات تعیین دبی گاز با استفاده از میزان بخار مورد نیاز
میزان بخار مصرفی در فلر تابع ترکیب گازهای ارسالی به فلر، سرعت بخار و قطر دهانه فلر می‌باشد. به صورت نوعی به ازای هر پوند گاز فلر، ۰/۱ تا ۰/۶ پوند بخار مورد نیاز می‌باشد. نسبت بخار به گاز مورد نیاز معمولاً با استفاده از وزن مولکولی گاز، نسبت کربن به هیدروژن گاز و یا بر اساس اینکه گاز اشیاع و یا غیراشباع است تخمین زده می‌شود. در یک پالایشگاه نمونه، متوسط بخار مصرفی ۰/۲۵ پوند به ازای هر پوند گاز فلر می‌باشد.
با بررسی اطلاعات و مشخصات در نظر گرفته شده جهت طراحی فلر و متوسط بخار مصرفی در نظر گرفته شده به ازای هر پوند گاز فلر و همچنین تعیین دبی بخار مصرف شده از روی درصد باز بودن شیر کنترل بخار ارسالی به مشعل، می‌توان تخمینی از میزان گازهای ارسال شده به فلر ارائه نمود.

۵) محاسبات تعیین دبی گاز با استفاده از روش موازنه جرم در واحد
با توجه به متدلوژی تشریح شده در قسمت ۴-۲-۱، می‌توان میزان مجموع ضایعات مجاز و غیرمجاز ارسالی به فلر را با استفاده از موازنه جرم میان مواد ورودی و محصولات خروجی از پالایشگاه در بازه‌های زمانی معین، مثلاً طی یک ماه، محاسبه نمود.
میزان دبی گاز ورودی به فلر پالایشگاه تهران با استفاده از سه روش؛ ترکیب مولکولی گاز، وضعیت شیرهای کنترل جریان گاز در فلر و روش موازنه جرم در واحد محاسبه شده است و نتایج حاصل به ترتیب در نمودار (۴-۱) ارائه گردیده است.



نمودار ۴-۱ مقایسه میان مقادیر محاسبه شده دبی گازهای فلر پالایشگاه تهران با روش‌های مختلف

مقادیر متوسط دبی ورودی به فلر، خطای متوسط و حداکثر خطا در محاسبات از سه روش در جدول (۴-۵) ارائه شده است. محدوده تغییرات دبی متوسط در سه روش بین ۱۲۶۲/۳۱ تا ۱۴۷۵/۹۶ کیلوگرم بر ساعت و متوسط خطا زیر ۹٪ می‌باشد.

جدول ۴-۵ مقادیر متوسط دبی و خطاها در هر سه روش محاسبه دبی گاز فلر

روش	دبی متوسط ($\frac{kg}{hr}$)	خطای متوسط %	خطای حداکثر %
ترکیب مولکولی گاز	۱۲۶۲/۳۱	۸/۷	۱۸
وضعیت شیرهای کنترل	۱۴۷۵/۹۶	۷/۴	۱۹
موازنه جرم در واحد	۱۳۶۸/۶۳	۷/۵۴	۱۳

از آنجایی که دبی گاز در محاسبه هزینه‌ها و برآورد اقتصادی اثر مستقیم دارد، دبی گاز ورودی به فلر در محدوده بین ۱۲۶۲/۳۱ تا ۱۴۷۵/۹۶ کیلوگرم بر ساعت به‌صورت زیر بیان می‌شود:

$$\left(\frac{kg}{hr}\right) = 1369.14 \pm 106.825$$

شدت جریان گاز

نتایج جزئیات ماهانه حاصل از روش موازنه جرم در واحدهای مختلف که بر اساس متدلوژی تشریح شده در قسمت ۴-۲-۱، میزان مجموع ضایعات مجاز و غیرمجاز ارسالی به فلر را با استفاده از موازنه جرم میان مواد ورودی و محصولات خروجی از پالایشگاه محاسبه نموده، در جدول (۴-۵) ارائه شده است.

جدول ۴-۶ میزان مجموع ماهیانه ضایعات مجاز و غیرمجاز ارسالی به فلر از واحدهای مختلف پالایشگاه تهران طی دوره ۱۲ ماهه، با استفاده از روش موازنه جرم

ماه	نفت خام تصفیه شده واقعی	متراکمب در ماه	تن در ماه	ضایعات مجاز در ماه		ضایعات غیرمجاز در ماه																به مشعل در ماه	کل ضایعات غیرمجاز در ماه				
				مواد سوزانده شده در مشعل		ارسال گازهای خروجی از واحد آب ترش به مشعل		ارسال گازهای خروجی از واحد آمین به مشعل		ارسال گازهای واحد غلظت شکن		ارسال گازهای واحد تقطیر به مشعل		ارسال گازهای واحد CCR به مشعل		ارسال گازهای واحد هیدروکراکریل به مشعل		ارسال گازهای واحد هیدروژن به مشعل		گازهای ارسالی به مشعل ناشی از بستن واحدها				کل ضایعات غیرمجاز در ماه			
				درصد نسبت به مواد ورودی	تن در ماه	درصد نسبت به مواد ورودی	تن در ماه	درصد نسبت به مواد ورودی	تن در ماه	درصد نسبت به مواد ورودی	تن در ماه	درصد نسبت به مواد ورودی	تن در ماه	درصد نسبت به مواد ورودی	تن در ماه	درصد نسبت به مواد ورودی	تن در ماه	درصد نسبت به مواد ورودی	تن در ماه	درصد نسبت به مواد ورودی	تن در ماه			درصد نسبت به مواد ورودی	تن در ماه	درصد نسبت به مواد ورودی	تن در ماه
شهریور ۹۵	۱۰۵۲۴۷۷	۱۲۲۵۲۴۶	۱۰۰	۰/۰۰۸۸	۰	۰/۰۰۰	۰	۰/۰۰۰	۰	۰/۰۰۰	۴۴۶	۰/۰۳۹	۵۸	۰/۰۰۵	۰	۰/۰۰۰	۴۶۰	۰/۰۴۰	۰	۰	۰/۰	۰	۰/۰	۹۶۴	۰/۰۸۴	۱۰۶۴	۰/۰۹۳
مهر ۹۵	۱۰۱۱۹۴۶	۱۱۷۷۵۳۰	۱۰۰	۰/۰۰۹۴	۳۸۸	۰/۰۰۶	۵۹	۰/۰۰۶	۹۲۹	۰/۰۸۷	۶۳	۰/۰۰۶	۶۳	۰/۰۰۶	۰	۰/۰۰۰	۱۰۵۰	۰/۰۹۸	۰	۰	۰/۰	۰	۰/۰	۲۴۸۹	۰/۲۳۳	۲۵۸۹	۰/۲۴۲
آبان ۹۵	۱۰۲۸۹۶۰	۱۱۹۶۶۵۱	۱۰۰	۰/۰۰۹۲	۳۷۶	۰/۰۰۳۴	۲۳۵	۰/۰۲۲	۵۷۳	۰/۰۵۲	۵۷	۰/۰۰۵	۵۷	۰/۰۰۵	۰	۰/۰۰۰	۵۵۰	۰/۰۵۰	۰	۰	۰/۰	۰	۰/۰	۱۷۹۱	۰/۱۶۳	۱۸۹۱	۰/۱۷۲
آذر ۹۵	۱۰۳۳۰۳۳	۱۲۰۷۰۵۲	۱۰۰	۰/۰۰۸۹	۶۴	۰/۰۰۶	۰	۰/۰۰۰	۳۹۲	۰/۰۳۵	۵۲	۰/۰۰۵	۵۲	۰/۰۰۵	۰	۰/۰۰۰	۳۰۰	۰/۰۲۷	۰	۰	۰/۰	۰	۰/۰	۸۰۸	۰/۰۷۳	۹۰۸	۰/۰۸۲
دی ۹۵	۱۰۳۵۹۶۴	۱۲۰۹۹۳۹	۱۰۰	۰/۰۰۸۶	۰	۰/۰۰۰	۰	۰/۰۰۰	۰	۰/۰۰۰	۴۳	۰/۰۰۴	۴۳	۰/۰۰۴	۰	۰/۰۰۰	۲۱۰	۰/۰۱۸	۰	۰	۰/۰	۰	۰/۰	۲۵۳	۰/۰۲۲	۳۵۳	۰/۰۳۱
بهمن ۹۵	۱۰۳۳۴۰۹	۱۲۰۶۸۷۶	۱۰۰	۰/۰۰۸۸	۱۰	۰/۰۰۱	۰	۰/۰۰۰	۱۴۵	۰/۰۱۳	۴۵	۰/۰۰۴	۴۵	۰/۰۰۴	۴۰۰	۰/۰۳۵	۲۹۸	۰/۰۲۶	۰	۰	۰/۰	۰	۰/۰	۸۹۸	۰/۰۷۹	۹۹۸	۰/۰۸۸
اسفند ۹۵	۹۹۵۹۶۱	۱۱۶۱۶۴۶	۱۰۰	۰/۰۰۹۱	۱۲	۰/۰۰۱	۰	۰/۰۰۰	۵۵	۰/۰۰۵	۲۵	۰/۰۰۲	۲۵	۰/۰۰۲	۵۵	۰/۰۰۵	۱۷	۰/۰۰۲	۰	۰	۰/۰	۰	۰/۰	۱۶۴	۰/۰۱۵	۲۶۴	۰/۰۲۴
فروردین ۹۶	۱۰۶۴۱۸۴	۱۲۳۹۵۰۸	۱۰۰	۰/۰۰۸۴	۰	۰/۰۰۰	۰	۰/۰۰۰	۳۲۲	۰/۰۲۷	۳۹	۰/۰۰۳	۳۹	۰/۰۰۳	۲۵	۰/۰۰۲	۴۰۰	۰/۰۳۴	۰	۰	۰/۰	۰	۰/۰	۷۸۶	۰/۰۶۶	۸۸۶	۰/۰۷۴
اردیبهشت ۹۰	۱۰۳۱۹۹۲	۱۲۰۳۰۵۶	۱۰۰	۰/۰۰۸۷	۰	۰/۰۰۰	۰	۰/۰۰۰	۱۹۲	۰/۰۱۷	۲۹	۰/۰۰۳	۲۹	۰/۰۰۳	۰	۰/۰۰۰	۳۱۰	۰/۰۲۷	۰	۰	۰/۰	۰	۰/۰	۵۳۱	۰/۰۴۷	۶۳۱	۰/۰۵۶
خرداد ۹۶	۱۰۳۱۲۷۵	۱۲۰۳۳۳۸	۱۰۰	۰/۷۶۰۰	۱۱	۰/۰۰۱	۲۷	۰/۰۰۲	۲۷۹	۰/۰۲۳	۴۴	۰/۰۰۴	۴۴	۰/۰۰۴	۶۰	۰/۰۰۵	۳۳۰	۰/۰۲۷	۰	۰/۰	۰	۰	۰/۰	۷۵۱	۰/۰۶۲	۸۵۱	۰/۸۲۲
تیر ۹۶	۱۰۳۱۷۸۴	۱۲۰۴۰۵۶	۱۰۰	۰/۹۵۸۰	۱۶	۰/۰۰۲	۲۰	۰/۰۰۲	۱۵۷	۰/۰۱۹	۵۵	۰/۰۰۷	۵۵	۰/۰۰۷	۶۵	۰/۰۰۸	۳۹۰	۰/۰۴۷	۰	۰/۰	۰	۰	۰/۰	۷۰۳	۰/۰۸۵	۸۰۳	۱/۰۴۳
مرداد ۹۶	۱۰۳۱۹۸۹	۱۲۰۳۰۸۸	۱۰۰	۰/۷۵۰۰	۲۰	۰/۰۰۲	۲۰	۰/۰۰۲	۱۰۳	۰/۰۰۹	۶۴	۰/۰۰۶	۶۴	۰/۰۰۶	۰	۰/۰۰۰	۳۰۰	۰/۰۲۶	۰	۰/۰	۰	۰	۰/۰	۴۸۷	۰/۰۴۳	۵۸۷	۰/۷۹۳

۴-۳-۱ محاسبه خصوصیات گاز تغذیه فلر

پس از تعیین ترکیبات گاز فلر، دبی گازهای ارسالی به فلر و سایر شرایط محیطی، خصوصیات محاسبه شده جریان متوسط گازهای ارسالی به فلر، استفاده شده در مدل سازی سیکل بازیافت و ارائه راهکارها، در جدول (۴-۷) ارائه شده است. همچنین محدوده تغییرات پارامترهای جریان گازهای ارسالی به فلر در پالایشگاه تهران در دو حالت طراحی و فعلی در جدول (۴-۸) ارائه شده است.

جدول ۴-۷ خصوصیات محاسبه شده برای گازهای فلر ارسالی به واحد بازیافت در دمای $147/5^{\circ}\text{F}$ و فشار 95/13 psig

ویژگی	مقدار کلی (Overall)	فاز بخار (Vapour Phase)
وزن مولکولی (M. W)	۲۳/۱۱	۲۳/۱۱
چگالی مولی (kgmole/m^3)	۰/۶۴	۰/۶۴
چگالی جرمی (kg/m^3)	۱/۴۷۹	۱/۴۷۹
دبی حجمی جریان (m^3/hr)	۱۲۱۷	
دبی مولی جریان (lbmole/hr)	۱۸۹	
دبی جرمی جریان (kg/hr)	۱۳۶۹/۱۴	
ظرفیت حرارتی ($\text{kJ}/\text{kgmole}^{\circ}\text{C}$)	۱۳۶۹/۱۴	۱۳۶۹/۱۴
ظرفیت حرارتی مولی ($\text{kJ}/\text{kg}^{\circ}\text{C}$)	۵۵/۵۲	۵۵/۵۲
ارزش حرارتی بر مبنای حجمی kJ/kgmole	۲/۴۰۲	۲/۴۰۲
ارزش حرارتی بر مبنای جرمی (kJ/kg)	۴۴۰۸۰	۴۴۰۸۰
ضریب تراکم پذیری	۰/۹۹۷۰	۰/۹۹۷۰
نسبت Cp/Cv گرمای ویژه	۱/۱۸۰	۱/۱۸۰

جدول ۴-۸ محدوده شرایط فرآیندی گازهای ارسالی به فلر پالایشگاه تهران در نرخهای حداقل و حداکثر جریان (مقایسه میان مدارک طراحی و حالت واقعی)

پارامتر	واحد	طراحی	واقعی
فشار	Psia	۱۳-۱۴/۹	۱۳-۱۴/۹
دما	$^{\circ}\text{F}$	۶۰-۲۳۵	۶۰-۲۳۵
وزن مولکولی		۲۷-۵۰	۸-۵۰
کمترین دبی	lbs/hr	۲۱۸۰	<۵۰۰
بیشترین دبی	lbs/hr	۹۵۸۱۷۹	۹۵۸۱۷۹

۴-۴ طراحی، مدل سازی و بهینه سازی سیستم بازیابی گازهای فلر جهت پالایشگاه تهران

در این بخش، مطابق الگوریتم جامع طراحی سیستم های بازیابی، سیستمی جهت بازیافت گازهای ارسالی به فلر در پالایشگاه تهران به شرح ذیل؛ طراحی مفهومی، مدل سازی فرآیندی با نرم افزار HYSYS، بهینه سازی، طراحی تفصیلی و سناریوپردازی جهت مصرف ثانویه گردیده است.

۴-۴-۱ تحلیل داده های اولیه

(۱) بررسی و شناخت پالایشگاه تهران شامل مشخصات طراحی محل سایت، سرویس های جانی مورد نیاز، سوخت های مصرفی در پالایشگاه، بررسی سیستم فلر و شبکه فلرینگ از واحدهای مختلف و همچنین شرح فرآیند فلرینگ در پالایشگاه تهران به ترتیب در بندهای ۴-۱ و ۴-۲ ارائه شده است.

(۲) تعیین مشخصات گازهای ارسالی به فلر در پالایشگاه تهران در بند ۴-۲ انجام شده است. نتایج آنالیز نمونه برداری شامل؛ ترکیب متوسط گازهای ارسالی به فلر پالایشگاه تهران، ترکیب گازهای ارسالی به فلر از واحدهای اصلی نظیر ایزوماکس و هیدروژن سازی، تقطیر و تبدیل کاتالیستی به ترتیب، در جداول ۵، ۶ و ۷ ارائه گردیده است. نتایج حاصل از تعیین دبی جریان گازهای فلر پالایشگاه تهران با استفاده از روش های مختلف اندازه گیری و محاسباتی در بند ۴-۲ و میزان مجموع ماهیانه ضایعات مجاز و غیرمجاز ارسالی به فلر از واحدهای مختلف پالایشگاه طی دوره ۱۲ ماهه در جدول ۹ ارائه شده است. در انتهای این قسمت خصوصیات محاسبه شده برای جریان گازهای فلر ارسالی به واحد بازیافت در جدول (۴-۷) ارائه شده است.

(۳) داده های خارجی تأثیرگذار در طراحی و تعیین مصارف حاصل از سیستم بازیافت نظیر پارامترهای تصمیم گیری اقتصادی و مشخصات شبکه، به تفصیل در فصل پنجم مورد بررسی قرار گرفته اند.

۴-۴-۲ اصلاح شبکه فلرینگ و تغییرات مورد نیاز سیستم

بسیاری از پالایشگاه‌ها دارای چندین سیستم فلر بوده و برخی از واحدهای فرآیندی نیز سیستم فلر اختصاصی دارند. علت این امر جلوگیری از اختلاط جریان گازهای اسیدی از سایر جریان‌ات گازی در مسیر انتقال به فلر می‌باشد. فلر مربوط به گازهای اسیدی به مشعل‌های خاصی مجهز گردیده تا راندمان احتراق در آن‌ها بالاترین حد ممکن باشد. در پالایشگاه تهران به‌جز دو فلر اصلی و فلر جدید ساخته شده جهت واحدهای جدید طرح افزایش ظرفیت، دو فلر کوچک‌تر مخصوص گازهای اسیدی ارسالی از واحد آب ترش در منطقه فلرینگ موجود می‌باشد.

- واحدهای مختلفی که در پالایشگاه تهران به فلر تخلیه می‌کنند، عبارتند از:
- واحدهای تقطیر در فشار جو و خلأ
- واحدهای کاهش گرانی
- واحدهای تصفیه گاز مایع
- واحدهای تبدیل کاتالیستی
- واحدهای آیزوماکس
- واحدهای هیدروژن‌سازی
- واحدهای سرویس‌دهنده
- واحدهای تصفیه گاز و بازیافت گوگرد و آب ترش

با توجه به بررسی‌های انجام شده بر روی واحدهای مذکور در قسمت تحلیل داده‌های ورودی و نتایج ارائه شده، مشخص گردید که بیشترین میزان ترکیبات اسیدی مانند H_2S عمدتاً از واحدهای آیزوماکس (تا حدود ۲۸٪ مولی)، تصفیه گاز مایع LPG و در مرتبه بعدی از واحدهایی نظیر تبدیل کاتالیستی و غلظت‌شکن^۱ (در حدود ۱۰۰۰ppm) به فلرهای پالایشگاه تهران ارسال می‌گردد. همچنین عمده ترکیبات ناخواسته‌ای مانند هیدروژن و نیتروژن نیز از واحدهای هیدروژن‌سازی و آیزوماکس به فلر ارسال می‌گردد.

این در حالی است که محصولات گازی جانبی^۲ بسیاری از واحدها مانند تقطیر در فشار جو خلأ بدون تقریباً هیچ‌گونه ترکیبات اسیدی یا ناخواسته و صرفاً به جهت فشار پایین و عدم برنامه‌ریزی جهت استفاده از آن‌ها در سیستم‌های قدیمی پالایشگاه تهران به درام‌های متصل به

^۱ Visbreaker

^۲ Off-Products

خطوط اصلی فلر ارسال می‌گردند. همچنین خطوط تخلیه شیرهای کنترلی و فشارشکن و یکسری از خطوط مانند اتصالات گاز طبیعی به ورودی واحدهای گاز مایع LPG و هیدروژن‌سازی وضعیتی مشابه داشته و بعضاً ترکیبات بسیار خالص و باارزش نظیر گاز طبیعی را به فلر ارسال می‌نمایند.

۴-۳-۴ تعیین ظرفیت و مشخصات سیستم بازیابی

همان‌گونه که پیش‌تر گفته شد دبی گازهای ارسالی به فلر در یک محدوده گسترده به شدت متغیر می‌باشد، لذا جهت بازیابی هر چه بیشتر گازها و انرژی اتلافی از این طریاق دو راهکار کلی موجود می‌باشد:

(۱) طراحی سیستم بازیافت با ظرفیت معادل بیشترین حجم فلرینگ اتفاق افتاده و نصب مخزن ذخیره‌سازی موقت گاز که توانایی نگهداری گازهای فلر در مواقعی که حجم آن‌ها از ظرفیت طراحی سیستم بازیافت تجاوز می‌کند را داشته باشد.

(۲) طراحی سیستم بازیافت چند مرحله‌ای که به وسیله یک سیستم کنترلی با تغییرات میزان گازهای ارسالی به فلر، مراحل مختلف در سرویس قرار گرفته یا از سرویس خارج گردند.

در پالایشگاه تهران، به دلیل وجود حجم بسیار بالای در دسترس گاز طبیعی پرفشار به عنوان گاز محرک، هزینه بسیار پایین سیستم جت کمپرسور گازی در مقایسه با سایر کمپرسورهای مکانیکی متداول و از سوی دیگر هزینه بسیار بالای مخازن ذخیره‌سازی گاز در حجم‌های بالا، منطقی است که سیستم بازیافتی با ظرفیت حداکثری ۳۶۰۰ کیلوگرم در ساعت، با سیستم متراکم‌سازی اجکتوری دارای چهار شاخه موازی طراحی گردد. ظرفیت هر شاخه اجکتوری در حدود یک چهارم ظرفیت کل سیستم $4 (kg/hr)$ / $(1369/14)$ بوده که این ظرفیت معادل بیشترین حجم فلرینگ اتفاق افتاده در پالایشگاه تهران می‌باشد. سیستم ذخیره‌سازی موقت گاز هم با جداکننده دو فازی ادغام می‌گردد، بدین صورت که ظرفیت این جداکننده تا اندازه بیشترین حجم فلرینگ رخ داده در ۱۲ ماه بررسی شده گذشته (در حدود ۲/۵ برابری ظرفیت حداکثری ۳۱۰۰ مترمکعب) افزایش داده شود. خلاصه مشخصات در نظر گرفته شده جهت جریان‌های ورودی و خروجی از سیستم بازیابی فلر پالایشگاه تهران در جدول (۴-۹) ارائه شده است.

جدول ۴-۹ مشخصات جریان ورودی و خروجی از سیستم بازیابی در پالایشگاه تهران

پارامتر		جریان ورودی	جریان خروجی از سیستم متراکم سازی
دبی	کمترین میزان فلر	۳۶۶/۶۷ kg/hr	
	بیشترین میزان فلر	۳۵۹۵/۸۴ kg/hr	
دما		۱۴۷/۵ °F	۱۰۰ °F
فشار		۱۳/۹۵ Psig	۶۰ Psig
وزن مولکولی		۲۳	۱۸/۵

۴-۴-۴ تعیین تکنولوژی مناسب جهت سیستم بازیافت

سیستم بازیافت انتخاب شده جهت پالایشگاه تهران، گازهای فلر جمع آوری شده از واحدهای مختلف فرآیندی را به وسیله تجهیزات متداول ایستگاههای تصفیه گاز مانند فلش درام، فیلتر گازی و خشک کن، از ناخالصی های اولیه و مایعات همراه تصفیه می نماید. در ادامه جریان تک فاز گازی بدون ذرات آلاینده جامد توسط سیستم متراکم سازی جت کمپرسور گاز تا فشار مورد نیاز جهت تزریق به مخزن سوخت گازی پالایشگاه فشرده شده، هیدروکربن های سنگین آن در یک جداکننده دو فازی کندانس شده و سپس در یک پس کولر^۱ دمای افزایش یافته ناشی از متراکم سازی را تا دمای مناسب سیستم سوخت گازی کاهش می دهد. گاز بازیافت شده در این مرحله در یک آنالایزر آنالین^۲ به منظور بررسی میزان ترشی و درصد ترکیبات سنگین تر از متان آنالیز شده و نتایج حاصل در یک برنامه کامپیوتری^۳ جهت محاسبه ارزش حرارتی و مقایسه سناریوهای اقتصادی در مورد مصرف آن مورد تحلیل قرار گرفته و یکی از سه مسیر ذیل انتخاب می گردد.

(۱) تزریق مستقیم به سیستم سوخت گازی

(۲) ارسال به واحد آمین فشار پایین

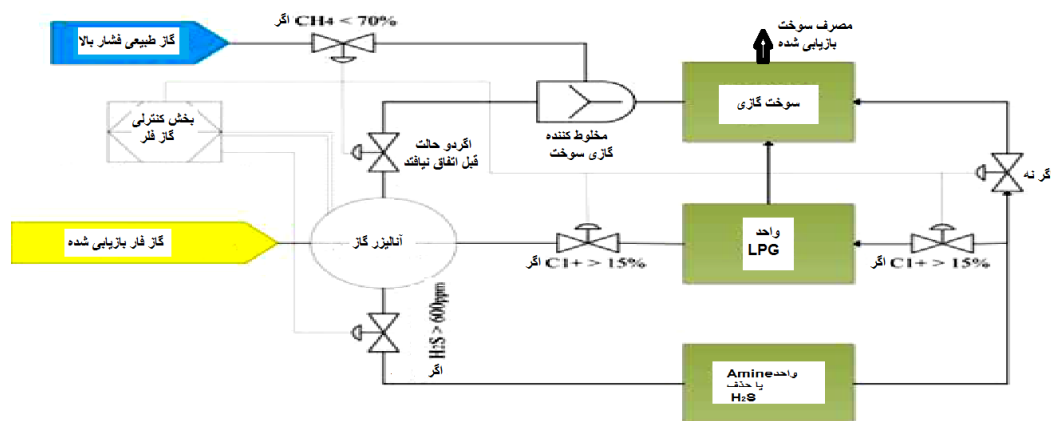
(۳) ارسال به برج های جداسازی ترکیبات هیدروکربنی سنگین (LPG)

¹ After Cooler

² Online Gas Analyzer

³ Flare gas Utilization Computer

برنامه کامپیوتری تحلیل ارزش حرارتی و انتخاب سناریو مصرفی، مطابق الگوریتم ارائه شده در شکل (۴-۲) عمل می‌نماید در ضمن کدها و خروجی برنامه برای یک حالت نمونه ارائه گردیده است.



شکل ۴-۲ الگوریتم عملیاتی سیستم آنالیز آنلاین و کامپیوتری مصرف گاز فلر

کدها و خروجی برنامه برای یک حالت نمونه:

```
#include<stdio.h>k
#include<conio.h>
#include<graphics.h>
#include<dos.h>
void main()
{
float C\,CH%,H%S,NG,FG;

clrscr();

printf("Plz enter Flare Gas:");
scanf("%f",&FG);

printf("Plz enter output of Flare Gas:");
printf("H%S");

scanf("%f",&H%S);
```

```

printf(" \n");
printf("Plz enter Natrua Gas:");
scanf("%f",&NG);
printf("Plz enter output of Natrua Gas:CH=");
scanf("%f",&CH);
printf(" \n");

if(CH<0.5*NG)
    printf(" Go in Fuel Gas Mixer then go to Fuel Gas System");
    printf(" \n");
if(H2S>0.5) { printf("go to LP Amine Unit");
    printf(" \n");
    printf("PLZ enter C \after Amine Unit");
    scanf("%f",&C);
    printf(" \n");
    if (C>0.5,1.5*FG) printf("Go to LPG Unit then Go to Fuel Gas
System");
    else printf("Go to Fuel Gas System");
    {

else { printf("Plz enter C;("
scanf("%f",&C);
printf(" \n");
if(C>0.5,1.5*FG) printf("Go to LPG Unit then Go to Fuel Gas System");
    else printf("Go to Fuel Gas Mixer then go to Fuel Gas System"); }

printf(" \n");

getch();
{

```


خروجی برنامه:

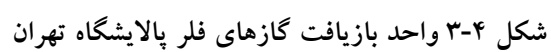
```
Plz enter Flare Gas:1369
Plz enter output of Flare Gas:H2S20

Plz enter Natrual Gas:500
Plz enter output of Natrual Gas:CH4=60

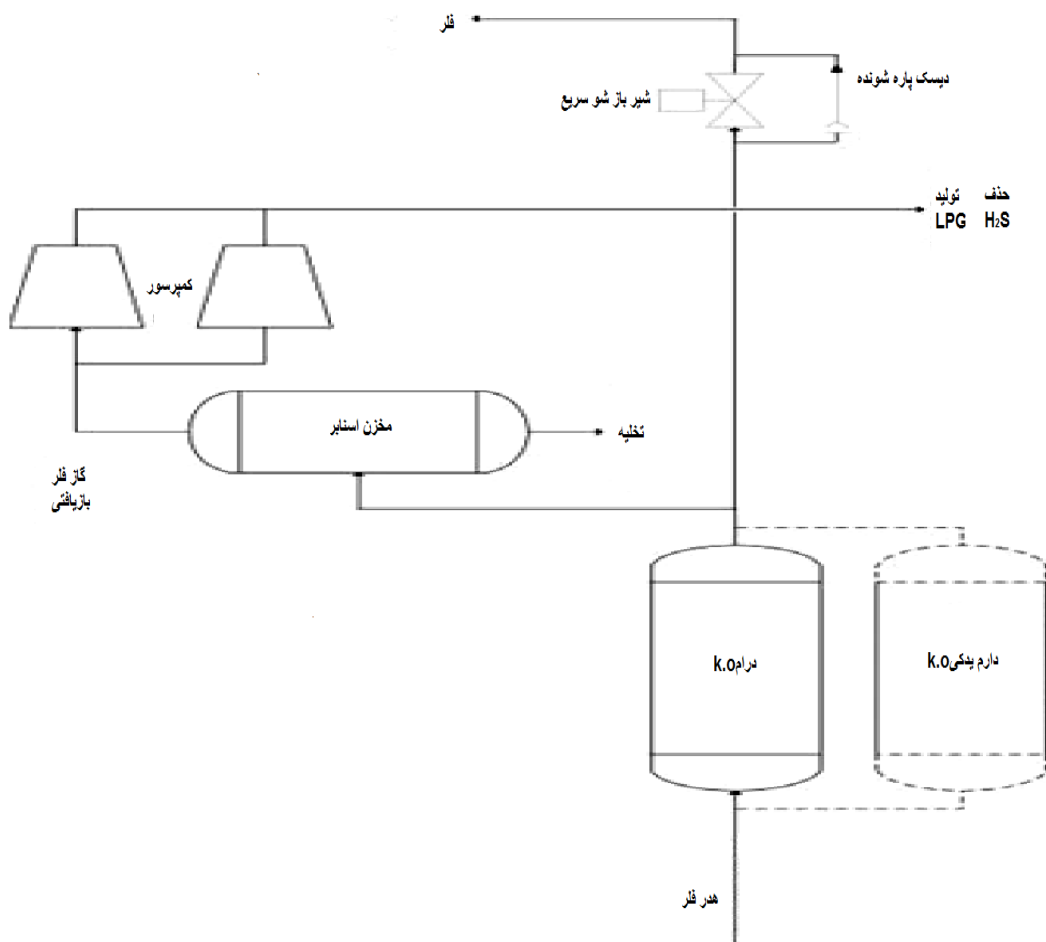
Go in Fuel Gas Mixer then go to Fuel Gas System
Plz enter C120

Go to Fuel Gas Mixer then go to Fuel Gas System
```

طرح کلی واحد بازیافت گاز فلر با تکنولوژی جت کمپرسور گازی تشریح شده جهت
پالایشگاه تهران در شکل ۳-۴ ارائه شده است.



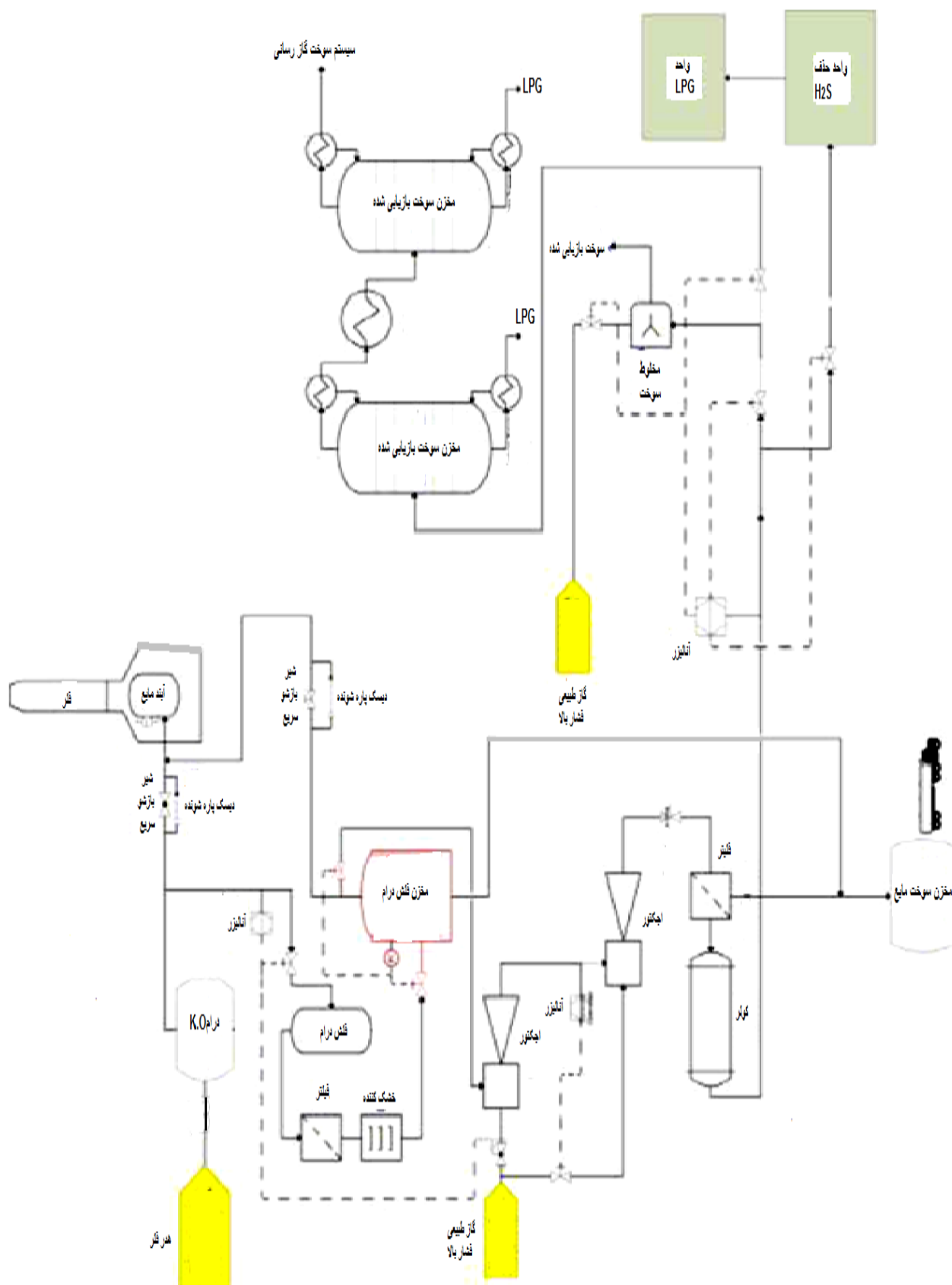
در انتها ذکر این نکته ضروری است که در صورت استفاده از سیستم FGR برای پالایشگاه تهران با سیستم بازیافت کمپرسوری از طرح مفهومی ارائه شده در شکل (۴-۴) استفاده می‌گردد. این تکنولوژی در فصل پنجم، جهت آنالیز و مقایسه اقتصادی، مورد ارزیابی کلی قرار گرفته است. در بخش ۴-۴-۶ به تفصیل به انتخاب کمپرسور مناسب جهت بازیابی گازهای ارسالی به فلر پالایشگاه تهران پرداخته شده است.



شکل ۴-۴ طرح شماتیک سیستم بازیابی گاز فلر با کمپرسور

۴-۴-۵ شبیه‌سازی فرآیند سیستم بازیافت

در این بخش، سیستم بازیافت تشریح شده در قسمت‌های قبلی به منظور تعیین پارامترها و مشخصات در محیط HYSYS و شبیه‌سازی شده است. نقشه جریان فرآیند (PFD) شبیه‌سازی شده در شکل (۴-۵) ارائه شده است.



شکل ۴-۵ نقشه جانمایی تجهیزات و جریان فرآیندی سیستم بازیافت گاز فلر شبیه سازی شده در HYSYS

جریان گاز فلر با مشخصات ارائه شده در جدول (۴-۹)، توسط یک انشعاب ۱۴" (TEE-104 و P-2) بین درام ضربه گیر فلر (P-12) و مخزن آب بند، جدا شده و به بین سیستم بازیافت گاز فلر ارسال می گردد. جریان انشعابی از هدر فلر، در ابتدا وارد یک فلش درام (Flash Drum) با ظرفیت در حدود طراحی سیستم بازیافت (۳۶۰۰ کیلوگرم در ساعت) می گردد. این درام علاوه بر وظیفه متداول جداسازی ذرات مایع همراه، به عنوان اسکرابر^۱ جهت کاهش قسمتی از H₂S موجود در جریان گازهای فلر عمل می نماید، مشخصات جریان خروجی از فلش درام در جدول (۴-۱۰) ارائه شده است.

جدول ۴-۱۰ مشخصات جریان خروجی از فلش درام

فاز مایع	فاز بخار	خروجی گاز از P-1
۰/۰	۱/۰	ضریب فاز بخار
۶۴/۱۷	۶۴/۱۷	دما (°C)
۱۹۷/۵	۱۹۷/۵	فشار (kpa)
۰/۰	۴۲/۸۶ kgmole/h (۹۹۰ kg/hr)	دبی
۰/۰	۲/۴۴۸	دبی (m ³ /h)
-۱۴۵۳۹۹/۴۵۶	-۵۲۴۰۰/۹۱۰۳	آنتالپی (kj/ kgmole)
۲۳/۱	۲۳/۱	وزن مولکولی
جز مولی		ترکیب گاز فلر
۰/۰۲۴۴	۰/۱۹۳۱	CH ₄
۰/۰۴۴۹	۰/۰۹۳۱	C ₂ H ₆
۰/۱۶۹۰	۰/۱۲۶۶	C ₃ H ₈
۰/۱۰۷۱	۰/۰۳۷۷	IC ₄ H ₁₀
۰/۲۱۶۵	۰/۰۵۹۱	NC ₄ H ₁₀
۰/۱۴۶۷	۰/۰۱۸۷	IC ₅ H ₁₂
۰/۱۰۶۲	۰/۰۱۱۱	NC ₅ H ₁₂
۰/۰۰۰۴	۰/۰۰۵۲	O ₂
۰/۰۰۲۶	۰/۰۵۰۸	N ₂
۰/۰	۰/۰	CO ₂
۰/۰۱۰۵	۰/۳۷۰۲	H ₂
۰/۰۱۴۷	۰/۰۲۸۴	H ₂ S

^۱ Scrubber 10"

جریان خروجی از فلش درام با دبی نسبتاً یکنواخت ۱۳۶۹ کیلوگرم در ساعت، وارد فیلتر ۸" گازی شده و ذرات معلق جامد و سایر آلاینده‌های آن جداسازی می‌گردد. این آلاینده‌ها در سیستم اجکتوری سبب خوردگی سطوح داخلی و اغتشاش جریان شده و در نتیجه اختلال در عملکرد اجکتورها می‌گردد. جریان خروجی از فیلتر گازی وارد خشک‌کن شیمیایی (Dryer) شده و آب آن گرفته می‌شود.

جریان خروجی از خشک‌کن (P-4) وارد مخزن ذخیره‌سازی موقت گاز فلر^۱ با ظرفیت ۱/۶ برابر ظرفیت طراحی سیستم بازیافت می‌گردد. این مخزن سبب تنظیم جریان^۲ و حداکثر افزایش میزان بازیابی گازهای متغیر ارسالی به فلر در پالایشگاه تهران می‌گردد. هیدروکربن‌های سنگینی که تحت شرایط دمایی و فشاری این مخزن کندانس شده‌اند توسط مسیر Drain Tank در مخزن Liquid- HC/Drain Tank جمع‌آوری و به‌عنوان خوراک به واحدهایی نظیر واحد غلظت‌شکن و هیدروکراکر ارسال می‌گردد.

جریان گاز فلر تک فاز خالص، از مسیر بالای این مخزن (TEE-102 و P-55) به مکش سیستم جت کمپرسور ارسال می‌گردد. یک مسیر اضطراری (P-56) به سمت مشعل فلر جهت ارسال سریع گازهای فلر در مواقعی که بیشتر از حداکثر ظرفیت مخزن ذخیره‌سازی موقت گردد، در نظر گرفته شده است. مشخصات گازهای ارسالی به سمت مکش اجکتور در جدول (۴-۱۱) ارائه شده است.

¹ Temporary Gas Holder

² Regulator

جدول ۴-۱۱ مشخصات گازهای ارسالی به مکش اجکتور

فاز مایع	فاز بخار	خروجی گاز از P-55
۰/۰	۱/۰	ضریب فاز بخار
۶۴/۱۷	۶۴/۱۷	دما (°C)
۱۹۷/۵	۱۹۷/۵	فشار (kpa)
۰/۰	۲۰/۷۸ kgmole/h (۴۴۸/۷kg/hr)	دبی
۰/۰	۱/۱۵	دبی (m3/h)
-۱۳۶۹۶۱/۴۵۶۰۳۲۴	-۴۹۴۱۶/۸۰۳۲	آنتالپی (kj/ kgmole)
۲۱/۵۹	۲۱/۵۹	وزن مولکولی
جز مولی		ترکیب گاز فلر
۰/۰۳۲۵	۰/۱۹۹۲	CH ₄
۰/۰۶۰۰	۰/۰۹۶۰	C ₂ H ₆
۰/۲۲۵۹	۰/۱۳۰۶	C ₃ H ₈
۰/۱۴۳۳	۰/۰۳۸۹	IC ₄ H ₁₀
۰/۲۸۹۹	۰/۰۶۰۹	NC ₄ H ₁₀
۰/۰۰۰۵	۰/۰۰۴۴	O ₂
۰/۰۰۳۴	۰/۰۵۲۴	N ₂
۰/۰۱۴۰	۰/۳۸۱۷	H ₂
۰/۰۱۹۸	۰/۰۲۹۳	H ₂ S
۰/۰	۰/۰	H ₂ O
۰/۲۱۰۷	۰/۰۰۶۷	NC ₆ H ₁₄

انشعابی "4 از جریان گاز طبیعی پرفشار ورودی به ایستگاه تقلیل فشار گاز، جهت مصرف به عنوان سیال محرک جت کمپرسورهای گازی به تقسیم کننده TEE- 100 ارسال می گردد.

جدول ۴-۱۲ مشخصات گاز طبیعی محرک

فاز بخار	گاز طبیعی
۱/۰	ضریب فاز بخار
۱۵	دما (°C)
۴۹۲۸	فشار (kpa)
۲۳/۵۹ kgmole/h (۴۲۰kg/hr)	دبی
۱/۳۰۶	دبی (m3/h)
-۷۹۸۵۲/۲۲۹	آنتالپی (kj/ kgmole)
۱۷/۸۰	وزن مولکولی

مشخصات جریان گاز فلر خروجی از سیستم جت کمپرسورها در جدول (۴-۱۳) ارائه شده است.

جدول ۴-۱۳ مشخصات گاز خروجی از جت کمپرسورها

خروجی گاز از P-30	فاز بخار
ضریب فاز بخار	۱/۰
دما (°C)	۲۹/۴
فشار (kpa)	۵۲۷/۵
دبی	۴۴/۳۸ kgmole/h (۸۶۸/۷kg/hr)
دبی (m ³ /h)	۲/۴۵۶
آنتالپی (kJ/ kgmole)	-۶۵۵۹۸/۷۶۴
وزن مولکولی	۱۹/۵۸
ترکیب گاز فلر	جز مولی
CH ₄	۰/۵۸۰۳
C ₂ H ₆	۰/۰۶۶۲
C ₃ H ₈	۰/۰۶۸۱
IC ₄ H ₁₀	۰/۰۱۹۸
NC ₄ H ₁₀	۰/۰۳۰۱
IC ₅ H ₁₂	۰/۰۰۰۵
NC ₅ H ₁₂	۰/۰۰۰۵
O ₂	۰/۰۰۶۳
N ₂	۰/۰۲۷۲
CO ₂	۰/۰۰۵۳
H ₂	۰/۱۷۸۸
H ₂ S	۰/۰۰۱۳۷
NC ₆ H ₁₄	۰/۰۰۳۱

مشخصات جریان گازهای بازیابی شده در جدول (۴-۱۴) ارائه شده است.

جدول ۴-۱۴ مشخصات گازهای بازیابی شده

خروجی گاز از P-30	فاز بخار
ضریب فاز بخار	۱/۰
دما (°C)	۳۷/۷۸
فشار (kpa)	۵۲۷/۵
دبی	۴۴/۳۸ kgmole/h (۸۶۸/۷kg/hr)
دبی (m ³ /h)	۲/۴۵۶
آنتالپی (kJ/ kgmole)	-۶۵۲۴۰/۵۸۳
وزن مولکولی	۱۹/۵۸

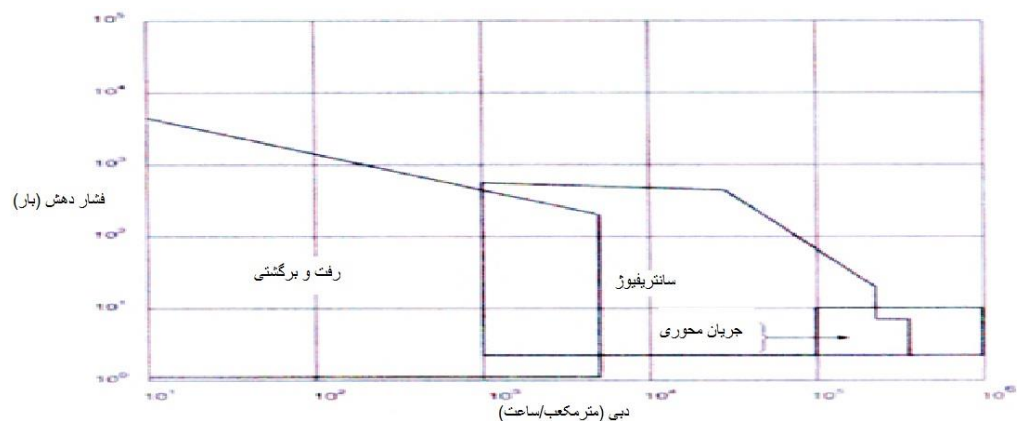
جریان گاز بازیابی شده به تقسیم‌کننده TEE-103 وارد شده و مطابق الگوریتم عملیاتی سیستم آنالیز آنلاین و برنامه کامپیوتری مصرف گاز فلر ارائه شده در شکل (۳-۴) به یکی از سه مسیر در نظر گرفته شده ارسال می‌گردد.

۴-۴-۶ محاسبات طراحی سیستم بازیافت گاز فلر در پالایشگاه تهران

با توجه به محدوده تغییرات پارامترهای فرآیندی جریان گازهای فلر پالایشگاه تهران جهت بازیابی و مشخصات ارائه شده در جداول (۴-۸) و (۴-۹)، در ادامه محاسبات طراحی اجزای مختلف سیستم بازیافت گازهای فلر جهت پالایشگاه تهران، تشریح می‌گردد.

۴-۴-۶-۱ سیستم متراکم‌سازی با کمپرسور

برای شبیه‌سازی کمپرسور ابتدا نیاز به انتخاب نوع کمپرسور داریم. طبق یک قاعده سرانگشتی بعد از محاسبه دبی حجمی ورودی (در واحد مترمکعب بر ساعت) و فشار خروجی (در واحد بار) می‌توانیم از نمودار (۴-۲) نوع کمپرسور را انتخاب کنیم.



نمودار ۴-۲ انتخاب نوع کمپرسور (۳۳)

با استفاده از نمودارها، شبیه‌سازی توسط نرم‌افزارهای خاص و یا استفاده از فرمول‌های خاص موجود در منابع متعدد، مقدار $k = C_p / C_v$ که یکی از مهم‌ترین پارامترهای کمپرسور است، قابل محاسبه است. برای شبیه‌سازی کمپرسور در نرم‌افزارهای مربوط نیاز به دانستن

کارایی کمپرسورها داریم. برای به دست آوردن کارایی انواع کمپرسورها می‌توانیم از قوانین سرانگشتی استفاده کنیم.

جدول ۴-۱۵ به دست آوردن کارایی کمپرسور رفت و برگشتی

نسبت فشار خروجی به فشار ورودی در کمپرسور	درصد کارایی کمپرسور η
۱/۵	۶۵
۲	۷۵
۳-۶	۸۰-۸۵

در پالایشگاه تهران گازهای فلر با فشار ۱ بار، دبی ۱۳۶۹ کیلوگرم بر ساعت، دمای ۶۰ درجه سانتی‌گراد به سمت برج فلر رانده می‌شوند.

برای استفاده از گاز کمپرس شده جهت بازیابی و تفکیک گازهای فلر نیاز داریم فشار گاز را از ۱ تا ۵ بار افزایش دهیم و دمای آن را به ۴۵ درجه سانتی‌گراد برسانیم. پس از انتخاب کمپرسور از نمودار (۲-۴) درمی‌یابیم برای انجام این کار نیاز به کمپرسور رفت و برگشتی داریم. برای به دست آوردن کارایی کمپرسور با توجه به جدول (۴-۱۵) و میانمایی داریم:

$$(\eta - 0.8) / (0.85 - 0.8) = (5 - 3) / (6 - 3) \rightarrow \eta \approx 0.83$$

با توجه به اینکه میانگین دبی ارسالی به سیستم فلر مقدار ۱۳۶۹ کیلوگرم بر ساعت، فشار مکش ۱ بار و فشار دهش ۵ بار می‌باشد طبق شکل (۴-۸) بهتر است از یک کمپرسور رفت و برگشتی با توان حدود ۷۵ اسب بخار استفاده نماییم برای رسیدن دمای خروجی کمپرسور به ۴۵ درجه سانتی‌گراد از یک مبدل خنک‌کن با ظرفیت ۸۰۰۰ BTU/H باید استفاده نماییم.

۴-۶-۲ سیستم متراکم‌سازی جت کمپرسور گاز

با استفاده از نمودارهای طراحی تجربی، روابط مدل‌سازی تحلیلی و الگوریتم محاسباتی ارائه شده برای طراحی اجکتورهای گازی و همچنین الگوریتم تعیین آرایش بهینه سیستم‌های

متراکم‌سازی متشکل از چندین اجکتور سری و موازی، سیستم متراکم‌سازی جت کمپرسور گازی مدنظر برای سیستم بازیافت گاز فلر پالایشگاه شمالی تهران، تحت دو سناریوی ذیل طراحی و محاسبه گردیده.

۱. سناریوی اول: یک اجکتور ساده تک مرحله‌ای

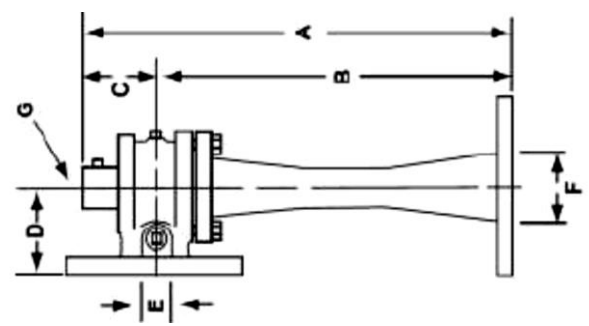
۲. سناریوی دوم: چهار اجکتور موازی تک مرحله‌ای

مشخصات حاصل از طراحی سناریوهای اجکتوری فوق در جداول ذیل ارائه گردیده‌اند.

جدول ۴-۱۶ مشخصات عملکردی اجکتور تک مرحله‌ای طراحی شده جهت جت کمپرسور گاز

پارامتر عملکردی	واحد	محدوده تغییرات
مشخصات جریان مکش		
فشار	bar(abs)	۲/۰۳-۱/۸۸
دما	°C	۶۴/۳۱
دبی جرمی عبوری (معادل)	kg/hr	۳۵۹۵/۸۴
وزن مولکولی	kg/kmol	۵۰-۸
مشخصات تخلیه		
فشار	bar(abs)	۵/۱
مشخصات جریان محرک		
فشار	bar(abs)	۵۶/۲
دما	°C	۱۵
دبی جرمی عبوری (معادل)	kg/hr	۸۴۰۰

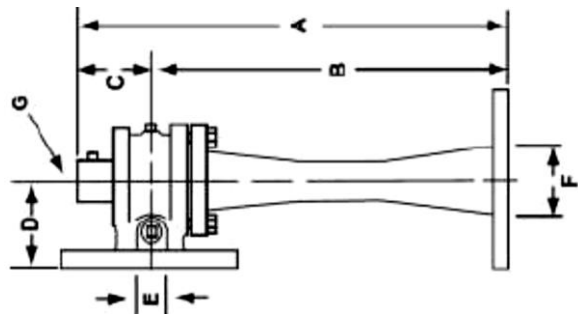
جدول ۴-۱۷ مشخصات ساختاری اجکتور تک مرحله‌ای طراحی شده جهت جت کمپرسور گاز (۲۹)

پارامتر عملکردی	واحد	محدوده تغییرات
فشار طراحی		
محفظه تزریق محرک	bar (gage)	90
بدنه، دیفیوزر	bar (gage)	90
دمای طراحی	°C	140
تست، بازرسی (ASME Sec VIII – HEI - ANSI)		
تست هیدرواستاتیک		√
تست غیر مخرب		√
بازرسی Visual		√
مشخصات هندسی		
	A[mm]	۲۸۰۰
	C[mm]	۳۰۰
	D [mm]	۳۵۰
	B[mm]	۲۵۰۰
	E[inch]	۱۴
	G[inch]	۳
	F[inch]	۱۰

جدول ۴-۱۸ مشخصات عملکردی هر اجکتور تک مرحله‌ای از آرایش موازی طراحی شده جهت جت کمپرسور گاز

پارامتر عملکردی	واحد	محدوده تغییرات
مشخصات جریان مکش		
فشار	bar(abs)	۲/۰۳-۱/۸۸
دما	°C	۶۴/۳۱
دبی جرمی عبوری (معادل)	kg/hr	۱۳۶۹/۱۴
وزن مولکولی	kg/kmol	۵۰-۸
مشخصات تخلیه		
فشار	bar(abs)	۵/۱
مشخصات جریان محرک		
فشار	bar(abs)	۵۶/۲
دما	°C	۱۵
دبی جرمی عبوری (معادل)	kg/hr	۳۲۰۰

جدول ۴-۱۹ مشخصات ساختاری اجکتور تک مرحله‌ای از آرایش موازی جهت جت کمپرسور گاز (۲۹)

پارامتر عملکردی	واحد	محدوده تغییرات
فشار طراحی		
محفظه تزریق محرک	bar (gage)	۸۰
بدنه، دیفیوزر	bar (gage)	۸۰
دمای طراحی	°C	140
تست، بازرسی (ASME Sec VIII – HEI - ANSI)		
تست هیدرواستاتیک		✓
تست غیر مخرب		✓
بازرسی Visual		✓
مشخصات هندسی		
	A[mm]	۲۶۷۵
	C[mm]	۲۹۰
	D [mm]	۳۳۵
	B[mm]	۲۳۸۵
	E[inch]	۸
	G[inch]	۲
	F[inch]	۵

مقایسه بین پارامترهای عملکردی آرایش‌های مختلف طراحی شده برای سیستم متراکم‌سازی اجکتوری در جدول (۴-۲۰) ارائه شده است.

جدول ۴-۲۰ مقایسه مشخصات عملکردی آرایش‌های اجکتوری مختلف در سیستم متراکم‌سازی واحد بازیافت

دبی جرمی سیال محرک (kg/hr)	دبی مکش kg/hr	سایز تخلیه (inch)	سایز مکش (inch)	تعداد اجکتور موازی	تعداد مراحل اجکتور	تعداد کندانسور میانی
۸۴۰۰	۳۵۹۵/۸۴	۱۰	۱۴	۱	۱	۰
۶۴۰۰	۲۷۳۸/۲۸	۶	۱۰	۲	۱	۰
۳۲۰۰	۱۳۶۹/۱۴	۵	۸	۴	۱	۰

از آنجایی که سناریوی ۱ نیاز به نصب اجکتور Standby دارد، لذا هزینه خرید و نصب تجهیزات در هر دو سناریو تقریباً یکسان می‌باشد؛ اما از آنجایی که سناریو ۲ با نصب چهار اجکتور موازی، انعطاف‌پذیری و کنترل بهتری روی جریان گازهای فلر ارائه می‌دهد، لذا سناریوی شماره ۲ جهت واحد بازیافت پالایشگاه تهران ارائه گردیده است.

۴-۶-۲-۱ محاسبات طراحی فیلتر گازی

محاسبات طراحی مربوط به فیلتر گازی ۸ اینچ، با توجه به استاندارد ASME Section 8 DIV1، به شرح ذیل می‌باشد (۲۹):

(۱) سطح مقطع المان فیلتر^۱

$$\text{حداکثر دبی عبوری: } 2410 \frac{m^3}{hr} = 3600 \frac{kg}{hr}$$

$$\text{حداقل نرخ مجاز فیلتراسیون: } 200 \frac{m^3}{hr.m^2}$$

ضریب اطمینان: ۱/۲

$$\text{سطح مقطع فیلتراسیون مورد نیاز: } 14.46 m^2 = \frac{2410}{200} \times 1.2$$

(۲) سطح مقطع سوراخ المان فیلتر^۲

$$A(m^2) = \frac{Q(m^3/hr)}{V(m^3/hr)}$$

بنابراین

$$ID_e = \sqrt{\frac{4 \times 2400 \frac{m^3}{hr}}{\pi \times 3600 \times 20}} = 0.262 \sim 210 mm$$

(۳) طول المان فیلتر

$$OD_e < \sqrt{ID_s^2 - ID_e^2} = \sqrt{390^2 - 210^2} = 328$$

در این رابطه: L، طول هر کدام از صفحات شیاردار؛ A، سطح مقطع فیلتراسیون مورد نیاز؛ d، فاصله بین pick ها؛ ID_e ، قطر داخلی المان؛ OD_e ، قطر خارجی المان؛ ID_s ، قطر داخلی پوسته (بدنه فیلتر برای ۸" گاز خشک برابر لوله ۴۰" sch 40)؛ H، ارتفاع المان.

با در نظر گرفتن قطر خارجی المان برابر ۳۲۰ میلی‌متر داریم،

^۱ Element area

^۲ Element bore area

$$L = 1/2 \sqrt{(OD_e - ID_e)^2} = 1/2 \sqrt{(390 - 210)^2 + 8^2} = 55^{mm}$$

$$H = \frac{d.A}{4\pi L^2 + 2\pi ID_e.L} = \frac{8 \times 14.4 \times 10^6}{4\pi 55^2 + 2\pi \times 210 \times 55} = 1042.3 \approx 1050^{mm}$$

خلاصه مشخصات طراحی فیلتر گازی ۸ اینچ در جدول (۴-۲۱) ارائه شده است.

جدول ۴-۲۱ مشخصات فیلتر گازی ۸ اینچ

اندازه (mm)	پارامتر
۳۲۰	ELEMENT OD
۲۱۰	ELEMENT ID
۱۰۵۰	ELEMENT HEIGHT

۴-۴-۶-۲ محاسبات طراحی جداکننده فازی گاز-مایع^۱

قطرات مایع و هیدروکربن‌های سنگین که به سرعت چگالیده می‌گردند، با استفاده از سه روش از جریان گاز جدا می‌گردند:

(۱) جداسازی بر اساس نیروی جاذبه

(۲) جداسازی بر اساس نیروی گریز از مرکز

(۳) جداسازی توسط پخش فاز مایع روی صفحات جامد

ظروف جداکننده گاز-مایع علاوه بر جدا کردن مایعات، عموماً وظیفه تولید ظرفیت اضافی را نیز بر عهده دارند. لذا یک طرح بهینه برای سیستم بازیافت گاز فلر مذکور، ادغام مخزن ذخیره‌سازی موقت می‌باشد که مستلزم افزایش (Temporary Storage Tank) و جداکننده فازی گاز-مایع (Filter Separator) ظرفیت طراحی جداکننده می‌باشد؛ اما در مجموع سبب کاهش هزینه کلی سیستم بازیافت می‌گردد.

اصول طراحی ظروف جداکننده گاز-مایع، جداسازی بر اساس کاهش سرعت مایعات می‌باشد. جداکننده‌های گاز-مایع در سه دسته اصلی: عمودی، افقی، کروی طراحی می‌شوند و هر کدام از انواع جداکننده‌ها دارای مزیت‌های خاص خود بوده و انتخاب از میان آن‌ها با توجه به صرفه اقتصادی و رسیدن به اهداف موردنظر صورت می‌گیرد.

^۱ Separator

جداکننده‌های عمودی قابلیت جداسازی حجم وسیعی از فاز مایع را دارند. همچنین کنترل سطح مایع در این نوع دارای اهمیت کمتری است. با توجه به فاصله عمودی زیادی که بین سطح مایع و خروجی بخار وجود دارد، مایع تمایل کمتری برای خروج از فاز مایع ورود به فاز بخار از خود نشان می‌دهد. از معایب جداکننده‌های عمودی نسبت به بقیه انواع آن‌ها، هزینه بیشتر و نیاز به دقت بالاتر طراحی می‌باشد. همچنین این نوع در مقایسه با نوع افقی، احتیاج به قطر بزرگ‌تری برای ظرفیت ثابت دبی بخار داشته، لذا در مواردی که حجم مایع نسبت به حجم گاز، بسیار بالاست مورد استفاده قرار می‌گیرد.

جداکننده‌های افقی^۱

این نوع جداکننده‌ها انعطاف‌پذیری بالایی داشته و مطلوب‌ترین نوع در صنعت می‌باشند. به‌منظور استفاده در بخش‌های متفاوت صنعت و برای رسیدن به اهداف خاص، طراحی‌های مختلفی در نوع افقی وجود دارد که برای محدوده وسیعی از نسبت گاز به مایع، فشار و دبی مناسب است. سرعت فرآیند جداسازی به دلیل بالا بودن سطح تماس گاز-مایع و آب-هیدروکربن، بسیار زیاد است. جداکننده‌های افقی به هر دو شکل تک لوله‌ای و یا ۲ لوله‌ای دارای برتری‌ها و مزایای زیادی نسبت به نوع عمودی می‌باشند؛ از جمله طراحی آسان‌تر، ارزان‌تر و در حجم کوچک‌تر. لذا یک جداکننده افقی ۸ اینچی جهت کاربرد در سیکل بازیابی اجکتوری گاز فلر پالایشگاه تهران به شرح ذیل طراحی گردیده است. برای انجام محاسبات این بخش از رابطه ذیل موسوم به «قانون استوکس» استفاده می‌گردد.

$$u = \frac{g(\rho_H - \rho_L)d_p^2}{18\mu} \quad (4-6)$$

که در آن؛ $u(m/sec)$ سرعت ته‌نشینی؛ $g(\frac{m}{sec^2})$ شتاب جاذبه؛ $d_p(m)$ قطر ذره سنگین‌تر؛ $\rho_H(kg/m^3)$ دانسیته جزء سنگین‌تر؛ $\rho_L(kg/m^3)$ دانسیته جزء سبک‌تر؛ $\mu(kg/m \cdot sec)$ ویسکوزیته جزء سبک‌تر می‌باشند.

برای طراحی، قطر ذرات برابر ۱۵۰ میکرومتر در نظر گرفته می‌شود. این عدد هم از بررسی روی محصولات و همچنین ضایعات مختلف پالایشگاه به دست آمده است.

^۱ Horizontal Longitudinal Flow Sep

جهت محاسبات پارامترهای طراحی از استاندارد طراحی ASME Section 8 DIV1 استفاده گردیده است. خلاصه نتایج طراحی جداکننده گاز- مایع ("Filter Separator" در جدول (۲۲-۴) ارائه گردیده است.

جدول ۲۲-۴ نتایج طراحی جداکننده گاز- مایع

مشخصات جداکننده گاز - مایع			
دبی عبوری واقعی (m ³ /hr)	حداقل نرخ قابل قبول فیلتراسیون (m ³ /hr/m ²)	سطح مقطع فیلتراسیون مورد نیاز (m ²)	تعداد المان‌های بکار رفته
۲۴۰۰	۲۵۰	۹/۶	۱۴
مشخصات المان انتخاب شده			
نوع المان ۱ انتخاب شده	سطح مقطع المان انتخاب شده (m ²)	طول المان انتخاب شده (m)	هزینه تخمین زده شده (هزار ریال)
FG 372 Peco Type	۰/۶۹	۱/۸۲۹	۴۵۰۰۰۰

۴-۴-۶-۲-۳ محاسبات طراحی قطره گیر گازی

جهت محاسبات پارامترهای طراحی مخزن قطره گیر (اسکراپر) از استاندارد طراحی ASME Section 8 DIV 1 (DEP 31.22.05.11-Gen, December 1996) استفاده گردیده است.

(۱) نوع انتخابی Vertical WireMesh Demister

(۲) معیار انتخاب

(۱-۲) کاربرد: گرفتن قطرات مایعات گاز^۲، اسکراپر ورودی خطوط لوله انتقال گاز

(۲-۲) خصوصیات:

- نسبت Turndown بالا (ضریب^۴)
- ظرفیت بالای مقابله با ضربه قوچ (High slug handling capacity)
- راندمان حذف مایعات (بیش از ۹۸٪)
- حساس به تشکیل رسوب (fouling)
- افت فشار پایین

¹ Element

² Gas Demisting

(۳) ملاحظات فرآیندی

نسبت Turndown: در شرایط عملی، نسبت Turndown یک مخزن قطره گیر عمودی نباید مقید گردد. راندمان قطره گیری گاز در دبی های کمتر از حدود ۳۰٪ محدوده طراحی، اگر ساینز قطرات پراکنده شده مایع ورودی در جریان گاز ثابت باقی بماند، کاهش می یابد.

(۴) محاسبه قطر

قطر محاسبه شده برای مخزن D، باید رابطه زیر را ارضا نماید:

$$\lambda_{max} = \frac{Q_{max}^* / \pi D_{min}^2}{4} = 0.105 f_{\eta} f_{\phi} \quad (۷-۴)$$

$$D \geq 3.48 \sqrt{Q_{max}^*}$$

که در آن

$$f_{\eta} = \begin{cases} (0.001/\eta_L)^{0.04} & \text{if } \eta_L > 0.001 \text{ Pa.s} \\ 1 & \text{if } \eta_L \leq 0.001 \text{ Pa.s} \end{cases} \quad (۸-۴)$$

$$f_{\phi} \approx 1/(1 + 10\phi_{wm}) \quad (۹-۴)$$

$$\phi_{wm} = \begin{cases} 0.05\phi_{feed} & \text{If a Schoepentoeter is used} \\ 0.2\phi_{feed} & \text{If a half - open is used} \end{cases} \quad (۱۰-۴)$$

(۵) محاسبه ارتفاع

$$H = h + X_1 + X_2 + X_3 + t_{wm} + X_4 \quad (۱۱-۴)$$

که در آن،

t_{wm} ضخامت demister mat (معمولاً برابر ۰/۱ متر)

با Schoepentoeter به عنوان دستگاه ورودی:

$$X_1 = 0.05D \text{ with minimum of } 0.15 \text{ m}$$

$$X_2 = d_1 + 0.02m \text{ with } d_1 = \text{internal diameter of inlet nozzle}$$

$$X_3 = d_1 \text{ with minimum of } 0.15 \text{ m}$$

$$X_4 = 0.15D \text{ with minimum of } 0.15 \text{ m}$$

با شیر نیمه باز به عنوان دستگاه ورودی:

$$X_1 = 0.03D \text{ with minimum of } 0.3 \text{ m}$$

$$X_2 = d_1$$

$X_3 = 0.45D$ with minimum of 0.9 m

$X_4 = 0.15D$ with minimum of 0.15 m

خلاصه مشخصات اسکرابر طراحی شده جهت سیستم بازیافت گاز فلر پالایشگاه تهران در جدول (۲۳-۴) ارائه شده است.

جدول ۲۳-۴ مشخصات مخزن قطره گیر (اسکرابر)

پارامتر ابعادی	اندازه
قطر داخلی (ID)	۱۹۰۰
قطر خارجی (OD)	۲۱۵۰
B. C. D	۲۰۳۰
ضخامت ورق بدنه	۱۴
ارتفاع	۳۰۰۰

۴-۴-۶-۲-۴ خنک کن گازهای خروجی سیستم تراکم

این مبدل حرارتی با توجه به استاندارد SHELL AND TUBE EXCHANGERS شرکت TOTAL به شرح ذیل طراحی می گردد.

مهم ترین پارامتر که از آن برای به دست آوردن هزینه مبدل هم استفاده می گردد، سطح تبادل حرارتی مبدل می باشد. برای به دست آوردن این سطح از رابطه ذیل استفاده می گردد.

$$Q = \dot{m}C_p\Delta T = UA\Delta T_{LMTD} \quad (۱۲-۴)$$

که در این رابطه: ΔT ، اختلاف دمای سیال گرم (سرد) بر حسب درجه کلوین؛ \dot{m} ، دبی جرمی سیال گرم (سرد) بر حسب کیلوگرم بر ساعت؛ $C_p(kj/kmole.K)$ ، ظرفیت حرارتی سیال گرم (سرد) در فشار ثابت؛ $U(W/m^2.^{\circ}C)$ ، ضریب انتقال حرارت؛ $A(ft^2)$ ، سطح تبادل حرارت مبدل

با دانستن اطلاعات سیال خنک کننده و سیال گرم و دمای ورودی و خروجی به مبدل برای هر دو سیال، ΔT_{LMTD} از رابطه ذیل محاسبه می گردد.

$$UA\Delta T_{LMTD} = \frac{GTD - LTD}{\ln \frac{GTD}{LTD}} \quad (۱۳-۴)$$

که در آن: GTD ، اختلاف دمای حداکثر؛ LTD ، اختلاف دمای حداقل می باشد.

برای محاسبه ضریب انتقال حرارت می‌توان از نمودار و یا اعداد تقریبی که در کتاب‌های مختلف موجود است استفاده نمود. خلاصه مشخصات خنک‌کننده طراحی شده جهت سیستم بازیافت گاز فلر پالایشگاه تهران در جدول (۴-۲۴) ارائه شده است.

جدول ۴-۲۴ مشخصات خنک‌کننده گازهای بازیافتی فلر

نوع	تماس غیرمستقیم (Shell& Tube) با آب خنک‌کننده
کاهش دمای مطلوب	از ۲۵۰ فارنهایت تا ۱۰۰ فارنهایت
حداکثر دبی عبوری	۳۶۰۰ کیلوگرم بر ساعت
سطح مورد نیاز تبادل حرارت	۲۷۷/۵۷ فوت مربع
جنس ساخت پوسته و لوله کربن استیل	$F_p = 0$
فشار عملیاتی کمتر از ۱۵۰ psi	$F_m = 1$
مبدل‌های U تیوب (عدم پیچیدگی در ساخت و مناسب برای پروسه)	$F_d = 0$

۴-۵ راهکارها و سناریوهای به‌کارگیری گاز فلر بازیافت شده

۴-۵-۱ جنبه‌های فنی مرتبط

روش‌ها و راهکارهای گوناگونی برای مصرف گازهای زائد بازیافت شده وجود دارد که هر کدام الزامات خاصی مرتبط با فرآورش اولیه و تأسیسات مورد نیاز دارند. انتخاب روش مناسب، وابسته به فرآیند مربوطه، ترکیب گاز و مقدار آن، فاصله از مصرف‌کننده‌های موردنظر و ملاحظات فنی و اقتصادی موجود می‌باشد. در بخش‌های، تعدادی از جنبه‌های فنی برای تولید LPG، انتقال گاز و تولید برق به‌صورت مختصر ارائه شده، در این بخش به فرآورش گاز^۱، می‌پردازیم.

۴-۵-۱-۱ فرآورش گاز

گازهای فلر بازیابی شده عموماً جهت به‌کارگیری در مصارف مختلف درون واحدی نیاز به فرآورش اولیه دارند که متناسب با نوع کاربرد موردنظر متفاوت می‌باشد. در جدول (۴-۲۵)

¹ Gas treatment

فهرستی از ملزومات فرآوری مورد نیاز گازهای فلر جهت به کارگیری راهکارهای مصرفی ارائه شده است.

جدول ۴-۲۵ ملزومات فرآوری مورد نیاز گازهای فلر

کاربرد گاز فلر			
فرآیند فرآوری گاز / مرحله	تولید برق داخلی	انتقال گاز جهت مصرف سایر واحدها	تولید LPG
تراکم	مورد نیاز	مورد نیاز	مورد نیاز
دی هیدراتسیون ^۱	مورد نیاز نیست	اغلب نیاز است	مورد نیاز
خنک کاری	مورد نیاز نیست	ممکن است نیاز باشد	مورد نیاز
شیرین سازی	مورد نیاز نیست	ممکن است نیاز باشد	ممکن است نیاز باشد

در ادامه توضیح مختصری در مورد فرآیندهای مختلف فرآوری گاز ارائه می گردد.

(۱) تراکم: پس از جمع آوری گازهای ارسالی به فلر و جداسازی اولیه در فلش درام و فیلترهای ابتدایی که در فشاری در حدود اتمسفر اتفاق می افتد، برای مصارفی همچون تولید LPG، انتقال گاز و تولید برق متراکم سازی گاز فلر مورد نیاز می باشد. برای تولید برق، گاز فلر باید تا حدود ۲۵-۳۰ بار متراکم گردد، در حالی که انتقال گاز از طریق خط لوله به طور معمول تراکم تا فشار بالاتری را نیاز دارد. میعانات تولیدی در خلال متراکم سازی از گاز فلر جداسازی شده و به مخازن جمع آوری هیدروکربن های مایع ارسال می گردد.

(۲) دی هیدراتسیون: برای تولید LPG دی هیدراتسیون ضروری می باشد و در اغلب اوقات، اگر انتقال در خط لوله لازم باشد گاز فلر بازیافت شده می بایست دی هیدراته شود. دی هیدراتسیون به منظور ممانعت از تشکیل هیدرات گازی انجام می گردد که در غیر این صورت ممکن است در مناطق سرد و یا جایی که فشار بالا باشد و جریان گاز را در خط لوله مسدود نماید، تشکیل گردد. البته در موارد خاص، از قبیل انتقال گاز در فشار پایین در مناطق گرمسیر، هیدرات ها تشکیل نمی گردند. در چنین مواردی دی هیدراتسیون گاز قبل از انتقال در خطوط لوله ضرورتی ندارد.

می توان با زدودن بخار آب از گاز، از تشکیل هیدرات های گازی اجتناب نمود. در دبی های بالا، دی هیدراتسیون تقریباً همیشه به وسیله جذب آب در مایع رطوب گیر^۲ تری اتیلن

^۱ Dehydration

^۲ Hygroscopic liquid

گلیکول انجام می‌پذیرد. در دبی‌های پایین، از لحاظ اقتصادی به‌صرفه‌تر است که از خشک‌کن‌های دسیکانت بستر ثابت^۱ استفاده نمود. این فرآیند فقط در فشارهای بالا به‌درستی عمل می‌نماید و بنابراین پس از سیستم متراکم‌سازی قرار می‌گیرد.

۳) خنک کاری^۲: گاز غنی حاوی هیدروکربن‌های سنگین می‌باشد که در فشارهای بالا چنانچه گاز سرد شود کندانس خواهند شد. جمع شدن کندانسیت‌های گاز در خط لوله سبب کاهش ظرفیت خط لوله می‌گردد. مایعات همچنین ایمنی در مشعل‌های گاز را برای مصرف‌کننده‌ها تحت تأثیر قرار می‌دهند؛ بنابراین هیدروکربن‌های سنگین معمولاً پیش از ارسال گاز به خطوط لوله انتقال جداسازی^۳ می‌شوند. خنک کاری همچنین برای گازی که بایستی در یک واحد LPG فراورش شود مورد نیاز خواهد بود.

خنک نمودن گاز فلر تا حدود بین 10°C و 20°C ، برای زدودن هیدروکربن‌های سنگین، به‌طور معمول با استفاده از یک سیستم خنک‌کننده تراکمی انجام می‌شود.

۴) شیرین‌سازی: اگر گاز ترش باشد، یعنی شامل سولفید هیدروژن H_2S باشد، نمی‌تواند مستقیماً به فروش رسیده و یا در سایر مصارف به‌کار گرفته شود تا حدی به‌خاطر مسمومیت ناشی از گاز و تاحدودی به دلیل ماهیت خورنده اکسیدهای گوگرد که از سوختن ناشی می‌شود. اگر گاز ترش باشد سبب خوردگی لوله‌های فولادی نیز می‌گردد و خود سولفید هیدروژن ممکن است سبب ترک‌خوردگی تنش سولفیدی^۴ گردد. اغلب فرآیندهای متداول به‌کار برده شده برای شیرین‌سازی گاز عبارت از فرآیند جذب آمین، فرآیند غربال مولکولی^۵ و فرآیند آهن اسفنجی^۶ می‌باشند.

¹ Fixed bed desiccant driers

² Gas Chilling

³ knocked-out

⁴ Sulfide stress cracking

⁵ Molecular sieve process

⁶ iron-sponge process

فصل پنجم

آنالیز اقتصادی و ارائه مدل بهینه اقتصادی

در بخش نخست این فصل، روش تحلیل و ارزیابی اقتصادی در نظر گرفته شده جهت آنالیز اقتصادی سرمایه‌گذاری در سیستم‌های مختلف بازیابی گازهای ارسالی به فلر و روابط مورد نیاز جهت محاسبه پارامترهای تصمیم‌گیری ارائه شده است. در ادامه نتایج محاسبات ارزیابی سرمایه‌گذاری برای سناریوهای در نظر گرفته شده در فصل چهارم ارائه و در انتها مورد تحلیل و مقایسه قرار گرفته‌اند. هزینه سرمایه‌گذاری بر روی سیستم متراکم‌سازی در واحدهای بازیافت گاز فلر به عنوان فاکتور کلیدی اقتصادی این سیستم‌ها شناخته شده است.

۵-۱ محاسبات ارزیابی سرمایه‌گذاری

ارزیابی سرمایه‌گذاری در دارایی‌های ثابت، تصمیم‌گیری در خصوص انواع سرمایه‌گذاری‌ها و انتخاب مناسب‌ترین پروژه که در مجموع فرآیند بودجه‌بندی سرمایه‌ای را تشکیل می‌دهند، از مهم‌ترین مباحث در مدیریت مالی محسوب می‌شوند. از جمله فعالیت‌ها، در فرآیند بودجه‌بندی سرمایه‌ای تجزیه و تحلیل مالی پروژه‌های سرمایه‌ای است که این امر، اهمیت بودجه‌بندی سرمایه‌ای را بیشتر می‌سازد، زیرا تجزیه و تحلیل یاد شده در تصمیم‌گیری و انتخاب مناسب‌ترین شیوه، اثر قابل توجهی دارد.

۵-۱-۱ فرآیند بودجه‌بندی سرمایه‌ای

بودجه‌بندی سرمایه‌ای، فرآیند ارزیابی سرمایه‌گذاری در دارایی‌های بلندمدت و انتخاب مناسب‌ترین آن‌ها از طریق تجزیه و تحلیل مالی پروژه‌ها با استفاده از روش‌های علمی و کاربردی است.

فرآیندی بودن بودجه‌بندی سرمایه‌ای بدین مفهوم است که ابتدا اهداف می‌باید مشخص گردد، سپس میزان سرمایه‌گذاری‌ها باید تعیین شود در نهایت با استفاده از روش‌های مختلف ارزیابی پروژه‌های سرمایه‌ای، مناسب‌ترین راهکار از نظر عملی بودن، اقتصادی بودن و سودآور بودن انتخاب گردد.

۵-۱-۲ روش‌های ارزیابی پروژه‌ها در بودجه‌بندی سرمایه‌ای

مقایسه اقتصادی و تعیین اقتصادی بودن پروژه‌ها، یکی از بااهمیت‌ترین موضوع‌های تصمیم‌گیری برای هر واحد است. بدین منظور روش‌های متعددی ارائه شده است که مهم‌ترین آن‌ها به شرح ذیل می‌باشند:

- روش ارزش فعلی^۱
- روش یکنواخت سالانه^۲
- روش نرخ بازگشت سرمایه داخلی^۳
- روش نرخ بازده حسابداری

در این میان دو روش ارزش فعلی و روش نرخ بازگشت سرمایه داخلی، از پرکاربردترین روش‌های معرفی شده می‌باشند. در ادامه تقسیم‌بندی کلی و شرح روش‌های ارزیابی اقتصادی پروژه‌ها ارائه می‌گردد. محاسبات اقتصادی راهکارهای ارائه شده در فصل چهارم، با هر کدام از این روش‌ها مورد ارزیابی و مقایسه قرار خواهند گرفت.

۵-۱-۳ روش نرخ بازده داخلی^۴

نرخ بازده داخلی عبارتست از نرخ تنزیلی که ارزش فعلی جریان‌ات نقدی ورودی و خروجی را معادل یکدیگر سازد؛ به عبارت دیگر در این نرخ، ارزش حال جریان‌ات نقدی ورودی و خروجی با یکدیگر برابر هستند.

(۱) محاسبه جریان نقدی خروجی:

خروجی مبلغ سرمایه‌گذاری تا مرحله بهره‌برداری به‌عنوان جریان نقد که از حساب‌های شرکت تأمین شده عبارت است از:

$$(۱-۵) \quad \text{سرمایه در گردش} + \text{هزینه‌های راه‌اندازی} + \text{بهای خرید} = \text{مبلغ سرمایه‌گذاری اولیه}$$

(۲) خالص جریان نقدی ورودی:

از تفاوت جریان نقدی خروجی بابت هزینه‌های عملیاتی و مالیات و جریان ورود نقد، خالص جریان نقد محاسبه می‌گردد.

^۱ Present Value

^۲ Equivalent Uniform Annual

^۳ Internal Rate of Return

^۴ IRR

$$CFAT = S - C - T \quad (2-5)$$

CFAT = جریان نقد بعد از جریانات خروجی هزینه‌های عملیاتی و مالیات (خالص جریان نقدی ورودی)

$$S = \text{درآمدهای نقدی ورودی}$$

$$C = \text{هزینه‌های نقدی عملیاتی (خروجی)}$$

$$T = \text{مالیات}$$

جهت محاسبه مالیات رابطه زیر مورد استفاده قرار می‌گیرد که در حقیقت، تفاوت درآمدها و هزینه‌های عملیاتی و استهلاك در نرخ مالیاتی ضرب شده و حاصل مبلغ مالیات می‌باشد.

$$T = (S - C - D)t \quad (3-5)$$

$$T = \text{مبلغ مالیات کل}$$

$$S = \text{درآمدهای فروش}$$

$$C = \text{هزینه‌های عملیاتی}$$

$$D = \text{استهلاك}$$

$$t = \text{نرخ مالیات}$$

بنابراین با توجه به نکات فوق، اگر مالیات به سود حاصل از فروش دارایی ثابت تعلق گیرد، می‌توان از رابطه زیر استفاده نمود:

$$CFAT = CFAT + R - T - WC \quad (4-5)$$

$$WC = \text{بازیافت سرمایه در گردش}$$

$$T = \text{مالیات ناشی از سود حاصل از فروش دارایی}$$

$$R = \text{ارزش اسقاط}$$

هدف محاسبه نرخ متوسط بازده سالانه پروژه است که برای محاسبه آن باید نرخ تنزیلی بباییم که ارزش فعلی عایدات آتی (جریانات نقدی ورودی) را با سرمایه‌گذاری اولیه (جریانات نقدی خروجی) برابر نماید. برای محاسبه نرخ بازده داخلی، رابطه ریاضی ذیل مدنظر می‌باشد:

$$\sum_{t=1}^n \frac{At}{(1+r)^t} = \sum_{t=1}^n \frac{Bt}{(1+r)^t} \quad (5-5)$$

$$CFAT = A_t \quad (6-5)$$

$$IRR = r$$

اگر:

$$(۷-۵) \quad \text{ارزش فعلی جریانات نقدی خروجی} = \text{ارزش فعلی جریانات نقدی ورودی}$$

آنگاه:

$$\sum_{t=0}^n t = 1 \left[\frac{At}{(1+r)^t} \right] = I \quad (۸-۵)$$

$$I_0 = \frac{At}{(1+r)^1} + \dots + \frac{At}{(1+r)^n}$$

در مسائلی که ارزش فعلی عایدات آتی مساوی نیست و به عبارت دیگر جریان وجوه نقد آتی یکسان نیستند، به روش آزمون و خطا نرخ بازده داخلی محاسبه می‌شود. ابتدا نرخ بهره مناسبی انتخاب و بر مبنای آن ارزش فعلی جریان وجوه نقد محاسبه می‌شود. اگر ارزش فعلی به دست آمده از سرمایه‌گذاری اولیه بیشتر باشد نرخ به کار رفته کمتر از نرخ بازده داخلی پروژه‌ها می‌باشد. در این صورت نرخ بهره بالاتری انتخاب و مجدداً ارزش فعلی وجوه نقد حاصل بر مبنای آن محاسبه می‌گردد. این عمل تکرار می‌شود تا ارزش فعلی وجوه نقد و سرمایه‌گذاری اولیه پروژه با یکدیگر مساوی شود که در این صورت نرخ بازده داخلی مورد نظر به دست می‌آید.

اگر جریان نقد ورودی سالانه یکسان باشد ارزش فعلی این جریانات با استفاده از جدول ارزش فعلی سالیانه به دست می‌آید و نرخ بازده داخلی محاسبه می‌شود. در پروژه‌های سرمایه‌گذاری که نرخ بازده داخلی (IRR) از هزینه تأمین مالی بیشتر باشد پروژه قابل قبول خواهد بود. هزینه تأمین مالی عبارت از هزینه‌ای است که واحد انتفاعی برای تأمین منابع مالی به صورت بهره یا حقوق صاحبان سهام پرداخت می‌کند؛ بنابراین در هر زمان که نرخ بازده پروژه‌ای بیش از هزینه تأمین مالی باشد جذابیت بالقوه برای سرمایه‌گذاران در آن پروژه وجود خواهد داشت.

۵-۱-۴ روش ارزش فعلی خالص^۱

در این روش کلیه وجوه دریافتی و پرداختی با نرخ خاصی تنزل می‌شوند و اگر ارزش فعلی وجوه دریافتی بیش از وجوه پرداختی باشد جذابیت بالقوه برای آن پروژه وجود دارد.

^۱ NPV

معمولاً نرخ تنزیل همان نرخ تأمین مالی می‌باشد. برای محاسبه ارزش فعلی خالص از رابطه ذیل استفاده می‌شود:

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{CFAT_t}{(1+K)^t} - I \quad (9-5)$$

NPV = ارزش فعلی خالص

$CFAT$ = جریان نقد ورودی

K = حداقل نرخ بازده مورد انتظار (نرخ هزینه تأمین مالی)

I = سرمایه‌گذاری اولیه

در این روش ابتدا عایدات را به زمان حال (ارزش فعلی) تنزیل داده و سپس سرمایه‌گذاری اولیه از آن کسر می‌گردد. اگر ارزش فعلی خالص مثبت (بزرگ‌تر از صفر) باشد، بنابراین پروژه قابل قبول خواهد بود. در حالی که $NPV = 0$ باشد، سرمایه بر اساس نرخ بهره کنونی مستهلک می‌شود.

در نرخ سودی که مقدار NPV برابر صفر می‌شود، نرخ بهره داخلی به دست می‌آید. اگر نرخ بهره محاسباتی بیش از حداقل نرخ سود که معمولاً متوسط نرخ سود در بانک مرکزی است، باشد سرمایه‌گذاری سودآور خواهد بود (۳۴).

محاسبه نرخ بازگشت سرمایه با استفاده از روش ارزش فعلی خالص:

نرخ بازگشت سرمایه از مساوی قرار دادن ارزش فعلی درآمدها و هزینه‌ها حاصل می‌شود. این تساوی صرفاً تحت یک نرخ امکان‌پذیر است و آن، نرخ بازگشت سرمایه است؛ به عبارت دیگر روابط زیر برقرار است:

$$NPV = 0$$

$$PV_B = PV_C \quad (10-5)$$

$$PV_B - PV_C = 0$$

اگر فرآیند مالی پروژه‌ای از سرمایه اولیه (p) ، ارزش اسقاطی (SV) ، درآمد سالیانه (A) و عمر مفید (n) تشکیل شده باشد، حل رابطه زیر، (i) که همان نرخ بازگشت سرمایه است را مشخص می‌نماید:

$$-P + A(P/A, i\%, n) + SV(P/F, i\%, n) = 0 \quad (11-5)$$

۵-۱-۵ شاخص سودآوری

شاخص سودآوری عبارت است از نسبت ارزش فعلی وجوه نقد حاصل از پروژه به ارزش فعلی وجوه سرمایه‌گذاری شده در آن. از این روش معمولاً در شرایطی که هدف مقایسه چند پروژه است استفاده می‌گردد. برای محاسبه شاخص سودآوری از رابطه ذیل استفاده می‌شود:

$$PI = \frac{\sum_{t=1}^n \frac{A_t}{(1+K)^t}}{I} \quad (۱۲-۵)$$

$$PI = \frac{\sum_{t=1}^n \frac{CFAT}{(1+K)^t}}{I} \quad (۱۳-۵)$$

هر چقدر شاخص سودآوری پروژه‌ای بیشتر باشد پروژه مطلوب‌تر است، زیرا بازده بیشتری نسبت به سرمایه‌گذاری اولیه ایجاد می‌نماید.

۵-۱-۶ روش دوره برگشت سرمایه

یک روش ساده و متداول برای ارزیابی پروژه‌های سرمایه‌ای است. مفهوم این است که چند سال طول می‌کشد تا اصل سرمایه‌گذاری اولیه از محل دریافت عایدات برگشت شود. به عبارت دیگر مدت زمان لازم برای پوشش مخارج سرمایه‌ای اولیه چه مقدار است. برای محاسبه دوره برگشت سرمایه از رابطه زیر استفاده می‌شود:

$$PP = \frac{I_0}{CFAT} \quad (۱۴-۵)$$

PP = دوره برگشت سرمایه

I₀ = سرمایه‌گذاری اولیه

CFAT = جریان‌ات نقدی سالانه

به عبارت دیگر:

جمع عایدات نقد = سرمایه‌گذاری اولیه

$$I_0 = \sum CFAT \quad (۱۵-۵)$$

مفروضات اساسی این روش عبارت است از:

- در مواقعی که ریسک سرمایه‌گذاری بالا است، هر چه دوره برگشت سرمایه کوتاه‌تر باشد، خطر سرمایه‌گذاری هم کمتر است.
- معیاری برای سنجش احتمال خطر است.
- ساده‌ترین روش در عمل تلقی می‌گردد.

ساده بودن روش برگشت سرمایه از جمله مزایای این روش است؛ اما این روش معایبی نیز دارد، نظیر:

- به جریانات نقد بعد از دوره برگشت توجه نمی‌گردد.
- به ارزش زمانی پول در سال‌های مختلف نیز توجه نمی‌شود؛ زیرا عایدات سال‌های مختلف قابل جمع شدن با یکدیگر نیستند.
- ترتیب زمانی عایدات را مدنظر قرار نمی‌دهد. نظیر اینکه اگر دوره برگشت دو پروژه با یکدیگر برابر باشد، دو پروژه یکسان فرض می‌گردد، اما ممکن است، پروژه اول علیرغم دوره برگشت یکسان در سال‌های اولیه عایدات بیشتری نسبت به پروژه دوم داشته باشد.

دوره بازگشت سرمایه در علم اقتصاد مهندسی، یکی از روش‌های استاندارد ارزیابی طرح‌های اقتصادی است. در این روش معیار ارزیابی طرح، کوتاهی و بلندی زمان بازگشت سرمایه است. طرح‌های با دوره بازگشت سرمایه کوتاه‌تر جذابیت بیشتری نسبت به طرح‌هایی با دوره بازگشت بلندتر دارند.

۵-۱-۷ معکوس دوره برگشت سرمایه

برای محاسبه آسان و تقریبی نرخ بازده داخلی از روش معکوس دوره برگشت سرمایه استفاده می‌شود. این روش از تقسیم رقم یک بر دوره برگشت سرمایه به‌دست می‌آید و در هنگام مقایسه هر پروژه‌ای که معکوس دوره برگشت سرمایه آن بیشتر است مناسب می‌باشد.

$$IPP = \frac{1}{PP} \quad (۵-۱۶)$$

IPP = معکوس دوره برگشت سرمایه

PP = دوره برگشت سرمایه

نرخ تقریبی برآورد شده در روش معکوس دوره برگشت سرمایه، همواره بیش از نرخ بازده داخلی واقعی است. اگر عمر مفید پروژه بیش از دو برابر دوره برگشت سرمایه باشد نرخ برآوردی تقریبی در روش معکوس دوره برگشت سرمایه به نرخ بازده داخلی نزدیک‌تر است.

۵-۲ مدل سازی اقتصادی و مالی

تحلیل مزایای مالی و اقتصادی مصرف گازهای فلر شده، نتایج حاصل از تمام تحلیل های دیگر را در داخل یک چارچوب فراگیر جمع کرده و منحنی ریسک-فایده^۱ و در نتیجه جذابیت یک پروژه خاص را نشان می دهد. مدل سازی اقتصادی و مالی به توسعه مدلی «عمومی» که به عنوان ابزاری برای توسعه پروژه های جدید استفاده از گاز فلر در مقیاس کوچک شناخته می شود، کمک می نماید.

هرگونه استفاده خاص از گاز فلر بازیافت شده در مقیاس کوچک با توجه به تکنولوژی مورد استفاده و جریان های محصول و هزینه بکار گرفته شده و تولید شده، هزینه ها و منافع ویژه ای در بر دارد. به همین دلیل توسعه یک الگو یا مدل کلی جهت برای تحلیل کلیه انواع پروژه ها به سادگی امکان پذیر نمی باشد. با این حال، یک مدل عمومی برای ارزیابی راهکارها و گزینه های مختلف استفاده مجدد از گازهای فلر ساخته شده است. در بخش ۵-۲ نتایج حاصل از به کارگیری متدلوژی، ساختار و فرضیات متناسب توسعه مدل اقتصادی و مالی بر روی نمونه مطالعاتی در پالایشگاه شمالی تهران ارائه شده است.

این مدل در تحقیق حاضر معرف یک نمونه ارزیابی اقتصادی و مالی متناسب با داده های پالایشگاه تهران می باشد؛ اما برای هر نمونه مطالعاتی دیگر، با جایگزین نمودن داده ها و مفروضات حاصل از شبیه سازی و تحلیل واحد مورد مطالعه در این مدل اقتصادی، می توان نتایج و خصوصیات متناسب با آن واحد مطالعاتی را به دست آورد. با این حال، این مدل اقتصادی و مالی همچنین می تواند برای تجزیه و تحلیل پارامتری که نشان دهنده اهمیت پارامترهایی مانند حجم گازهای فلر، فاصله مصرف کننده ها تا سیستم بازیافت، قیمت سوخت و غیره در توجیه پذیری مالی و اقتصادی استفاده از گاز فلر می باشد، مورد استفاده قرار گیرد.

۵-۲-۱ تحلیل و ارزیابی اقتصادی سیستم های کاهش و بازیابی گاز فلر

با توجه به راهکارها و سناریوهای مطرح شده در فصل پنجم، ارزیابی سیستم مطلوب طراحی شده جهت پالایشگاه شمالی تهران، بر مبنای محاسبات اقتصادی، مقایسه قیمت تمام شده محصولات و هزینه های لازم می باشد.

¹ Risk-rewarding profile

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 مورد نیاز 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 کارخانه نیز به صورت درصدی از این هزینه تخمین زده می‌شوند.

۵-۲-۱-۱ فرضیات در نظر گرفته شده در محاسبات اقتصادی

در محاسبات ارزیابی اقتصادی مدل، به منظور برآورد زمان بازگشت سرمایه‌گذاری راهکارهای ارائه شده، فرضیات ارائه شده در جدول (۵-۱) در نظر گرفته شده است.

جدول ۵-۱ فرضیات مورد استفاده در محاسبات اقتصادی

ردیف	عنوان	مقدار
۱	نرخ بهره (%)	۱۴
۲	نرخ مالیات (%)	۰
۳	نرخ استهلاک (%)	۲۰
۴	نرخ تسعیر دلار (ریال/واحد)	۳۷۸۰۰
۵	ضریب تبدیل یورو به دلار	۱/۳۶
۶	بهای برق فروخته شده به شبکه (ریال/کیلووات ساعت)	۴۵۰
۷	بهای بخار تولید شده ۳۰۰ پوند در پالایشگاه (هزار ریال/تن)	۱۵۰
۸	بهای سوخت گاز طبیعی خریداری شده از شبکه (ریال/مترمکعب)	۷۰۰
۹	بهای میانگین ضایعات بازیابی شده (دلار/تن)	۱۵۰
۱۰	بهای میانگین خوراک واحد گاز مایع (دلار/تن)	۳۲۵
۱۱	بهای میانگین ارزش حرارتی سوخت بازیابی شده (سنت/مگاژول)	۰/۰۸
۱۲	بهای کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای CO ₂ e در ایران (دلار/تن)	۳
۱۳	نرخ افزایش قیمت گاز مایع (%)	۳
۱۴	نرخ افزایش قیمت سوخت گازی بازیابی شده (%)	۲
۱۵	نرخ افزایش بهای کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای CO ₂ e (%)	۱۰
۱۶	کارکرد سالانه واحد (ساعت)	۷۹۲۰
۱۷	طول عمر مفید سیستم (سال)	۲۰

۵-۲-۱ روش تحلیل و ارزیابی اقتصادی

ارزیابی اقتصادی بر اساس چهار سناریو صورت می‌پذیرد؛ سناریوی اول، ارزیابی فقط سوخت گازی بدون در نظر گرفتن مالیات زیست‌محیطی برای تولید گازهای گلخانه‌ای حاصل از سوزاندن گازهای فلر؛ سناریوی دوم، ارزیابی سوخت گازی به همراه گاز مایع LPG بدون در نظر گرفتن مالیات زیست‌محیطی برای تولید گازهای گلخانه‌ای حاصل از سوزاندن گازهای فلر؛ سناریوی سوم، ارزیابی فقط سوخت گازی به همراه در نظر گرفتن مالیات محیط‌زیستی برای تولید گازهای گلخانه‌ای؛ و سناریوی چهارم ارزیابی سوخت گازی به همراه گاز مایع LPG به همراه در نظر گرفتن مالیات محیط‌زیستی برای تولید گازهای گلخانه‌ای تعریف می‌گردد. ارزش گازهای ارزیابی شده، بر دو مبنای محاسباتی ذیل مورد ارزیابی قرار گرفته‌اند:

۱. به عنوان سوخت گازی (خوراک واحد هیدروژن‌سازی معادل سوخت گازی می‌باشد)

۲. به عنوان خوراک فرآیندی جهت واحد گاز مایع (LPG)

۵-۲-۱-۳ 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 فرآیند سیال به صورت جدول (۵-۲) می‌باشد.

جدول ۵-۲ درصد هزینه‌های مستقیم در سرمایه‌گذاری در واحدهای صنعتی دارای فرآیند سیال (۳۴)

نصب تجهیزات خریداری شده	۴۷٪
ابزار دقیق و کنترل (نصب شده)	۳۶٪
لوله‌کشی (نصب شده)	۶۸٪
برق (نصب شده)	۱۱٪
ساختمان‌ها (شامل خدمات)	۱۸٪
محوطه‌سازی	۱۰٪
امکانات خدماتی	۷۰٪
کل هزینه مستقیم واحد صنعتی	۳۶۰٪

هزینه‌های غیرمستقیم نیز شامل هزینه‌های مربوط به انواع خدمات مهندسی و طراحی و توسعه می‌باشد که ۲ تا ۱۰ درصد کل ارزش سرمایه‌گذاری را شامل می‌شوند. در جدول (۵-۳) مقادیر مربوط به هزینه‌های غیرمستقیم نسبت به هزینه‌های تجهیزات واحد صنعتی موجود می‌باشد.

جدول ۳-۵ درصد هزینه‌های غیرمستقیم در سرمایه‌گذاری در واحدهای صنعتی دارای فرایند سیال (۳۴)

مهندسی و نظارت	٪۳۳
هزینه‌های ساختمانی	٪۴۱
هزینه‌های قانونی	٪۴
حق‌الزحمه پیمانکار	٪۲۲
هزینه‌های پیش‌بینی نشده	٪۴۴
مجموع هزینه‌های غیرمستقیم	٪۱۴۴

مجموع هزینه‌های مستقیم و غیرمستقیم، سرمایه‌گذاری ثابت را نتیجه می‌دهند. سرمایه‌گذاری کل نیز مجموع سرمایه‌گذاری ثابت با در نظر گرفتن سرمایه‌گذاری در گردش حدود ۱۵ درصد از سرمایه‌گذاری کل، می‌باشد. در جدول (۴-۵) مقادیر مربوط به سرمایه‌گذاری ثابت و کل نسبت به قیمت تجهیزات آورده شده است.

جدول ۴-۵ محاسبه سرمایه‌گذاری کل بر اساس سرمایه‌گذاری ثابت

سرمایه‌گذاری ثابت	٪۵۰۴
سرمایه در حال گردش	٪۸۹
سرمایه‌گذاری کل	٪۵۹۳

۵-۲-۱-۴ محاسبه قیمت خرید تجهیزات

مبنای برآورد هزینه تجهیزات سیستم بازیافت گاز فلر، مکاتبات انجام گرفته با سازنده‌های این نوع تجهیزات و روابط و گراف‌های موجود در مراجع و مقالات بر اساس پارامترهای تعیین قیمت هر تجهیز می‌باشد. دقت تخمین‌های مذکور حدود $\pm 30\%$ درصد می‌باشد. در حالت استاندارد جنس کلیه تجهیزات سیستم فلر و بازیافت به‌جز 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 به‌کار گرفته شده در ساخت ممکن است تفاوت داشته باشد. هنگامی یک تخمین می‌تواند دقیق باشد که بر مبنای قیمت‌های جمع‌آوری شده از چندین فروشنده استوار گردد.

برای محاسبه قیمت دستگاهی که هیچ اطلاعاتی درباره قیمت آن با توجه به ابعاد مورد نظر از لحاظ ظرفیت عملیاتی در دسترس نیست، از قانون قیمت گذاری تجهیز بزرگ تر متناسب با تجهیز کوچک تر یا قانون نسبت شش دهم محاسبه می کنیم.

$$\text{Cost of equipment A} = (\text{Cost of equipment B})X^{0.6}$$

$$X = \frac{\text{Capacity of equipment A}}{\text{Capacity of equipment B}} \quad (17-5)$$

قیمت های محاسبه شده به دلار در سال مبدأ با استفاده از ضرایب تبدیل میانگین^۱ سالیانه ارزش دلار به قیمت های سال ۲۰۱۷ تبدیل می گردد.

$$\text{Present Cost} = \text{Original} \times \left(\frac{\text{Cost Index in present}}{\text{Cost Index in original time}} \right) \quad (18-5)$$

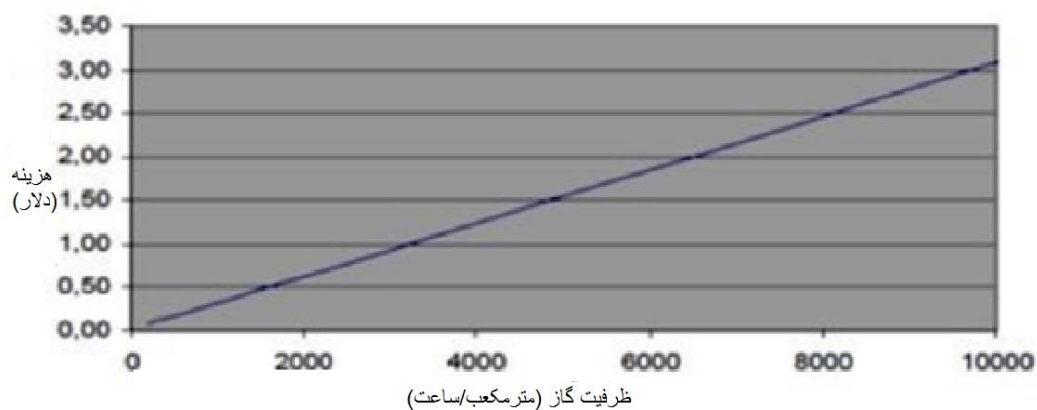
جدول ۵-۵ خلاصه هزینه محاسبه شده تجهیزات اصلی سیستم بازیافت گاز فلر با سیستم اجکتوری

تجهیز	میلیون ریال
سیستم متراکم سازی اجکتوری	۷۵۲/۰۱۴
فیلتر گازی	۶۰
فلش درام (Scrubber)	۴۰۰/۵۵
خشک کن	۲۵۰
کولر	۶۹۵/۳۴۸
جداکننده دو فازی گاز-مایع	۴۵۰
جمع کل	۲۶۰۷/۹۱۲

۵-۱-۲-۵ منحنی های هزینه

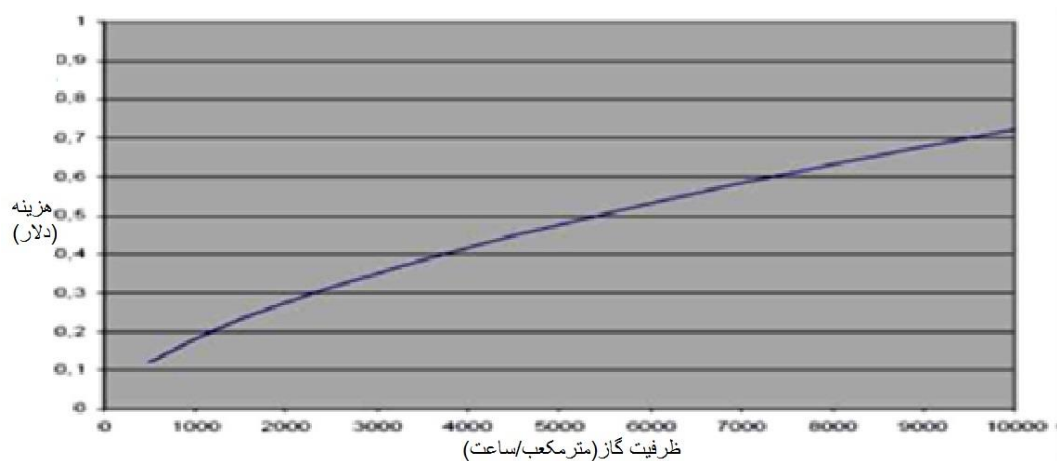
تمامی منحنی های هزینه ارائه شده در این بخش معرف هزینه های کلی شامل نصب تجهیزات می باشند. با این وجود، هزینه های عملکردی و تعمیر و نگهداری و سوخت مورد نیاز را شامل نمی باشند.

¹ Cost Index

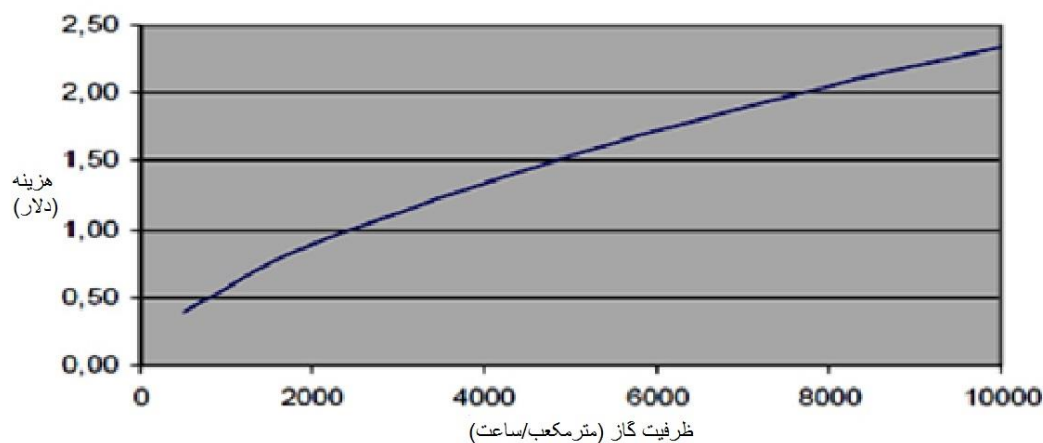


نمودار ۱-۵ منحنی هزینه جهت تراکم گاز (از ۱ تا 30 barg) برای کاربرد گاز فلر در تولید برق

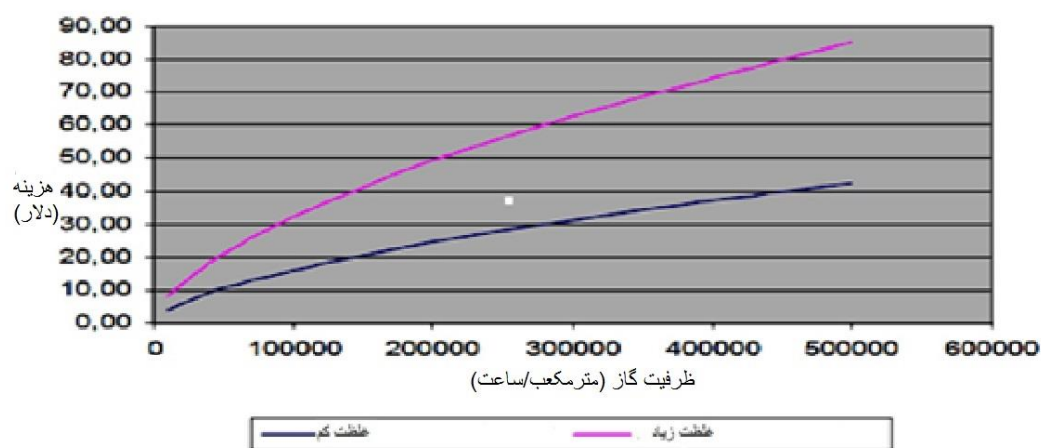
منحنی هزینه برای دی‌هیدراتسیون گاز در دبی‌های پائین در شکل ذیل نشان داده شده است.



نمودار ۲-۵ منحنی هزینه دی‌هیدراتسیون گاز مورد استفاده در انتقال با فواصل طولانی، مصارف بالا، یا دمای پایین محیط



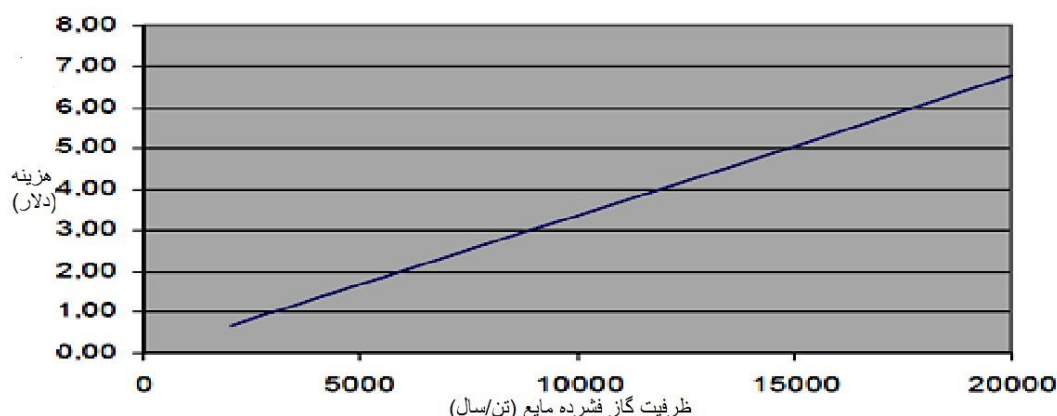
نمودار ۳-۵ منحنی هزینه برای خنک کاری گاز^۱



نمودار ۴-۵ منحنی های هزینه برای شیرین سازی گاز ترش قبل از مصارف ثانویه

تولید گاز مایع LPG: منحنی هزینه ارائه شده در شکل ذیل بر مبنای بهترین تخمین برای تجهیزات مورد نیاز رسم شده است. هزینه ها شامل کلیه هزینه های واحد شامل کارهای عمرانی، ساختمان ها و زیرساخت های مورد نیاز می باشد، اما هزینه ها ممکن است از واحدی به واحد دیگر بسته به تأسیسات خارجی مورد نیاز و الزامات داخلی متفاوت باشد. این منحنی هزینه شامل هزینه انتقال (نه به شکل بطری و نه توزیع) نمی باشد. البته برای ارجاع دادن می توان ذکر نمود که یک کامیون ۲۰ مترمکعبی هزینه ای در حدود ۱۵۰۰۰۰ دلار خواهد داشت.

¹ Gas Chilling



نمودار ۵-۵ منحنی هزینه برای تقطیر و ذخیره‌سازی گاز

۵-۲-۱-۶ محاسبه قیمت تمام شده محصول

قیمت تمام شده محصول هر واحد شامل هزینه‌های تولید و هزینه‌های عمومی می‌باشد. هزینه‌های تولید نیز شامل هزینه‌های تولید مستقیم، هزینه‌های ثابت و هزینه‌های بالاسری واحد می‌باشد که موارد آن به‌صورت جز در ادامه موجود می‌باشد.

(۵-۱۹) هزینه‌های بالاسری واحد + هزینه‌های ثابت + هزینه‌های مستقیم تولید = هزینه تولید

الف) هزینه‌های مستقیم تولید (۶۰٪ قیمت تمام شده محصول)

۱. مواد خام (۱۰ تا ۵۰ درصد قیمت تمام شده محصول)
۲. کارگر عملیاتی (۱۰ تا ۲۰ درصد قیمت تمام شده محصول)
۳. نظارت مستقیم و کارگر ماهر (۱۰ تا ۲۵ درصد کارگر عملیاتی)
۴. تسهیلات جانبی (۱۰ تا ۲۰ درصد قیمت تمام شده محصول)
۵. تعمیر و نگهداری (۲ تا ۱۰ درصد سرمایه‌گذاری ثابت)
۶. تأمین منابع عملیاتی (۱۰ تا ۲۰ درصد هزینه تعمیر و نگهداری)
۷. هزینه‌های آزمایشگاهی (۱۰ تا ۲۰ درصد کارگر عملیاتی)
۸. حق امتیاز (۰ تا ۶ درصد قیمت تمام شده محصول)

ب) هزینه‌های ثابت (۱۰ تا ۲۰ درصد قیمت تمام شده محصول):

۱. استهلاک (با استفاده از روش خط مستقیم^۱، نسبت سرمایه‌گذاری ثابت به عمر واحد)
۲. مالیات‌های محلی (۱ تا ۴ درصد سرمایه‌گذاری ثابت)

^۱ Straight-Line Method

ج) هزینه‌های بالاسری کارخانه (۵ تا ۱۵ درصد قیمت تمام شده محصول):

هزینه‌های عمومی = هزینه‌های تحقیق و توسعه (۱۵ تا ۲۵ درصد هزینه تمام شده محصول) + هزینه‌های توزیع و بازاریابی + هزینه‌های اداری (۲۰-۵)

۳-۵ نتایج محاسبات ارزیابی سرمایه‌گذاری راهکارها و سناریوهای ارائه شده

با توجه به قیمت خرید تجهیزات، نصب تأسیسات و ایجاد تغییرات مورد نیاز جهت بازیابی گازهای فلر پالایشگاه تهران، هزینه‌های سرمایه‌گذاری، هزینه‌های تولید و درآمد حاصل از محصولات محاسبه گردید. جدول (۵-۶) هزینه‌های سرمایه‌گذاری را برای سیستم بازیافت اجکتوری گازهای فلر پالایشگاه تهران ارائه می‌کند. جدول (۵-۷) نیز مربوط به کاهش هزینه‌های عملکردی سیستم فلر می‌باشد.

جدول ۵-۶ هزینه‌های سرمایه‌گذاری سیستم بازیافت اجکتوری گازهای فلر پالایشگاه تهران

پارامتر سرمایه‌گذاری	درصد از هزینه خرید تجهیزات	هزینه سرمایه‌گذاری (ریال)
هزینه خرید تجهیزات	٪۱۰۰	۲,۶۰۷,۹۱۲,۱۸۲,۵۰
نصب تجهیزات خریداری شده	٪۴۷	۱,۲۲۵,۷۱۸,۷۲۵,۷۷
ابزار دقیق و کنترل (نصب شده)	٪۳۶	۹۳۸,۸۴۸,۳۸۵,۷۰
لوله‌کشی (نصب شده)	٪۶۸	۱,۷۷۳,۳۸۰,۲۸۴,۱۰
برق (نصب شده)	٪۱۱	۲۸۶,۸۷۰,۳۴۰,۰۷
ساختمان‌ها (شامل خدمات)	٪۱۸	۴۶۹,۴۲۴,۱۹۲,۸۵
محوطه‌سازی	٪۱۰	۲۶۰,۷۹۱,۲۱۸,۲۵
امکانات خدماتی	٪۷۰	۱,۸۲۵,۵۳۸,۵۲۷,۷۵
مجموع هزینه‌های مستقیم	٪۳۶۰	۹,۳۸۸,۴۸۳,۸۵۷,۰۰
مهندسی و نظارت	٪۳۳	۸۶۰,۶۱۱,۰۲۰,۲۲
هزینه‌های ساختمانی	٪۴۱	۱,۰۶۹,۲۴۳,۹۹۴,۸۲
هزینه‌های قانونی	٪۴	۱۰۴,۳۱۶,۴۸۷,۳۰
حق الزحمه پیمانکار	٪۲۲	۵۷۳,۷۴۰,۶۸۰,۱۵
هزینه‌های پیش‌بینی نشده	٪۴۴	۱,۱۴۷,۴۸۱,۳۶۰,۳۰
مجموع هزینه‌های غیرمستقیم	٪۱۴۴	۳,۷۵۵,۳۹۳,۵۴۲,۸۰
سرمایه‌گذاری ثابت	٪۵۰۴	۱۳,۱۴۳,۸۷۷,۳۹۹,۸۰
سرمایه‌گذاری در گردش	٪۸۹	۲,۳۲۱,۰۴۱,۸۴۲,۴۲
سرمایه‌گذاری کل	٪۵۹۳	۱۵,۴۶۴,۹۱۹,۲۴۲,۲۲

جدول ۷-۵ کاهش هزینه‌های عملکردی سیستم فلر ناشی از بازیافت گازهای ارسالی به فلر

جریان مصرفی	میزان کاهش یافته	درآمد حاصل (میلیون ریال)
کاهش میزان سوخت کمکی مورد نیاز (هزار مترمکعب در سال)	۳۴۶/۵۹۱۲	۲۵۵/۱۹
کاهش میزان گاز تخلیه (هزار مترمکعب در سال)	۳۱۰	۲۱۷/۰
کاهش گاز پیلوت (میلیون مترمکعب در سال)	۱۷۳۶۰	۵۲۰۸/۰
کاهش بخار (تن در سال)	۴۷۶۰	۷۱۴
کل درآمد حاصل (میلیون ریال)		۶۳۹۴/۱۹

با توجه به مطالب اشاره شده در مورد مقادیر انتشار گازهای گلخانه‌ای محاسبه و مالیات آن‌ها بر اساس میزان پتانسیل گرمایش جهانی محاسبه می‌گردد. در صورتی که گازهای فلر بازیافت شوند، مقادیر مالیات مربوط به انتشار آن به صورت ترم مثبت در درآمدهای محصول نهایی وارد می‌شود. مالیات وارده بر روی گازهای گلخانه‌ای رهاشده در این قسمت نیز به صورت ترم مثبت به معادلات وارد می‌گردد.

کاهش میزان آلاینده‌های زیست‌محیطی و ارزش اقتصادی حاصل از دریافت گواهی‌های کاهش انتشار، ناشی از نصب سیستم بازیافت گاز فلر در پالایشگاه تهران در جدول (۸-۵) ارائه شده است.

جدول ۸-۵ کاهش میزان آلاینده‌های زیست‌محیطی و درآمدهای حاصل از کاهش انتشار

آلاینده	میزان کاهش (تن در سال)
ECO	۳۶۴۰۳/۹۶۴
EN2O	۰/۱۹۳
ENOX	۱۳/۲۸۴
ESO2	۱۰۱/۰۱۰
ECH4/API	۸۰/۰۲۳
NMHC	۱۲۸۰/۳۶۲
GWP CO2	۳۷۳۶۹/۸۸۴
Total CO2e	۷۵۲۴۸/۷۲۰
CO2e Tax (US\$/ton)	۳/۰
درآمد کل (میلیون ریال در سال)	۳۱۳۷/۸۷

این سناریو زمانی دارای اهمیت می‌شود که برای انتشار گازهای گلخانه‌ای مالیات تعیین شود.

مقدار گازهای بازیافت شده برای تولید محصولات مختلف (سوخت گازی و گاز مایع LPG) و درآمدهای ناشی از بازیافت این گازها در پالایشگاه تهران در جدول (۵-۹) ارائه شده است.

جدول ۵-۹ محصولات تولید شده و درآمدهای حاصل از بازیافت گازهای فلر در پالایشگاه تهران

محصول تولیدی	میزان	درآمد حاصل (میلیون ریال)
کل گاز فلر بازیابی شده در خروجی سیستم بازیافت جت کمپرسور	دبی جرمی (kg/hr)	۸۵۹۳
	ارزش حرارتی بازیافتی به عنوان سوخت (Mj/hr)	
گازهای سبک جدا شده و ارسالی به سیستم سوخت گازی	دبی جرمی (kg/hr)	۷۳۵۸
	ارزش حرارتی بازیافتی به عنوان سوخت (Mj/hr)	
محصول گاز مایع LPG تولیدی	دبی جرمی (kg/hr)	۶۹۴۶
بازیابی سوخت گازی + تولید LPG	مجموع (kg/hr)	۱۴۳۰۴

۵-۳-۱ تجزیه و تحلیل اقتصادی و مالی سناریوهای بازیافت

در انتهای این فصل، نتایج حاصل از تجزیه و تحلیل اقتصادی چهار سناریو ارائه شده در بند ۵-۲-۱، شامل پارامترهای دوره بازگشت سرمایه ساده و تنزیلی، نرخ بازده داخلی، معکوس دوره برگشت سرمایه و همچنین ارزش خالص کنونی، با در نظر گرفتن نتایج محاسبات ارزیابی سرمایه گذاری و محصولات حاصل از راهکارها و سناریوهای ارائه شده، محاسبه و به شرح جدول (۵-۱۰) ارائه می گردد.

جدول ۵-۱۰ نتایج حاصل از تجزیه و تحلیل اقتصادی سناریوهای ارائه شده بازیافت گازهای فلر

سناریو	بازگشت سرمایه ساده (سال)	بازگشت سرمایه تنزیلی (سال)	نرخ بازده داخلی (IRR) (%)	معکوس دوره برگشت سرمایه (IPP)	ارزش خالص کنونی (NPV) (میلیون ریال)
۱ سوخت گازی	۱/۳	۱/۵۱	۸۴	۰/۷۶۹	۱۲۷۹۶
۲ سوخت گازی + LPG	۰/۸۸	۱/۰	۱۲۰	۱/۱۳۸	۱۸۶۸۹
۳ سوخت گازی + کاهش آلاینده	۱/۰۳	۱/۱۸	۱۰۵	۰/۹۷۲	۱۶۲۷۴
۴ سوخت گازی + LPG + کاهش آلاینده	۰/۷۵	۰/۸۵	۱۴۱	۱/۳۴۱	۲۲۱۶۷

همان گونه که مشاهده می گردد، بهترین شرایط اقتصادی مربوط به جداسازی هیدروکربن های مربوط و به گاز مایع LPG و ارسال گازهای سبک باقیمانده به سیستم سوخت گازی پالایشگاه می باشد. در نظر گرفتن مسائل زیست محیطی نیز خود عاملی برای افزایش صرفه اقتصادی طرح می باشد.

۵-۴ نتیجه گیری و پیشنهادات

۵-۴-۱ نتیجه گیری

برای جلوگیری از آلودگی های زیست محیطی و بهینه سازی مصرف انرژی استفاده از سیستم بازیافت گازهای ارسالی به فلر امری اجتناب ناپذیر است. روش بازیابی عملی در پالایشگاه تهران شامل سیستم متراکم سازی و تفکیک گازهای با ارزش حرارتی بالا می باشد برای این امر می توان از روش های مختلفی بهره جست، این روش ها عبارتند از: روش متراکم سازی با کمپرسور و روش متراکم سازی با اجکتور.

در سیستم متراکم سازی با کمپرسور می توان تقریباً تمام گازهای غیرقابل کندانس و آلوده کننده محیط زیست را از بین برد و میزان H_2S را به زیر ۷ PPM رسانید ولی نیاز به سرمایه گذاری اولیه بیشتر و ۲ برابری سیستم اجکتوری دارد، همچنین نیاز به هزینه تعمیر و نگهداری بالاتر و مصرف آب و برق زیادتری می باشد، برای حل این مشکلات می توان از سیستم متراکم سازی با اجکتور استفاده نمود که در آن هزینه سرمایه گذاری بسیار پایین تر بوده هزینه آن معادل ۱۵۴۶۴/۹۱۹ میلیون ریال می باشد، تعمیر و نگهداری کمتر، عمر بالاتر و در نتیجه بازگشت سرمایه کوتاه تری نسبت به روش قبلی را دارا می باشد در این روش نرخ بازگشت سرمایه ۲/۴۱ سال بوده و درآمد حاصل از آن برای تمامی محصولات و کاهش بخار و مصرف برق و آب معادل ۶۳۹۴/۱۹ میلیون ریال می باشد. در روش متراکم سازی با اجکتور با آرایش و چیدمان مختلف از اجکتورهای موازی و سری می توان دبی و فشار مورد نیاز را جهت تفکیک و جداسازی گازهای ارسالی از پالایشگاه را فراهم نمود و از سوزاندن بی مورد این گازها، که حاوی ارزش حرارتی بالایی می باشند جلوگیری نمود که در این مورد از ۴ عدد اجکتور به صورت موازی و هر کدام به ظرفیت ۳۵۰ کیلوگرم بر ساعت استفاده گردید. در ضمن خروجی گازهای بازیابی شده را می توان تفکیک نمود و بر حسب نیاز صرف استفاده های متفاوتی که پیش تر به آن ها اشاره گردید نمود.

۵-۴-۲ پیشنهادات

با توجه به نتایج بدست آمده چند پیشنهاد جهت ادامه تحقیق حاضر پیشنهاد می گردد.

پیشنهاد می گردد بررسی و تحلیل روش بیولوژیکی (استفاده از باکتری‌ها) جهت بازیابی گازهای فلر نیز بررسی گردد.

پیشنهاد می گردد بررسی استفاده همزمان از کمپرسور و اجکتور جهت بازیابی گازهای فلر نیز بررسی گردد.

پیشنهاد می گردد امکان سنجی بازیابی و تفکیک گازهای فلر با روش جدا سازی غشایی نیز بررسی گردد.

پیشنهاد می گردد سیستم بازیابی گازهای فلر با استفاده از کمپرسورهای چرخه مایع به همراه جداکننده سه فازی نیز بررسی گردد.

منابع و مراجع

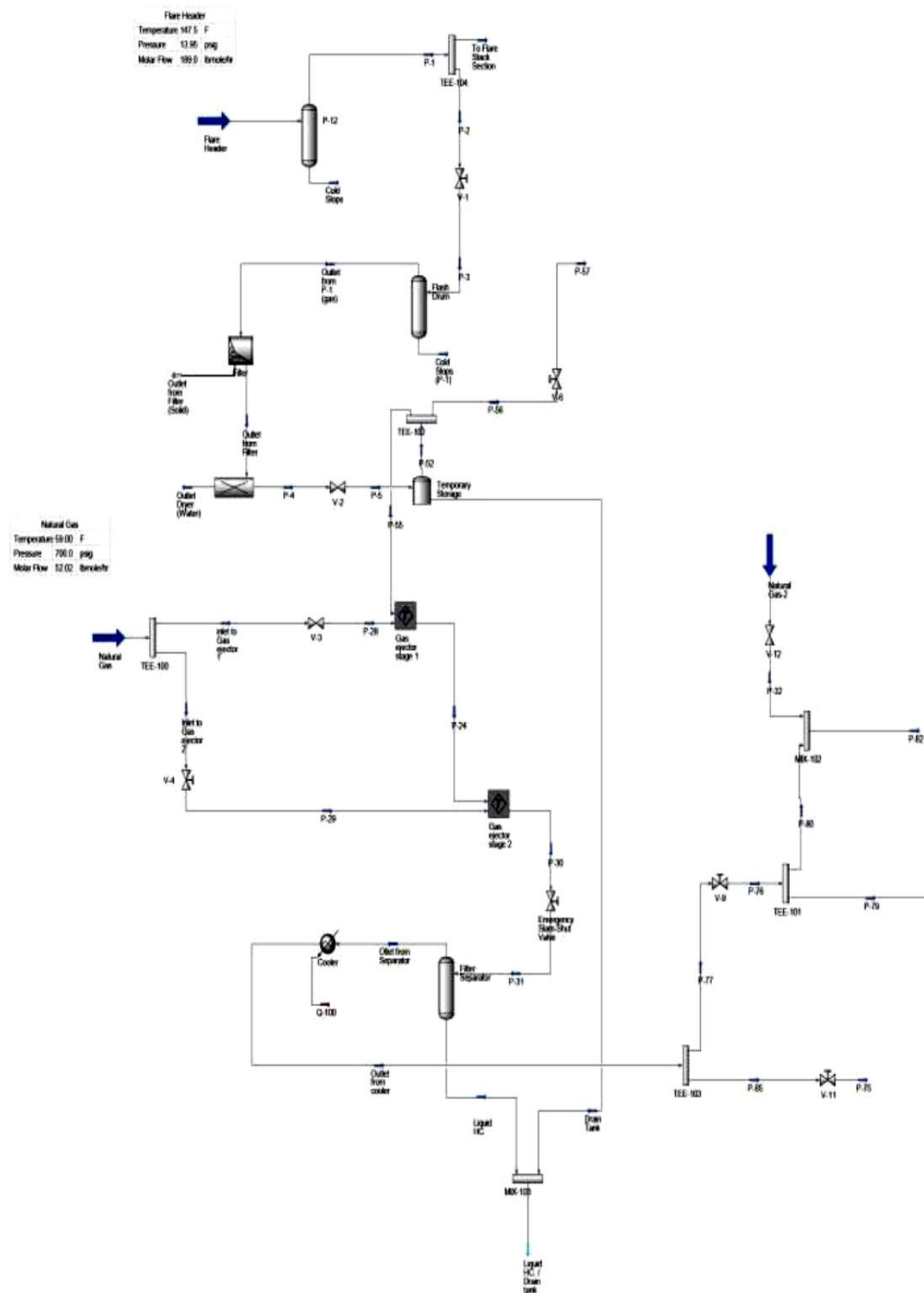
۱. زاداکبر، امید؛ کریم پور، کیانوش و زاداکبر، آرمین. «کاهش و بازیابی گازهای ارسالی به فلر به منظور بهینه سازی مصرف انرژی و کاهش آلاینده های زیست محیطی»، اولین همایش ملی تخصصی گاز ایران، دانشگاه شیراز، ۸-۹ آبان ۱۳۹۴.
۲. نعمتی، شهاب؛ سپیده، امیدخواه و نسرين، محمدرضا. «بررسی روش های دفع گازهای زائد و بهبود عملکرد سیستم های فلر»، دهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران، دانشگاه سیستان و بلوچستان، ۲۴-۲۶ آبان ۱۳۹۵.
3. Natural Gas Flaring-Alternative Solutions. World Journal of Engineering and Technology, 2017, 5, 139-153
۴. دهقانی، پگاه. «بهینه سازی و جلوگیری از اتلاف انرژی در کوره نفت خام پالایشگاه تهران». چهارمین همایش ملی انرژی، ۱۳۹۳.
5. Kuwait National Petroleum Company, "Use of Flare Gas as Fuel: Establishment of Flare Gas Recovery Unit at Shuaiba Refinery, Kuwait and Advancing towards Zero Non-Emergency Flaring," E. Management, ed., NHabitat, 2006 Best Practices Database in improving the living environment, 2016.
۶. مهرداد، ناصر؛ نبی بیدهندی، غلامرضا و محمدنژاد، شاهین. «کاربرد تکنولوژی پینچ آبی در بهینه سازی مصرف آب و تولید پساب پالایشگاه ها - مطالعه موردی پالایشگاه تهران». سومین همایش تخصصی مهندسی محیط زیست، ۱۳۸۸.
۷. هاشمی، محسن. «انتگراسیون انرژی و قدرت در برج تقطیر اتمسفریک شمالی پالایشگاه نفت تهران»، همایش ملی مهندسی شیمی، ۱۳۹۳.
۸. حمیدی، امین. تحلیل سیستم های بازیافت گازهای ارسالی به مشعل و ارائه مدل اقتصادی بهینه، ۱۳۹۲.
9. Alp Tengirsek, Nashat Mohamed. "Towards Zero Flaring". *Schlumberger Asia & Middle East Reservoir Review*, Number 3. pages 6-9, 2009.
10. Ahrendts, J. "Reference states. Energy". Vol. 5. 1998. pp. 667-668.
11. M.A.Rosen, I.Dincer. "Exergy Analysis of Waste Emissions". *International Journal of Energy Research*, Vol. 23, No. 3. pp. 153-1163, 1999.
12. J.Kestin. "Availability: the concept and associated terminology". *Energy*, 5. pp. 679-692, 2005.
۱۳. مهندس محمد شاهینی، مدیریت گازهای فلر، دوم ۱۳۸۹ تهران نشر اتحاد ۱۳۸۶
۱۴. محمد محسن کاوه، بازیافت گازهای مشعل و تاثیر آن بر کاهش آلاینده های هوا، گروه مهندسی سیستم های انرژی، دانشکده مکانیک، دانشگاه صنعتی شریف، خرداد ۱۳۹۱
15. Carl Haryy David, Flare Minimization Practices, San Francisco, California, March 2008.

۱۶. آزاده معروف مشاط، امکان سنجی فنی اقتصادی استفاده از گازهای فلر برای تبدیل به محصول دیگر در ایران، پایان نامه کارشناسی ارشد، دانشکده مکانیک دانشگاه شریف آذر ۹۳
17. J.Szargut. "Chemical Exergies of The Elements". *Applied Energy*. Vol. 32. pp. 269–286. 1989.
18. M.A.Rosen. Ph.D. thesis: "The development and application of a process analysis methodology and code based on exergy, cost, energy and mass". University of Toronto, Toronto, Canada, 1996.
19. Thomas Elsenbruch, Stop Flaring and Venting , New Dehli, India , 2-5 March 20012.
۲۰. سروش برادران ، فناوریهای استفاده شده برای کاهش و بازیابی گازهای سوزانده شده در فلر، سمینار تخصصی نفت ، گاز و محیط زیست ، شیراز ، آبان ۱۳۹۲
21. Goran Wall Mei Gong. "On exergy and sustainable development—Part 2: Indicators and methods". *Exergy Int. J.* - Vol. 1(4). - pp. 217–233, 2001.
22. A.Vatani, Increase EOR by Flare Gas Recovery in Canadian Chemical Engineering Conference, Alberta , Canda ,2007.
۲۳. محمد کاهش ، طراحی روش های افزایش برداشت از مخازن نفتی شرکت ملی مناطق نفت خیز جنوب ، شرکت ملی مناطق نفت خیز جنوب.
24. P.Crane D.S.Scott, M.A.Rosen. "Comparison exergy of Flare Gas to emissions from two energy conversion technologies considering the potential for environmental ". *Int. J. Hydrogen Energy*, 17(5). - pp. 345-350, 1992.
25. Itransvac Systems Ltd. " Ejector Solutions for the Oil & Gas Industry ", WWW.Iransvac.co.uk.
26. R. E.Sonnatag and G.J.Va, Fundamentals of Cassical Thermodynamics, third ed. 571-590, 1995.
27. Defiate and Hoerl, " Design Curves for Optimum Single- Stage Ejectors " Chem, Eng, Prog March 2010.
28. Erenst E.Ludwig, " Ejector and Vacuum System Applied Process Design for Chemical Plants, PP.206-238, 1996.
29. The American Socitey of Mechanical Engeneers(ASME)" Ejectors Performance, PTC 24, 1976.
30. Paul Fisher, Dan Brennan. (2002). Minimize Flaring With Flare Gas Recovery, Hydrocarbon Processing, June.
31. Seader Warren D., Seader J.D., Daniel R. Lewin. (2003). Product & Process Design Principles. John Wiley & Sons, Ltd.
۳۲. محمد افشار، مژگان عباسی "بررسی کاهش و بازیابی گازهای ارسالی به مشعل، اولین کنفرانس پتروشیمی ایران، تهران- شرکت ملی صنایع پتروشیمی، ۱۳۸۷.
33. Carl Branam. Rules of Thumb for Chemical Engineers" Gulf Publishing Co, 1998.
34. Klasusd.Timeerhaus and Roland E, Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Fifth ed.: Mc.Graw-Hill , 2008.

35. A.Valero I.Arauzo. *Consecuencias Exergeticas Asociadas al Efecto Invernadero*. Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Zaragoza. Zaragoza, 2012.

پیوست

جریان فرآیندی PFD شبیه‌سازی شده با HYSYS سیکل بازیافت گازهای ارسالی به فلر پالایشگاه تهران



1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
	CONTRACTOR FUNCTION					POSITION SWITCH BREAK CONTACT				FUSE WITH THE SUPPLY SIDE INDICATED BY A THICK LINE			CABLES CHARACTERISTICS					
	CIRCUIT BREAKER FUNCTION				POSITION OR LIMIT SWITCH MECHANICALLY OPERATED IN BOTH DIRECTIONS					FUSE-SWITCH			CABLE TYPE				COLOR	SEC.
	DISCONNECTOR (ISOLATOR) FUNCTION				TEMPERATURE SENSITIVE MAKE CONTACT					MOTOR STARTER (GENERAL SYMBOL)			POWER CABLE				BLACK	2.5
	SWITCH-DISCONNECTOR (ISOLATING-SWITCH) FUNCTION				TEMPERATURE SENSITIVE SWITCH BREAK CONTACT					SOLENOID VALVE			AUXILIARY CABLE (A.C.) RED				RED	1.5
	AUTOMATIC RELEASE FUNCTION				CONTRACTOR (CONTACT OPEN IN THE UNOPERATED POSITION)					LAMP (GENERAL SYMBOL)			AUXILIARY CABLE (D.C.) BLUE				BLUE	1.5
	POSITION SWITCH – LIMIT SWITCH FUNCTION				CONTRACTOR WITH AUTOMATIC RELEASE					DIODE VALVE			FREE VOLTAGE CONTACT CABLE ORANGE				ORANGE	1.5
	SPRING RETURN FUNCTION				CIRCUIT BREAKER					HORN			SAFETY CONTACT CABLE				GREY	1.5
	MAKE CONTACT				DISCONNECTOR (ISOLATION)					CONTRACTOR WITH AUTOMATIC RELEASE AND FUSE OPERATED BY THERMAL ACTUATOR			GENERAL CHARACTERISTICS					
	BREAK CONTACT				SWITCH-DISCONNECTOR (ON-LOAD ISOLATING SWITCH)					FUSE-DISCONNECTOR (FUSE ISOLATOR)			DEGREE OF PROTECTION				IP 65 EXD IIB T3 +H2	
	CHANGE OVER BREAK BEFORE MAKE CONTACT				SWITCH DISCONNECTOR (ON-LOAD ISOLATING SWITCH) WITH BLOCKING DEVICE (MANUALLY-OPERATED)					FUSE-SWITCH-DISCONNECTOR (ON LOAD ISOLATING FUSE SWITCH)			PANEL TYPE				EJB 13 EJB3	
	MAKE CONTACT				CIRCUIT BREAKER WITH AUTOMATIC RELEASE					VOLTMETER			PANEL EXTERNAL DIMENSIONS					
	BREAK CONTACT (OF A MULTIPLE CONTACT ASSEMBLY)				SWITCH DISCONNECTOR WITH FUSE					REACTIVE CURRENT AMMETER			PANEL INTERNAL DIMENSIONS					
	BREAK CONTACT (OF A MULTIPLE CONTACT ASSEMBLY)				CIRCUIT BREAKER WITH AUTOMATIC RELEASE THERMAL AND ELECTROMAGNETIC OPERATION					DIFFERENTIAL VOLTMETER			PAINTING				EPOXYVINILIC	
	MAKE CONTACT DELAYED WHEN RECLOSING				OPERATING DEVICE (GENERAL SYMBOL)					THERMOMETER – PYROMETER			INSIDE COLOR				RAL2004	
	BREAK CONTACT DELAYED WHEN RECLOSING				RELAY COIL OF A SLOW-OPERATING RELAY					HOURL-METER			OUTSIDE COLOR				RAL7032	
	MANUALLY-OPERATED SWITCH (GENERAL SYMBOL)				RELAY COIL OF A SLOW-OPERATING RELAY					TRANSFORMER WITH TWO WINDINGS			POWER SUPPLY				220 V – 50 HZ.	
	PUSH-BUTTON SWITCH NON-LOCKING				ACTUATING DEVICE OF A THERMAL RELAY					WIRE TERMINAL WITH FUSE			POWER CONSUMPTION				0.6 KW	
	TURN-SWITCH (LOCKING)				FUSE (GENERAL SYMBOL)					WIRE TERMINAL			NAMEPLATE				STANDARD	
	LIMIT SWITCH MAKE CONTACT																	

THERMIO ENGINEERING
ADVANCED COMBUSTION SYSTEM

S. S.A.S.
Via Monte Seltio, 19
20133 MILANO – ITALY
P.N.I. +39 02 70 59215
P.N.S. +39 02 70 59422

This drawing is not allowed to be reproduced, copied or published without an authorized permission of THERMIO ENGINEERING according to the relevant laws

Dwg. N.

CF-F03-PILOTS

Plant Description

POULAN SAZAN FARAYAD -P-SF

Plant Location

THERAN RAFFINERY EXPANSION

File Name

CF-F03-170

Date

30-12-09

WIRING DIAGRAM –4. IGNITION PILOTS

PO No.

1006/06-09/COM-EPG-00

Job Order

CF-F03

Rev. N.

2

ELECTRICAL CONTROL PANEL

WIRING DIAGRAM

SHT. N.

2

FL. SHT.

3

150

نتایج خروجی نرم افزار EES

Component:		Methane		Chem. Ex.	
Reference:		Component:			
T	90	[C]	T	25	[C]
p	1	[bar]	p	1	[bar]
Phase	Gas		Phase	Gas	
Cp	2.400	[kJ/kg K]	Cp	2.222	[kJ/kg K]
H-H0	149.838	[kJ/kg]	H-H0	0.000	[kJ/kg]
S-S0	0.454	[kJ/kg K]	S-S0	0.000	[kJ/kg K]
			Ex	51853.858	[kJ/kg]
%H error	0.02		%H error	1.823	
%S error	0.043		%S error	0.28	
			%E error	21.217	

Component:		Ethane		Chem. Ex.	
Reference:		Component:			
T	90	[C]	T	25	[C]
p	1	[bar]	p	1	[bar]
Phase	Gas		Phase	Gas	
Cp	2.042	[kJ/kg K]	Cp	1.766	[kJ/kg K]
H-H0	123.867	[kJ/kg]	H-H0	0.000	[kJ/kg]
S-S0	0.389	[kJ/kg K]	S-S0	0.015	[kJ/kg K]
			Ex	49757.354	[kJ/kg]
%H error	0.775		%H error	0.11	
%S error	0.738		%S error	0	
			%E error	1.108	

Component:		Propane			Chem. Ex.
Reference:		Component:			
T	90	[C]	T	25	[C]
p	1	[bar]	p	1	[bar]
Phase	Liquid		Phase	Liquid	
Cp	0.000	[kJ/kg K]	Cp	0.000	[kJ/kg K]
H-H0	0.000	[kJ/kg]	H-H0	0.000	[kJ/kg]
S-S0	0.000	[kJ/kg K]	S-S0	0.000	[kJ/kg K]
			Ex	47192.851	[kJ/kg]
%H error	0.131		%H error	0.032	
%S error	0.165		%S error	0.001	
			%E error	0.000	

Component:			1-Butene			Chem. Ex.		
Reference:			Component:					
T	90	[C]	T	25	[C]			
p	1	[bar]	p	1	[bar]			
Phase	Gas		Phase	Gas				
Cp	1.790	[kJ/kg K]	Cp	1.527	[kJ/kg K]			
H-H0	107.713	[kJ/kg]	H-H0	0.000	[kJ/kg]			
S-S0	0.326	[kJ/kg K]	S-S0	0.000	[kJ/kg K]			
			Ex	47413.882	[kJ/kg]			
%H error	0.333		%H error	0				
%S error	2.695		%S error	0				
			%E error	0.000				

Component:		Hydrogen			Chem. Ex.
Reference:		Component:			
T	90	[C]	T	25	[C]
p	1	[bar]	p	1	[bar]
Phase	Gas		Phase	Gas	
Cp	14.442	[kJ/kg K]	Cp	14.306	[kJ/kg K]
H-H0	935.033	[kJ/kg]	H-H0	0.000	[kJ/kg]
S-S0	2.830	[kJ/kg K]	S-S0	-0.006	[kJ/kg K]
			Ex	117219.788	[kJ/kg]
%H error	0.002		%H error	0.247	
%S error	0.102		%S error	0	
			%E error	2.429	

Component:		Hydrogen sulfide			Chem. Ex.
Reference:		Component:			
T	90	[C]	T	25	[C]
p	1	[bar]	p	1	[bar]
Phase	Gas		Phase	Gas	
Cp	1.027	[kJ/kg K]	Cp	1.003	[kJ/kg K]
H-H0	65.931	[kJ/kg]	H-H0	0.000	[kJ/kg]
S-S0	0.198	[kJ/kg K]	S-S0	-0.002	[kJ/kg K]
			Ex	23832.979	[kJ/kg]
%H error	0.233		%H error	4.403	
%S error	0.299		%S error	0.005	
			%E error	43.462	

Abstract

The subject of flares in refineries is of paramount importance and in general may be approached in two aspects:

Firstly, the gases sent to the flare have considerable economic value. Therefore the importance of keeping the resources of fossil fuels rules the exergy flow of gas be utilized and recovered to useful energy. The second is the hazardous environmental effects of The combustion of these gases. That is why the management of flare gases is prove their importance not only through out the country but all over the world.

Iran, with a production rate of 1.28 million tons of oil per day and a 13.2 percent share of the world's total oil production after Nigeria nad Russia, is responsible for greenhouse gas emissions from flare, which is equivalent to 14 billion cubic meters of natural gas worth of 10 billion dollars. This would inturn shows the importance of the topic of recovery the flare gases.

The purpose of this research is to identify the composition and amount of flare gases in the Tehran refinery for recovery with using the data from the Tehran refinery and the possibility of replacing the compressor by the ejector in the recovery system. Initially, different methods for recovery will be introduced, then a technical-economic review of the recovery system will be considered, and the possibility of replacing the ejector with the compressor will be surveyed and then the best system for recovery of the flare gases in the Tehran Refinery will be provided.

Then, designing the related equipment according to the characteristics of the flares gases, such as pressure and flow rate, along with the programming and simulation of the flaring system with HYSYS software is pay attention.

In the review of the replacement of the compressor with the ejector after determining the amount of flow rate and the appropriate pressure for the recovery and separation of gases sent to the flare, it was identified in the process if the 4 ejector, which are installed in parallel with a capacity of 350 kg per hour, are similar performance to the compressor for recovery of gases will be to Tehran's Refinery. The Ejector system is better than in terms of initial investment and maintenance of the compressor system, but the amount of undesired compounds in recovered gases, such as H₂S, is greater in the Ejector system.

Keywords: Recovering Flare Gas, Theran Refinery, Ejector, Compressor



**Energy Institute For Higher Education
Faculty of Engineering
Department of Energy System Engineering – Energy Systems
Thesis For
Degree of Master of Science(M.Sc)**

Title:

**Feasibility Of Replacing The Compressor
By Ejector For Flare Gas Recovery in
Tehran Oil Refinery**

Supervisor:

Yousef Yassi (Ph.D)

Advisor:

Hassan Biglariyan (Ph.D)

By:

Mehrdad Taherkhani

August 2017