

شبیه‌سازی واحد بازیافت گازهای ارسالی به مشعل به کمک کمپرسورهای رینگ مایع و سانتریفیوژ

امین کاظمی بیدختی*، فاطمه نیستانی، محمود فرخی

گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی نفت و پتروشیمی، دانشگاه حکیم سبزواری، سبزوار، ایران

چکیده: بازیافت گازهای ارسالی به مشعل در واحدهای فراوری پالایشگاهی و پتروشیمی هم از نظر کاهش مشکل‌های زیست‌محیطی به علت رهاسازی آن‌ها به اتمسفر و هم از نظر ایجاد ارزش افزوده دارای اهمیت است. در این پژوهش، شبیه‌سازی واحد بازیافت گازهای ارسالی به مشعل شرکت پالایش نفت تبریز به کمک نرم‌افزار Aspen-HYSYS انجام شده است. شبیه‌سازی این فرایند در دو مدل با استفاده از کمپرسورهای رینگ مایع و سانتریفیوژ مورد بررسی قرار گرفت. نتیجه‌های به دست آمده از شبیه‌سازی واحد مذکور بیانگر برتری کمپرسور رینگ مایع از لحاظ کنترل دما در دو مرحله فرایند فشرده‌سازی نسبت به کمپرسور سانتریفیوژ می‌باشد. در فرایند جداسازی فازهای مایع و گاز، مدل دوم که در آن از کمپرسور سانتریفیوژ برای فرایند فشرده‌سازی استفاده شده است، با جداسازی ۱۶/۹ درصد نرمال هگزان بیش‌تر نسبت به مدل اول به عنوان هیدروکربن شاخص، عملکرد بهتری ارائه می‌کند. در فرایند شیرین‌سازی در واحد بازیافت گازهای ارسالی به مشعل هر دو مدل با جذب کامل H_2S و CO_2 موجود در خط، عملکرد یکسانی از خود نشان می‌دهند. همچنین دو مدل از نظر هزینه انرژی مصرفی در تجهیزات تقریباً شرایط یکسانی دارند. نتیجه‌های این پژوهش نشان‌دهنده قابلیت استفاده از کمپرسور سانتریفیوژ در صورت عدم دسترسی به کمپرسور رینگ مایع در این واحدها می‌باشد.

واژگان کلیدی: شبیه‌سازی، مشعل‌های گازی، واحد بازیافت، کمپرسور رینگ مایع، کمپرسور سانتریفیوژ

KEYWORDS: Simulation, Flare gases, Recovery unit, Liquid ring compressor, Centrifugal compressor

مقدمه

در بسیاری از عملیات صنعتی در مناطقی که تولید نفت دارند و سرمایه‌گذاری کافی در زیرساخت‌ها برای استفاده از گاز طبیعی انجام نمی‌شود، برای دفع گازهای از کنترل خارج شده، از سامانه مشعل استفاده می‌شود. دلایلی که گازها در معرض چنین فرایندی قرار می‌گیرند یا هدر رفت آن‌هاست و با ذخیره‌سازی و انتقال آن‌ها دشوار است. در صورت ایجاد فشار زیاد و غیر منتظره در داخل واحدها، برای محافظت از تجهیزات به کمک شیرهای کنترل فشار مقداری از گاز موجود در این تجهیزات، به خط مشعل رها شده

در عرصه رقابت جهانی و در راستای تولید بیش‌تر و هزینه کم‌تر تولید، صنایعی موفق خواهند بود که در این رقابت با پژوهش‌ها و مطالعه‌های بیش‌تر، موفق به یافتن راهکارهایی برای جلوگیری از اتلاف انرژی و جلوگیری از آلودگی محیط‌زیست شوند. صنایع نفت، گاز و پتروشیمی نیز که به عنوان یکی از مصرف‌کننده‌های بیش‌تر انرژی محسوب می‌شوند از این امر مستثنی نیستند. در اغلب فرایندهای مذکور یکی از ابزارهای کنترل فشار، شبکه رهاسازی گازهاست که در آخرین قسمت این شبکه، برج مشعل قرار دارد [۱-۳].

*Email: a.kazemi@hsu.ac.ir

*عهده‌دار مکاتبات

توربین گازی، توربین گازی ترکیبی، موتور احتراق داخلی رفت و برگشتی و پیل سوختی اکسید جامد/توربین گازی با استفاده از بازیابی گازهای مشعل به دست آمده از پالایشگاه‌های گازی و نفتی پرداختند. نتیجه‌های این مطالعه نشان می‌دهد که توان تولیدی به دست آمده از موتور احتراق داخلی رفت و برگشتی و پیل سوختی اکسید جامد به ترتیب بیش‌ترین و کم‌ترین برتری اقتصادی را دارد و همچنین موتور احتراق داخلی از نظر انتشار آلاینده‌ها به جو بهترین عملکرد را از خود نشان می‌دهد. آن‌ها دریافتند که علاوه بر شدت جریان گاز مشعل، میزان سولفید هیدروژن و هیدروژن موجود در گاز مشعل از عامل‌های تعیین کننده در اقتصادی بودن واحدهای بازیافت گازهای ارسالی به مشعل است.

فلاح و همکاران [۱۴] به بررسی تولید برق با بهره‌گیری از گاز همراه^۳ تولید شده توسط یک شرکت نفتی در تونس پرداختند. آن‌ها در این مطالعه نشان دادند که جلوگیری از انتشار گاز همراه به محیط، منجر به کاهش مشکل‌های زیست‌محیطی شده و همچنین برق تولیدی می‌تواند شرکت نفتی و گازی را از نظر برق مورد نیاز خودکفا کند. همچنین نتیجه‌های بررسی‌های انجام شده نشان می‌دهد که استفاده از گازهای همراه تولید شده توسط چاه‌های حفر شده در دریای^۴ از نظر اقتصادی مقرون به صرفه نیست.

در مطالعه‌ای دیگر، حاجی‌زاده و همکاران [۱۵] امکان‌پذیری سه روش برای بازیابی گازهای ارسالی به مشعل در یکی از پالایشگاه‌های بزرگ گاز ایران را بررسی نمودند. این روش‌ها عبارتند از: مایع‌سازی و تولید LPG^۵ با بهره‌گیری از گازهای مشعل به عنوان خوراک واحد LPG موجود و استفاده از یک واحد فشرده‌سازی سه مرحله‌ای برای متراکم کردن گازهای مشعل. ارزیابی اقتصادی این روش‌ها نشان داد که نرخ بازگشت سرمایه برای روش‌های مایع‌سازی و تولید LPG بیش‌تر از ۲۰۰ درصد بوده و بالاتر از روش فشرده‌سازی است.

بررسی بهره‌گیری از گازهای مشعل برای تزریق به چاه‌های نفت، تولید برق و تولید همزمان برق و گرما توسط موسوی و همکاران [۱۶] انجام شد. نتیجه‌های این مطالعه نشان داد که افزایش فشار گازهای مشعل و سپس تزریق آن به داخل چاه نفت به منظور ازدیاد برداشت نفت نسبت به دو مورد دیگر برتری اقتصادی و زیست‌محیطی بیش‌تری دارد.

و در مشعل‌ها سوزانده می‌شود [۴]. بنابراین وجود سامانه‌های دفع گازهای زائد، در این صنایع امری ضروری است. سامانه‌های مشعل با وجود حذف خطر انفجار ظروف تحت فشار در واحدهای مربوط و حفظ ایمنی کارکنان این واحدها چندان هم بی‌ضرر محسوب نمی‌شوند. مشعل‌ها باعث انتشار آلاینده‌های زیست‌محیطی مانند NO_x و SO_x و متصاعد کردن گازهای گلخانه‌ای همچون CO_2 و CO به محیط اطراف شده و سبب بروز مشکل‌ها زیست‌محیطی از جمله آلودگی هوا، باران‌های اسیدی، آلودگی صوتی و بوی نامطبوع می‌شود. سرانجام، این آلودگی‌ها منجر به بروز بیماری‌هایی در انسان و موجودها زنده می‌شود [۵،۶].

موضوع آلودگی محیط‌زیست برای سازمان‌های بین‌المللی حفاظت از محیط‌زیست بسیار مهم می‌باشد چرا که سبب صدور پیمان‌هایی نظیر مونترال و کیوتو در این زمینه شده است [۸،۷]. اهمیت این موضوع به اندازه‌ای است که در برخی از این پیمان‌های بین‌المللی در زمینه محیط‌زیست، عدم اجرای مفاد پیمان، منجر به تحریم یا جریمه کشورهای متخلف می‌شود [۹]. به همین دلیل صاحبان صنایع دارای مشعل در تلاش هستند تا مورد جریمه سازمان بین‌المللی حفاظت محیط‌زیست قرار نگرفته و علاوه بر این، از هدر رفت منابع طبیعی جلوگیری کنند. بخش چشمگیری از گازهای ارسالی به مشعل شامل ترکیب‌هایی نظیر متان، اتان، پروپان، برش‌های چهارکربنه و هیدروژن بوده که از نظر اقتصادی بسیار با ارزش هستند [۱۰].

از جمله راه‌کارهای پیشنهادی در این زمینه، جمع‌آوری و بازیافت گازهای ارسالی به مشعل^۱ صنایع دارای گازهای زائد است. از این رو پژوهش‌هایی در زمینه بازیافت گازهای مشعل انجام شده است. *ابومومن*^۲ و همکاران [۱۱] شبیه‌سازی و بهینه‌سازی واحد بازیافت گازهای ارسالی به مشعل در پالایشگاهی در نیجریه را انجام دادند. نتیجه‌های به دست آمده از پژوهش آن‌ها اقتصادی بودن این واحدها را نشان داد. در مطالعه‌ای دیگر، *عنایتی و تاجفی* [۱۲] به بررسی معیارهای طراحی و شبیه‌سازی دینامیکی سامانه بازیابی گاز مشعل پرداختند و با نشان دادن توانایی بازیافت گاز طبیعی، میعانات گازی و گازهای اسیدی در این واحدها، به اقتصادی و زیست‌محیطی بودن این سامانه‌ها اشاره کردند.

نژادفرد و خلیلی گرکانی [۱۳] به بررسی اقتصادی و زیست‌محیطی توان تولیدی به دست آمده از سامانه‌های چرخه‌ای

(۱) Flare Gas Recovery (FGR)

(۳) Associated gas

(۵) Liquefied Petroleum Gas

(۲) Evbournwan

(۴) Onshore wells

شایان و همکاران [۱۷] چهار روش شامل تولید بخار فشار بالا، تولید برق از روش توربین بخار، تولید همزمان برق و گرما و چرخه ترکیبی را با استفاده از گازهای مشعل مورد بررسی قرار دادند. آن‌ها از نرم‌افزار Aspen-HYSYS برای شبیه‌سازی این فرایندها استفاده کردند. بر اساس نتیجه‌های به دست آمده، برق تولیدی چرخه ترکیبی نسبت به دو روش دیگر تولید برق، بیش‌تر بوده و همراه با آلاینده‌گی زیست‌محیطی کم‌تر و ذخیره انرژی بیش‌تر می‌باشد. همچنین چرخه ترکیبی در میان چهار روش مورد بررسی دارای بیش‌ترین نرخ بازگشت سرمایه است.

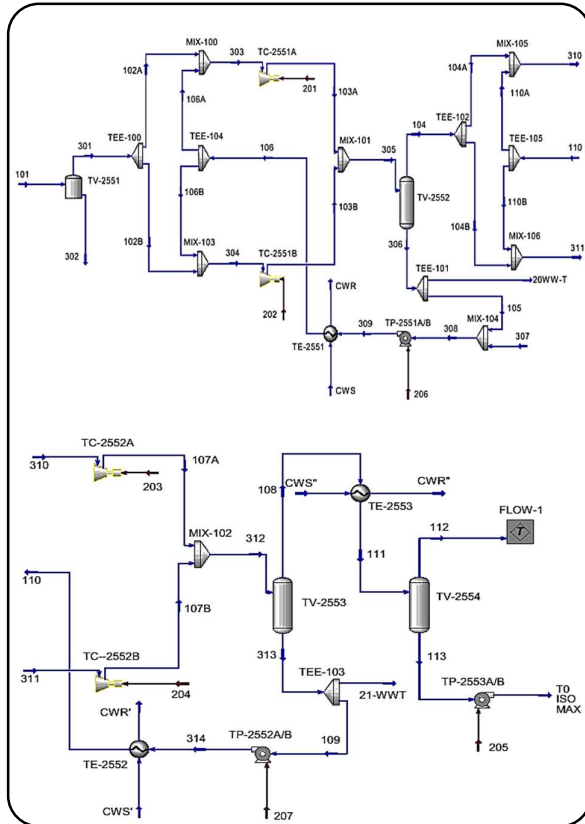
طراحی و شبیه‌سازی یک سامانه بازیافت گازهای مشعل با استفاده از کمپرسور رینگ مایع^۱ و یک محلول آمینی برای کاهش گازهای اسیدی توسط یزدانی و همکاران [۱۸] انجام شد. سه ساختار گوناگون شامل یک چیدمان ساده از کمپرسور بدون گردش محلول آمینی بین مرحله‌های تراکم، انجام فرایند تراکم همراه با گردش محلول آمینی بین مرحله‌های تراکم و اضافه کردن تبادل‌گرهای گرمایی برای خنک کردن آمین برگشتی در همه مرحله‌های تراکم، برای طراحی این سامانه مورد بررسی قرار گرفت. نتیجه‌های به دست آمده نشان داد که میزان مصرف آمین در روش سوم نسبت به دو روش دیگر به طور متوسط حدود ۵۵ درصد کم‌تر است ولی با توجه به وجود تبادل‌گرهای گرمایی در روش سوم، کل توان مورد نیاز نیز به طور متوسط حدود ۵۵ درصد بیش‌تر از دو روش دیگر است. ذوالفقاری و همکاران [۱۹] به بررسی استفاده از گازهای مشعل در فرایندهای تبدیل گاز به مایع، تولید برق به کمک توربین گازی و تبدیل گاز به اتیلن پرداختند و سه روش را از نقطه نظر اقتصادی با یکدیگر مقایسه کردند. آن‌ها از نرم‌افزار Aspen-HYSYS برای شبیه‌سازی فرایند استفاده کردند و نشان دادند که از میان روش‌های بررسی شده، تولید برق از گازهای مشعل اقتصادی‌ترین روش است. برای بازیافت گازهای ارسالی در شرکت‌های نفت و گاز و یا صناعی که دارای مشعل هستند یک واحد اختصاصی همانند دیگر واحدهای این مجتمع‌ها باید احداث شود. سامانه بازیابی گاز مشعل در بالادست شعله قرار دارد تا پیش از شعله‌ور شدن، کل گاز یا بخشی از آن بازیافت شود. گاز خروجی از مشعل دارای درجه گرما چشگیری است و می‌توان از گرمای آن برای مصرف گرمایشی در داخل کارخانه استفاده نمود. در برخی از برنامه‌های خاص ممکن است از گاز بازیافت شده به عنوان مواد اولیه یا فرآورده استفاده شود. در واحدهای فرایندی بازیافت گازهای ارسالی به مشعل باید میزان

جریان، ترکیب‌ها و منابع آن‌ها تعیین شود. هدف اصلی در این واحدها افزایش فشار می‌باشد تا بدین وسیله هیدروکربن‌های سنگین با ارزش به مایع تبدیل شوند و سپس گازهای سبک باقی‌مانده در خط، شیرین‌سازی شوند [۲۰، ۲۱]. افزایش فشار در واحدهای بازیافتی به دو روش گزارش شده است. روش اول استفاده از اجکتور (مکنده) و روش دوم استفاده از کمپرسور می‌باشد. روش اول نسبت به روش دوم کم‌تر مورد استفاده قرار می‌گیرد زیرا سامانه‌های اجکتور دارای اندازه‌ها بزرگی هستند و در نتیجه فضای فیزیکی زیادی را اشغال می‌کنند و علاوه بر این هزینه‌ی بیش‌تری نسبت به روش دیگری دارند [۲۲]. در روش دوم از کمپرسورهایی با کارایی‌های متفاوت استفاده می‌شود و این روش عموماً برای فشرده‌سازی گازها بسیار مرسوم است [۲۳]. کمپرسور مورد استفاده در این واحدها عموماً کمپرسور رینگ مایع بوده و تفاوت این کمپرسور با کمپرسور سانتریفیوژ در کنترل دما در هنگام فشرده‌سازی است. کمپرسورهای رینگ مایع از یک مایع (اغلب آب) برای ایجاد مکش به شکل حلقه بین انتهای بیرونی محفظه محرک و کمپرسور استفاده می‌کنند. نیروی گریز از مرکز مایع را به جدار بیرونی سوق داده و باعث ایجاد مکش می‌شود. این مایع همچنین برای ایمنی بیش‌تر قسمتی از گرما را از گاز بازیافت شده می‌گیرد تا کمپرسور خنک شود [۲۴].

در این پژوهش، یک مطالعه موردی بر روی شبیه‌سازی واحد گازهای ارسالی به مشعل شرکت پالایش نفت تبریز انجام شده است. این واحد شامل سه بخش فشرده‌سازی، جداسازی فازهای مایع و گاز و شیرین‌سازی گازهای بازیافتی می‌باشد. کمپرسورهای موجود در بخش فشرده‌سازی گاز این واحد از نوع رینگ مایع می‌باشد. شبیه‌سازی فرایند در دو حالت انجام شده است: در حالت اول، فرایند مورد نظر دقیقاً مشابه با نمودار جریانی فرایند (PFD)^۲، شبیه‌سازی شده است و در آن برای متراکم کردن گاز از کمپرسورهای رینگ مایع استفاده شده است و در حالت دوم در فرایند تراکم، کمپرسورهای سانتریفیوژ جایگزین کمپرسورهای رینگ مایع شده‌اند تا عملکرد آن‌ها از نظر تامین فشار، کنترل دما و ایمنی واحد بررسی شود. پس از شبیه‌سازی فرایند در دو حالت مذکور، نتیجه‌های به دست آمده از آن از نقطه نظر میزان انرژی مصرفی در تجهیزات موجود در دو مدل و هزینه‌های مرتبط با آن و عملکرد دو مدل در فرایندهای فشرده‌سازی، جداسازی فازهای مایع و گاز و شیرین‌سازی گازهای بازیافتی مقایسه شده است. لازم به ذکر است که فرایند فشرده‌سازی

(۲) Process Flow Diagram

(۱) Liquid Ring Compressor (LRC)



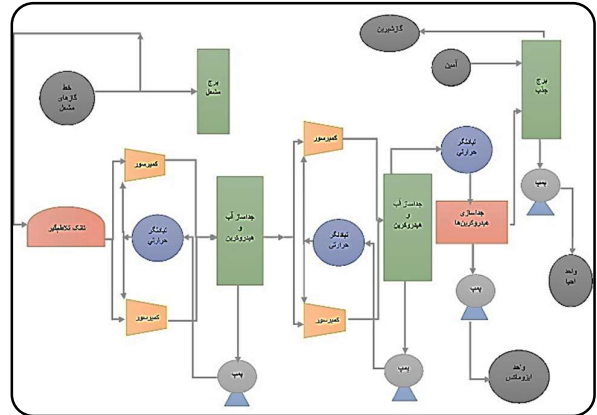
شکل ۲ - نمای کلی فرایند بر اساس مدل اول

داده‌های واحد بازیافت گازهای ارسالی به مشعل شرکت پالایش نفت تبریز است). همچنین اتلاف گرما و افت فشار در خطوط لوله، صفر در نظر گرفته شده است. راندمان کمپرسورها و پمپ‌ها ۷۵ درصد و از اتلاف گرما در تبادل‌گرهای گرمایی صرف نظر شده است. برای شبیه‌سازی فرایندهای فشرده‌سازی و جداسازی فازهای مایع و گاز از یکدیگر از معادله حالت Peng Robinson و برای شبیه‌سازی فرایند شیرین‌سازی از مدل Amine Package استفاده شده است. شکل ۱، یک نمای کلی از واحد بازیافت گازهای ارسالی به مشعل شرکت پالایش نفت تبریز را نشان می‌دهد.

شبیه‌سازی فرایند مدل اول

شرح فرایند بر اساس مدل اول به ترتیب زیر است:

در شکل ۲ که نمای کلی فرایند را بر اساس مدل اول نشان می‌دهد جریان شماره ۱۰۱، جریان خط گازهای ارسالی به برج مشعل بوده که به منظور بازیافت، به واحد FGR وارد می‌شود. این جریان پس از تلاطم‌گیری در مخزن TV-۲۵۵۱



شکل ۱ - یک نمای کلی از واحد بازیافت گازهای ارسالی به مشعل شرکت پالایش نفت تبریز

از نظر ایمنی در این واحد بسیار دارای اهمیت است بنابراین بیش‌ترین تمرکز شبیه‌سازی بر روی این فرایند می‌باشد.

شبیه‌سازی فرایند

در شبیه‌سازی فرایند سعی شده است که نمای کلی فرایند و جدول داده‌های مربوط به موازنه جرم و انرژی آن مشابه واحد فرایندی بازیافت گازهای ارسالی به مشعل شرکت نفت تبریز باشد. رسیدن به مقصود ذکر شده نیازمند استفاده از برخی فرضیات و فناوری‌ها است. دو مدل گوناگون برای فشرده‌سازی گاز در نظر گرفته شده است. در مدل اول کمپرسور رینگ مایع به همراه جریان سیکل برگشتی آب (مایع) ترکیب شونده با جریان خوراک، پیش از هر عمل فشرده‌سازی استفاده شده است و در مدل دوم کمپرسور سانتریفیوژ جایگزین کمپرسور رینگ مایع بدون سیکل جریان برگشتی آب شده است. در مدل دوم به دلیل عدم وجود آب مایع در ورودی کمپرسور و افزایش قابل دیده دمای گاز در طی عبور از کمپرسور، فرایند تراکم همانند مدل اول به صورت دو مرحله‌ای انجام شده است و به منظور نزدیک شدن فرایند تراکم به فرایند تراکم دما ثابت، بین مرحله‌ها گوناگون فشرده‌سازی خنک‌کننده قرار داده شده است. همچنین فرض شده است که افزایش دما در حین افزایش فشار در کمپرسورهای سانتریفیوژ سبب انفجار در جریان گازهای موجود در خط نمی‌شود.

فرضیات مشابه مورد استفاده در دو مدل از این قرار است: شرایط همواره پایدار، سیال خنک‌کننده در تبادل‌گرهای گرمایی آب بدون سختی با دمای ۳۳°C بوده و افت فشار در قسمت پوسته و لوله تبادل‌گرهای گرمایی ۰/۱ kPa می‌باشد (این فرضیات بر مبنای

جدول ۱ - ترکیب‌های موجود در خطوط اصلی فرایند بر مبنای مدل اول

شماره جریان								ترکیب‌ها (درصد مولی)
۱۱۶	۱۱۵	۱۴_Amine Unit	۱۱۳	۱۱۲	۱۰۸	۱۰۴	۱۰۱	
۰/۰۰	۳۵/۷۵	۰/۰۰	۰/۱۷	۳۴/۱۸	۳۱/۳۳	۳۰/۴۴	۳۱/۸۳	هیدروژن
۰/۰۰	۲۰/۸۶	۰/۰۰	۰/۶۱	۱۹/۹۵	۱۸/۳۳	۱۷/۸۰	۱۸/۶۲	متان
۰/۰۰	۷/۲۱	۰/۰۰	۱/۰۳	۶/۸۹	۶/۴۰	۶/۲۲	۶/۵۱	اتان
۰/۰۰	۱۱/۴۱	۰/۰۰	۵/۳۴	۱۰/۹۱	۱۰/۴۴	۱۰/۱۴	۱۰/۶۱	پروپان
۰/۰۰	۴/۷۸	۰/۰۰	۵/۲۶	۴/۵۷	۴/۶۳	۴/۴۹	۴/۷۰	ایزو بوتان
۰/۰۰	۷/۴۷	۰/۰۰	۱۱/۲۷	۷/۱۴	۷/۴۹	۷/۲۷	۷/۶۱	نرمال بوتان
۰/۰۰	۳/۵۲	۰/۰۰	۱۲/۴۹	۳/۳۷	۴/۱۳	۴/۰۲	۴/۲۰	ایزو پنتان
۰/۰۰	۲/۲۶	۰/۰۰	۱۰/۴۰	۲/۱۶	۲/۸۵	۲/۷۷	۲/۹۰	نرمال پنتان
۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	اکسیژن
۹۰/۷۱	۰/۸۰	۹۲/۸۰	۱۴/۳۴	۰/۹۸	۲/۱۰	۴/۶۶	۰/۲۰	آب
۰/۰۰	۲/۸۵	۰/۰۰	۳۸/۳۲	۲/۷۳	۵/۷۱	۵/۵۵	۵/۸۱	نرمال هگزان
۰/۰۰	۰/۱۱	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۱۰	۰/۰۹	۰/۰۹	۰/۱۰	کربن متو اکسید
۰/۰۰	۲/۹۱	۰/۰۰	۰/۰۲	۲/۷۹	۲/۵۶	۲/۴۸	۲/۶۰	نیتروژن
۰/۲۸	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۳	۰/۵۱	۰/۴۷	۰/۴۷	۰/۵۰	کربن دی اکسید
۲/۳۵	۰/۰۰	۰/۴۰	۰/۶۵	۳/۶۴	۳/۳۹	۳/۵۳	۳/۸۰	هیدروژن سولفید
۶/۶۳	۰/۰۰	۶/۸۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	مونو اتانول آمین

جدول ۲ - شرایط عملیاتی خطوط اصلی فرایند در مدل اول

شماره جریان	شدت جریان جرمی (kg/h)	فشار (bar)	دما (°C)	کسر بخار
۱۰۱	۲۰۴۶	۱/۰۳۳۹	۳۸/۰۰	۱/۰۰۰۰
۱۰۴	۲۱۰۰	۲/۵۰۳۹	۴۸/۸۰	۱/۰۰۰۰
۱۰۸	۲۰۶۰	۶/۸۹۷۲	۵۲/۸۱۹	۱/۰۰۰۰
۱۱۱	۲۰۶۰	۶/۸۹۵۲	۳۸/۰۰	۰/۹۱۶۱
۱۱۲	۱۶۸۲	۶/۸۹۵۲	۳۸/۰۰	۱/۰۰۰۰
۱۱۳	۳۷۷/۷۶	۶/۸۹۵۲	۳۸/۰۰	۰/۰۰۰۰
۱۱۵	۱۵۸۶	۶/۶۴۳۳	۳۴/۹۷۳	۰/۹۸۶۷
۱۱۶	۲۵۱۲	۶/۶۴۶۲	۵۲/۹۱۵	۰/۰۰۰۰
۱۴-Amine Unit	۲۴۱۶	۶/۸۹۷۲	۳۵/۰۰	۰/۰۰۰۰

جریان‌های ۱۰۳A/B خروجی از کمپرسورها در میکسر ۱۰۱ با هم ترکیب شده و سپس وارد جداکننده دو فاز می‌شوند. زیرا ترکیب سیکل برگشتی آب با جریان گاز سبب ایجاد جریان دو فاز در خط اصلی فرایند شده و بنابراین نیاز به جداسازی دارد تا به نحوی جریان آب اضافه شده ۱۰۶A/B از جریان گاز جدا و وارد سیکل برگشتی مرحله اول شود. وجود سیکل‌های برگشتی آب به منظور جلوگیری از افزایش قابل دیده دما طی فرایند فشرده‌سازی و خالی نشدن کمپرسور رینگ مایع از یک مقدار معین آب است. آب مایع جدا شده از جریان گاز در جدا کننده ۲۵۵۲-TV ابتدا وارد تقسیم کننده ۱۰۱ می‌شود تا جریان‌هایی با نسبت ۰/۰۰۴ و ۰/۹۹۶ را ایجاد نماید. جریان با نسبت ۰/۰۰۴ برای سختی‌گیری آب از سیکل گردشی خارج شده و جریان مایع با نسبت ۰/۹۹۶ با جریان جبرانی (خط ۳۰۷)، در میکسر ۱۰۴ ترکیب می‌شود و سپس وارد پمپ TP-۲۵۵۱A/B شده و فشار آن از ۲/۵bar به ۴/۲bar افزایش می‌یابد و در تبادل گر گرمایی پوسته و لوله TE-۲۵۵۱ جریان مایع به دمای ۴۸°C سرد می‌شود و پس از تقسیم شدن در تقسیم کننده ۱۰۴ به دو جریان مساوی ۱۰۶A/B، با جریان‌های ۱۰۲A/B این مرحله ترکیب می‌شود. نتیجه‌های به‌دست آمده از شبیه‌سازی فرایند در جداول ۱ و ۲ آورده شده است. لازم به ذکر است که داده‌های به‌دست آمده از شبیه‌سازی

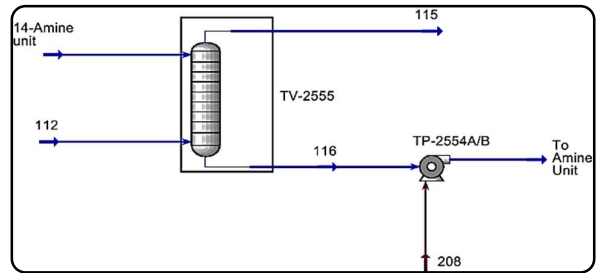
در تقسیم کننده ۱۰۰ به دو جریان مساوی تقسیم شده و سپس با جریان آب مایع برگشتی از مرحله اول فشرده‌سازی پس از خروجی تقسیم کننده ۱۰۴ ترکیب می‌شود تا جریان برگشتی آب به جریان اصلی اضافه شود. جریان‌ها پس از ترکیب شدن در میکسر ۱۰۰ و ۱۰۳ وارد کمپرسورهای رینگ موازی TC-۲۵۵۱A/B مرحله اول فشرده‌سازی شده و از فشار ۱/۰۳bar به فشار ۲/۵bar فشرده می‌شوند. وجود دو خط موازی فشرده‌سازی به دلیل شدت جریان زیاد گاز است.

شکل مایع و گازهای سبک می‌باشد، در جداکننده TV-۲۵۵۴ به روش فیزیکی از هم جدا می‌شوند. جریان هیدروکربن‌های سنگین در خط ۱۱۳ برای تولید بنزین مرغوب، توسط پمپ TP-۲۵۵۳A/B به واحد ایزوماکس شرکت پالایش نفت تبریز فرستاده می‌شود.

جریان گازهای سبک ترش باقی‌مانده نیز در خط ۱۱۲ برای شیرین‌سازی وارد برج TV-۲۵۵۵ شده تا با محلول مونو اتانول آمین (ME-Amine) شیرین‌سازی شود. شکل ۳، نمایی کلی از فرایند شیرین‌سازی را نمایش می‌دهد. در این فرایند جریان گاز ترش در خط ۱۱۲ از پایین برج و محلول آمین با ترکیب ۸ درصد مولی مونو اتانول آمین و ۹۲ درصد مولی آب از بالا، وارد برج جذب شده و در اثر انتقال جرم بین دو فاز گاز و مایع، فرایند شیرین‌سازی انجام می‌شود. گاز شیرین از روش خط ۱۱۵ به عنوان سوخت پالایشگاه مصرف شده و محلول آمین پس از اشباع شدن از روش خط ۱۱۶ به واحد احیا فرستاده می‌شود. در این پژوهش، با توجه به تنوع ترکیب‌ها و وجود مواد غیر قطبی و مواد قطبی مثل مونو اتانول آمین در فرایند، امکان انتخاب تنها یک مدل ترمودینامیکی برای شبیه‌سازی کل قسمت‌های فرایند (فشرده سازی، جداسازی فازهای گاز و مایع و شیرین سازی) وجود نداشت. به همین دلیل فرایند شیرین‌سازی به صورت کامل از فرایند اصلی جدا در نظر گرفته شد و شبیه‌سازی آن به صورت Template و با استفاده از مدل ترمودینامیکی Amine Package انجام شد (این مدل ترمودینامیکی مختص شبیه‌سازی واحدهای شیرین‌سازی گاز طبیعی با محلول‌های آمینی است). سایر فرایندهای موجود در واحد بازیابی گازهای ارسالی به مشعل (فشرده‌سازی و جداسازی فازهای مایع و گاز از یکدیگر)، با استفاده از معادله حالت Peng-Robinson که در گستره وسیعی از دما و فشار برای بسیاری از سامانه‌های هیدروکربنی قابل استفاده است، شبیه‌سازی شد.

شبیه‌سازی فرایند مدل دوم

شکل ۴، نمایی کلی از فرایند مورد نظر را بر مبنای مدل دوم نمایش می‌دهد. در این مدل، کمپرسورهای رینگ مایع با کمپرسورهای سانتریفیوژ جایگزین شده و جریان آب مایع در ورودی کمپرسورها وجود ندارد. همچنین برای جلوگیری از افزایش دمای قابل توجه گاز در طی فرایند تراکم، این فرایند به صورت دو مرحله‌ای انجام شده و بین مرحله‌ها تراکم از خنک‌کننده^۱ استفاده شده است. ترکیب‌های جریان‌های موجود در فرایند به همراه شرایط عملیاتی



شکل ۳ - نمایی کلی از فرایند شیرین‌سازی

از نظر دما، فشار و شدت جریان جرمی مطابق با داده‌های واقعی بوده و بیش‌ترین خطای موجود در ترکیب مواد جریان‌ها ۴/۳۵ درصد است. جریان گاز خروجی از جداکننده دو فازی مرحله اول نیز در تقسیم‌کننده ۱۰۲ به دو قسمت مساوی (۱۰۴A/B) تقسیم شده و سپس با جریان برگشتی آب مایع مرحله دوم در میکسرهای ۱۰۵ و ۱۰۶ ترکیب می‌شود. سپس وارد کمپرسورهای رینگ TC-۲۵۵۲A/B موزی مرحله دوم می‌شود. به این ترتیب فشار جریان از ۲/۵bar به ۶/۸bar می‌رسد. جریان‌های خروجی از کمپرسورهای مرحله دوم (۱۰۷A/B) با هم در میکسر ۱۰۲ ترکیب شده و سپس وارد جداکننده دو فازی TV-۲۵۵۳ می‌شوند تا جریان‌های آب ۱۱۰A/B اضافه شده، از خط اصلی جدا و وارد سیکل برگشتی مرحله دوم گردند. وجود کمپرسورهای سری به دلیل جلوگیری از فشار به کمپرسور در هنگام فشرده‌سازی است زیرا فرایند فشرده‌سازی از فشار ۱/۰۳bar به ۶/۸bar در یک مرحله، سبب آسیب دیدن کمپرسور و افزایش انرژی مصرفی آن می‌شود. جریان مایع ۳۱۳ همانند مرحله اول در تقسیم‌کننده ۱۰۳ با نسبت ۰/۰۳ به منظور سختی‌گیری از خط جدا می‌شود و مابقی جریان (خط ۱۰۹) نیز با نسبت ۰/۹۹۷ به پمپ TP-۲۵۵۲A/B فرستاده می‌شود تا فشار جریان مایع از ۶/۸bar به ۸/۶bar افزایش یابد و سپس جریان در تبادله گر گرمایی پوسته و لوله TE-۲۵۵۲ تا ۴۸°C سرد می‌شود. سرانجام آب مایع در تقسیم‌کننده ۱۰۵ به دو جریان مساوی ۱۱۰A/B تقسیم و به عنوان جریان برگشتی مرحله‌ی دوم با خوراک‌های ۱۰۴A/B این مرحله ترکیب می‌شود. در انتها جریان گاز موجود در خط ۱۰۸ پس از جداکننده مرحله دوم وارد قسمت پسین فرایند می‌شود. جریان ابتدا در این قسمت وارد تبادله گر پوسته و لوله TE-۲۵۵۳ شده تا به دمای ۳۸°C سرد شود. سردسازی سبب دو فازی (مایع و گاز) شدن جریان هیدروکربن‌های موجود در خط می‌شود. جریان دو فازی که عموماً شامل هیدروکربن‌های سنگین به

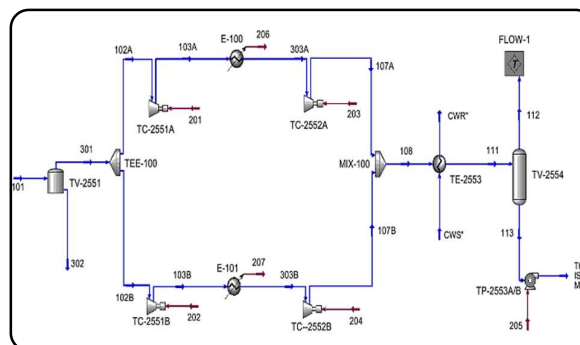
(۱) Inter Cooler

جدول ۳ - ترکیب‌های موجود در خطوط اصلی فرایند بر مبنای مدل دوم

شماره جریان							ترکیب‌ها (درصد مولی)
۱۱۶	۱۱۵	۱۴-Amine Unit	۱۱۳	۱۱۲	۱۰۸	۱۰۱	
۰/۰۰	۳۵/۷۷	۰/۰۰	۰/۲۰	۳۴/۳۴	۳۱/۸۳	۳۱/۸۳	هیدروژن
۰/۰۰	۲۰/۸۷	۰/۰۰	۰/۷۲	۲۰/۰۴	۱۸/۶۱	۱۸/۶۲	متان
۰/۰۰	۷/۲۱	۰/۰۰	۱/۲۱	۶/۹۲	۶/۵۰	۶/۵۱	اتان
۰/۰۰	۱۱/۴۱	۰/۰۰	۶/۲۶	۱۰/۹۵	۱۰/۶۱	۱۰/۶۱	پروپان
۰/۰۰	۴/۷۸	۰/۰۰	۶/۱۶	۴/۵۸	۴/۷۰	۴/۷۰	ایزو بوتان
۰/۰۰	۷/۴۶	۰/۰۰	۱۳/۱۹	۷/۱۶	۷/۶۰	۷/۶۱	نرمال بوتان
۰/۰۰	۳/۵۲	۰/۰۰	۱۴/۵۹	۳/۳۷	۴/۲۰	۴/۲۰	ایزو پنتان
۰/۰۰	۲/۲۶	۰/۰۰	۱۲/۱۳	۲/۱۶	۲/۹۰	۲/۹۰	نرمال پنتان
۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	اکسیژن
۹۰/۴۸	۰/۸۰	۹۲/۸۰	۰/۰۱	۰/۲۱	۰/۲۰	۰/۲۰	آب
۰/۰۰	۲/۸۳	۰/۰۰	۴۴/۵۸	۲/۷۲	۵/۸۰	۵/۸۱	نرمال هگزان
۰/۰۰	۰/۱۱	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۱۰	۰/۱۰	۰/۱۰	کربن منو اکسید
۰/۰۰	۲/۹۲	۰/۰۰	۰/۰۳	۲/۸۰	۲/۶۰	۲/۶۰	نیتروژن
۰/۲۸	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۴	۰/۵۳	۰/۵۰	۰/۵۰	کربن دی اکسید
۲/۵۶	۰/۰۰	۰/۴۰	۰/۸۳	۴/۰۳	۳/۸۰	۳/۸۰	هیدروژن سولفید
۶/۶۵	۰/۰۰	۶/۸۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	مونو اتانول آمین

جدول ۴ - شرایط عملیاتی خطوط اصلی فرایند در مدل دوم

شماره جریان	شدت جریان جرمی (kg/h)	فشار (bar)	دما (°C)	کسر بخار
۱۰۱	۲۰۴۶	۱/۰۳۲۹	۳۸/۰۰	۱/۰۰۰۰
۱۰۸	۲۰۴۶	۶/۸۹۷۲	۱۱۰/۰۶	۱/۰۰۰۰
۱۱۱	۲۰۴۶	۶/۸۹۷۱	۳۸/۰۰	۰/۹۲۶۳
۱۱۲	۱۶۷۹	۶/۸۹۷۱	۳۸/۰۰	۱/۰۰۰۰
۱۱۳	۳۶۵/۶۶	۶/۸۹۷۱	۳۸/۰۰	۰/۰۰۰۰
۱۱۵	۱۵۸۳	۶/۶۴۲۳	۳۵/۰۲	۰/۹۸۷۴
۱۱۶	۲۵۱۱	۶/۶۴۶۲	۵۲/۲۲	۰/۰۰۰۰
۱۴-Amine unit	۲۴۱۶	۶/۸۹۷۲	۳۵/۰۰	۰/۰۰۰۰



شکل ۴ - نمای کلی فرایند بر مبنای مدل دوم

آن‌ها در جداول ۳ و ۴ آورده شده است. تشریح فرایند به این صورت است: جریان گاز ارسالی به خط مشعل پس از عبور از مخزن تالطم‌گیر TV-۲۵۵۱ در تقسیم‌کننده ۱۰۰ به دو قسمت مساوی تقسیم شده و به کمپرسورهای سانتریفیوژ TC-۲۵۵۱A/B موازی تزریق می‌شود. در مرحله اول فشرده‌سازی، فشار جریان گاز از ۱/۰۳bar به ۲/۵bar رسیده و با این میزان افزایش فشار، دمای گاز به ۸۴/۴°C افزایش می‌یابد. سپس جریان گاز در خنک‌کننده‌های E-۱۰۱ و E-۱۰۰ سرد شده و تا دمای ۴۹/۸°C خنک می‌شود. در مرحله دوم فشرده‌سازی نیز جریان گاز وارد کمپرسورهای سانتریفیوژ TC-۲۵۵۲A/B موازی شده و فشار گاز از ۲/۵bar به ۶/۸bar

افزایش می‌یابد. سپس جریان گازهای ۱۰۷A/B خروجی از کمپرسورهای مرحله دوم در میکسر ۱۰۰ با هم ترکیب و وارد مرحله‌های پسین فرایند (جداسازی گاز و مایع و شیرین‌سازی) می‌شوند. مرحله‌های جداسازی و شیرین‌سازی جریان ۱۰۸ همانند مدل اول می‌باشد.

نتیجه‌ها و بحث

فرایند فشرده‌سازی

فشرده‌سازی گازهای خط مشعل از ۱/۰۳bar به ۶/۸bar به منظور تسهیل فرایندهای جداسازی و شیرین‌سازی انجام می‌شود

فرایند جداسازی مایع و گاز

همان‌گونه که ذکر شد یکی از اهداف واحدهای FGR، جداسازی هیدروکربن‌های سنگین از سبک به منظور تولید بنزین، LPG و سوخت پالایشگاه است. بدین ترتیب هیدروکربن‌های با ارزش بازیافت شده و از آلودگی محیط‌زیست جلوگیری می‌شود. جداسازی مواد هیدروکربنی با توجه به ویژگی مواد به روش‌های گوناگون شیمیایی و فیزیکی انجام می‌شود. روش‌های تقطیر و استخراج معمولاً نسبت به دیگر روش‌ها کاربردتر هستند. در این پژوهش برای جداسازی هیدروکربن‌های سنگین از سبک از روش تنظیم نقطه شبنم استفاده می‌شود. بدین منظور ابتدا جریان گاز در تبادله گر گرمایی پوسته و لوله TE-۲۵۵۳ تا دمای 38°C خنک شده و چون هیدروکربن‌های سنگین پتانسیل مایع شدن بیش‌تری دارند با کاهش دما تا حدودی میعان یافته و سپس در جداکننده TV-۲۵۵۴ از هیدروکربن‌های سبک جدا می‌شوند. لازم به ذکر است که هر چه مقدار آب در خط جریان اصلی کم‌تر باشد به جداسازی بیش‌تر هیدروکربن‌های سنگین کمک می‌کند زیرا بیش‌تر انرژی در غیاب آب صرف میعان هیدروکربن‌های سنگین می‌شود.

شکل ۵ ترکیب درصد مواد موجود در خط ۱۱۳ (جریان مایع خروجی از جداکننده مایع و گاز) را بر اساس دو مدل مورد نظر نشان می‌دهد. همان‌گونه که در این شکل مشخص است میزان جداسازی هیدروکربن‌ها علی‌الخصوص هیدروکربن‌های سنگین در مدل دوم نسبت به مدل اول بهتر است. علت این امر آن است که در مدل اول به دلیل وجود کمپرسورهای رینگ و نیاز آن‌ها به جریان سیکل‌های برگشتی آب مایع، آب به مقدار ۲ درصد پس از عبور از دو ظرف جداکننده TV-۲۵۵۲ و TV-۲۵۵۳ در خط اصلی (۱۰۸) باقی می‌ماند. این موضوع سبب می‌شود که در فرایند سرد کردن به منظور جداسازی فازهای مایع و گاز از یکدیگر، انرژی بیش‌تر صرف میعان آب شود. در حالی که در مدل دوم چون از کمپرسور سانتریفیوژ استفاده شده است، آب موجود در خط، همان مقدار آب خط مشعل است که حدود ۰/۲ درصد بوده و تأثیر چندانی بر فرایند جداسازی نمی‌گذارد. این بررسی نشان می‌دهد که مدل دوم با جداسازی هیدروکربن‌های سنگین بیش‌تر نسبت به مدل اول، در زمینه جداسازی فازهای مایع و گاز از یکدیگر بهتر عمل می‌کند.

فرایند شیرین‌سازی

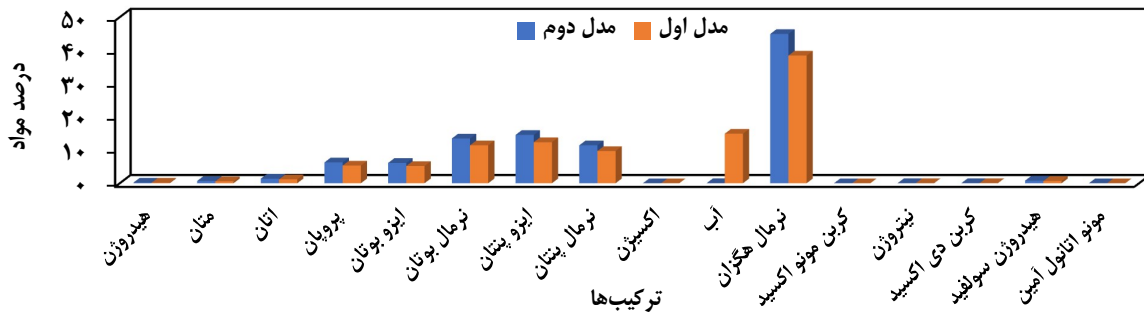
گاز سبک جدا شده از هیدروکربن‌های سنگین به عنوان سوخت پالایشگاه مورد استفاده قرار می‌گیرد ولی به دلیل بالا بودن

زیرا جداسازی مواد هیدروکربنی سنگین از سبک گازی در واحد مورد مطالعه به روش تنظیم نقطه شبنم (میعان) می‌باشد. میعان مواد هیدروکربنی را می‌توان به روش‌های سردسازی، فشرده‌سازی و یا هر دو انجام داد که عموماً به کارگیری هر دو روش با هم پرکاربردتر است. در این مطالعه چون سیال خنک‌کننده مورد استفاده در واحد، آب با دمای 33°C می‌باشد، برای دستیابی به جداسازی مدنظر با بالا بردن فشار از $1/03\text{bar}$ به $6/8\text{bar}$ و میعان بیش‌تر هیدروکربن‌ها می‌توان به این هدف رسید.

نکته قابل توجه دیگر در فرایند فشرده‌سازی، نوع گازهای موجود در خط مشعل می‌باشد. این خط دارای گازهای سبکی مانند متان و اتان بوده که افزایش قابل دیده دمای گاز، احتمال انفجار در واحد عملیاتی را افزایش می‌دهد. بنابراین در فرایند فشرده‌سازی کنترل دمای گاز موجود در خط بسیار ضروری است.

دو مدل شبیه‌سازی شده از نظر کنترل دمای گاز هنگام فشرده‌سازی در طی دو مرحله، در این قسمت با یکدیگر مقایسه شده‌اند. افزایش فشار در مدل اول طی دو مرحله فشرده‌سازی منجر به افزایش دمای گاز شده ولی این افزایش دما قابل دیده نیست. در این مدل دمای گاز در مرحله اول فشرده‌سازی ($1/03\text{bar}$ به $2/5\text{bar}$) از 38°C به $48/8^{\circ}\text{C}$ و در مرحله دوم فشرده‌سازی ($2/5\text{bar}$ به $6/8\text{bar}$) از $48/8^{\circ}\text{C}$ به $52/82^{\circ}\text{C}$ می‌رسد که سرانجام دمای گاز به منظور جداسازی هیدروکربن‌های سنگین از سبک در تبادله گر گرمایی پوسته و لوله TE-۲۵۵۳ به 38°C خنک می‌شود. در مدل دوم، افزایش فشار در طی دو مرحله فشرده‌سازی منجر به افزایش دمای چشم‌گیر گاز شده است به گونه‌ای که پس از فشرده‌سازی مرحله اول، دمای گاز از 38°C به $89/9^{\circ}\text{C}$ افزایش می‌یابد و به منظور ایمنی واحد (جلوگیری از انفجار و آسیب دیدن کمپرسورها در حین فشرده‌سازی)، ابتدا دمای گاز تا $49/8^{\circ}\text{C}$ در خنک‌کننده‌های موازی E-۱۰۰ و E-۱۰۱ کاهش یافته و سپس فشرده‌سازی مرحله دوم صورت می‌گیرد. در مرحله دوم فرایند فشرده‌سازی، دمای گاز از $49/8^{\circ}\text{C}$ به $110/9^{\circ}\text{C}$ افزایش یافته و سپس این دما در تبادله گر گرمایی پوسته و لوله TE-۲۵۵۳ به 38°C کاهش می‌یابد.

این مقایسه نشان‌دهنده عملکرد مناسب کمپرسور رینگ مایع در کنترل دمای فرایند فشرده‌سازی نسبت به کمپرسور سانتریفیوژ است. در واقع این کمپرسورها با دارا بودن آب در محور مرکزی خود هم از اصطکاک گاز با دیواره کمپرسور جلوگیری کرده و هم به علت تماس آب با گاز در حال فشرده شدن، باعث انتقال گرما بین آن‌ها شده و دمایی که در اثر فشرده‌سازی بالا می‌رود را به مقدار چشمگیری کاهش می‌دهند.



شکل ۵ - ترکیب درصد مواد موجود در خط ۱۱۳ در دو مدل گوناگون

• مقدار انرژی مبادله شده در تبادل گرهای گرمایی پوسته و لوله در مدل دوم نسبت به مدل اول $51/72 \text{ kW}$ کمتر می‌باشد. زیرا همان طور که ذکر شد در مدل اول به دلیل وجود سیکل های برگشتی آب مایع، وجود یک تبادل گر گرمایی پوسته و لوله در هر سیکل به منظور سردسازی لازم می‌باشد و این موضوع سبب افزایش انرژی گرمایی مبادله شده در تبادل گرهای گرمایی مدل اول نسبت به مدل دوم شده است.

با فرض آن که هزینه پایه تراکم $0/1 \text{ \$/kWh}$ و هزینه پایه سرمایه‌ش $0/5 \text{ \$/kWh}$ باشد (این اطلاعات از یک مثال موجود در راهنمای نرم‌افزار Aspen-HYSYS استخراج شده است)، می‌توان هزینه‌های انرژی مصرفی در تجهیزات موجود در دو مدل را به صورت زیر محاسبه نمود:

$$(T.C)_{compression} = (B.C)_{compression}(\dot{W}_{pumps} + \dot{W}_{compressors}) \times 24 \times 365 \quad (1)$$

$$(T.C)_{cooling} = (B.C)_{cooling}(\dot{Q}_{coolers} + \dot{Q}_{heat exchangers}) \times 24 \times 365 \quad (2)$$

در معادله‌های فوق، $(T.C)_{compression}$ و $(T.C)_{cooling}$ به ترتیب کل هزینه تراکم و کل هزینه سرمایه‌ش بر حسب دلار در سال بوده و $(B.C)_{compression}$ هزینه پایه تراکم و $(B.C)_{cooling}$ هزینه پایه سرمایه‌ش بر حسب دلار بر کیلووات ساعت است. همچنین \dot{W}_{pumps} و $\dot{W}_{compressors}$ به ترتیب نشان‌دهنده مجموع توان مصرفی پمپ‌ها و کمپرسورها بر حسب کیلووات بوده و $\dot{Q}_{coolers}$ و $\dot{Q}_{heat exchangers}$ به ترتیب مجموع توان گرمایی خنک‌کننده‌ها و تبادل گرهای گرمایی پوسته و لوله را بر حسب کیلووات نشان می‌دهد.

جدول ۵، مقدارهای توان تجهیزات موجود در دو مدل و مجموع هزینه‌های انرژی مصرفی آن‌ها را نشان می‌دهد.

با توجه به مقدارهای به‌دست آمده در جدول ۵، مجموع کل هزینه‌های انرژی مصرفی در تجهیزات موجود در مدل اول و دوم

ناخالصی‌هایی همچون CO_2 و H_2S با نسبت‌های مولی $0/04$ و $0/0054$ در این گاز، به طور مستقیم قابل بهره‌وری نمی‌باشد. به همین دلیل نیاز است که در امتداد فرایندهای فشرده‌سازی و جداسازی، گاز تحت فرایند شیرین‌سازی قرار گیرد. با توجه به این که فرایند جذب در محلول‌های مایع در فشارهای بالا بهتر صورت می‌گیرد، در واحد مورد مطالعه، فرایند فشرده‌سازی با افزایش فشار گاز از $1/03 \text{ bar}$ به $6/8 \text{ bar}$ فرایند جذب را تسهیل می‌نماید. در طی فرایند شیرین‌سازی با استفاده از محلول ME-Amine، ناخالصی‌ها در هر دو مدل به طور یکسان جذب و از خط ۱۱۵ حذف شده‌اند.

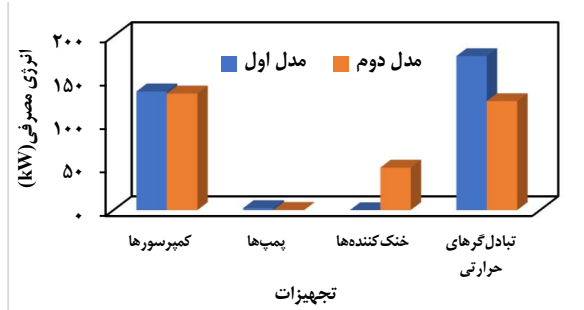
مقایسه دو مدل از نظر مصرف انرژی و هزینه‌های مرتبط با آن

در این بخش، دو مدل از نظر مصرف انرژی در تجهیزات گوناگون و هزینه‌های مرتبط با آن با یکدیگر مقایسه شده‌اند. شکل ۶ مقدار کل انرژی مصرفی در تجهیزات موجود در دو مدل گوناگون را نمایش می‌دهد. با توجه به این شکل می‌توان به موارد زیر اشاره کرد:

• کل انرژی مصرفی در کمپرسورهای مدل دوم نسبت به مدل اول به مقدار $2/42 \text{ kW}$ کمتر می‌باشد. در مدل اول به دلیل وجود سیکل برگشتی آب مایع، شدت جریان عبوری از کمپرسورها بیش‌تر بوده و همین امر موجب بیش‌تر شدن توان مصرفی کمپرسورها می‌شود.

• کل انرژی مصرفی در پمپ‌های مدل دوم، $1/972 \text{ kW}$ کمتر از مدل اول است. علت این امر وجود پمپ‌های TP-2551A/B و TP-2552A/B در مدل اول برای به گردش درآوردن آب مایع در سیکل‌های برگشتی آب است.

• مجموع توان سرمایه‌ش خنک‌کننده‌های میانی ($E-100$ و $E-101$) در مدل دوم $48/83 \text{ kW}$ است. در مدل اول به دلیل استفاده از کمپرسور رینگ مایع و جریان برگشتی آب، دما در طی فرایند تراکم کمتر افزایش می‌یابد و در نتیجه به خنک‌کننده‌های بین مرحله‌ها فشرده‌سازی نیازی نیست.



شکل ۶ - کل انرژی مصرفی تجهیزات بر حسب kW در دو مدل گوناگون

در دو مدل به دلیل استفاده از کمپرسور سانتریفیوژ به جای کمپرسور رینگ و جریان برگشتی آب مایع سرد متصل به آن است. بنابراین مدل اول از نظر کنترل دما در حین فرایند فشرده‌سازی، مطلوب‌تر از مدل دوم عمل می‌کند. در مرحله جداسازی هیدروکربن‌های سبک و سنگین از یکدیگر مدل دوم با جداسازی هیدروکربن‌های سنگین بیش‌تر، نسبت به مدل اول عملکرد بهتری ارائه می‌کند و در مرحله شیرین‌سازی، دو مدل با جذب کامل H_2S و CO_2 عملکرد مشابهی ارائه می‌نمایند.

با توجه به کاهش تجهیزات مورد نیاز در مدل دوم نسبت به مدل اول و با در نظر گرفتن هزینه انرژی مصرفی تقریباً برابر، به نظر می‌رسد که مدل دوم اقتصادی‌تر از مدل اول باشد. نتیجه اصلی به‌دست آمده از این پژوهش آن است که در مرحله فشرده‌سازی فرایند بازیابی گازهای ارسالی به مشعل، در صورت عدم دسترسی به کمپرسورهای رینگ همراه با سیکل برگشتی آب مایع امکان بهره‌گیری از کمپرسورهای سانتریفیوژ وجود دارد و عملکرد نسبتاً مطلوبی را می‌توان با این جایگزینی مشاهده نمود.

تشکر و قدردانی

بدین وسیله از کلیه کارکنان شرکت پالایش نفت تبریز از جمله رئیس پژوهش و توسعه، کارشناس آموزش، کارشناس طراحی و مهندس واحد FGR که ما را در به پایان رساندن این پروژه یاری نمودند، نهایت تشکر و قدردانی را داریم.

تاریخ دریافت: ۱۳۹۹/۱۲/۲۹؛ تاریخ پذیرش: ۱۴۰۰/۰۳/۱۰

جدول ۵ - مقایسه دو مدل از نظر مصرف انرژی و هزینه‌های مرتبط با آن

مدل دوم		مدل اول	
توان (kW)	نام دستگاه	توان (kW)	نام دستگاه
۳۰/۶۵	کمپرسور TC-۲۵۵۱A	۳۲	کمپرسور TC-۲۵۵۱A
۳۰/۶۵	کمپرسور TC-۲۵۵۱B	۳۲	کمپرسور TC-۲۵۵۱B
۳۶/۳۴	کمپرسور TC-۲۵۵۲A	۳۶/۲	کمپرسور TC-۲۵۵۲A
۳۶/۳۴	کمپرسور TC-۲۵۵۲B	۳۶/۲	کمپرسور TC-۲۵۵۲B
۱۲۵/۰۳	تبادل گر TE-۲۵۵۳	۱۵/۶۱۶	تبادل گر TE-۲۵۵۱
۰/۰۶۲۵	پمپ TP-۲۵۵۳	۹۸/۰۸	تبادل گر TE-۲۵۵۲
۰/۲۸۵۰	پمپ TP-۲۵۵۴	۶۳/۳۴	تبادل گر TE-۲۵۵۳
۲۴/۴۲	خنک کننده E-۱۰۰	۱/۰۱۲	پمپ TP-۲۵۵۱
۲۴/۴۲	خنک کننده E-۱۰۱	۰/۹۵۷۹	پمپ TP-۲۵۵۲
—	—	۰/۰۶۶۶	پمپ TP-۲۵۵۳
—	—	۰/۲۸۶۲	پمپ TP-۲۵۵۴
۸۸۰۵۰۰	مجموع هزینه‌های عملیاتی (\$/yr)	۸۹۶۹۰۰	مجموع هزینه‌های عملیاتی (\$/yr)

به ترتیب ۸۹۶۹۰۰ و ۸۸۰۵۰۰ دلار در سال می‌باشد. بنابراین مجموع هزینه‌های انرژی مصرفی در مدل اول حدود ۲ درصد بیش‌تر از مدل دوم بوده که تفاوت معناداری بین آن‌ها وجود ندارد و می‌توان دو مدل را از این منظر یکسان فرض نمود.

نتیجه‌گیری

در این مطالعه شبیه‌سازی فرایند بازیابی گازهای ارسالی به مشعل شرکت پالایش نفت تبریز انجام شد. این فرایند شامل سه مرحله فشرده‌سازی، جداسازی مایع و گاز از یکدیگر و شیرین‌سازی گاز است. دو مدل گوناگون برای مرحله فشرده‌سازی این فرایند در نظر گرفته شد. مدل اول دقیقاً مطابق با تجهیزات فعلی موجود در واحد FGR شرکت پالایش نفت تبریز بوده و در مدل دوم نوع کمپرسورهای مورد استفاده در این فرایند تغییر کرده است. نتیجه‌های به‌دست آمده از این مطالعه نشان داد که در مرحله اول فشرده‌سازی، در مدل اول دمای گاز به مقدار $10^{\circ}C$ و در مدل دوم به مقدار $51/9^{\circ}C$ افزایش می‌یابد. در مرحله دوم فشرده‌سازی، مقدار افزایش دمای گاز در مدل اول و دوم به ترتیب $4/0^{\circ}C$ و $61/1^{\circ}C$ می‌باشد. این تفاوت در افزایش دمای گاز

مراجع

- [1] Comodi G., Renzi M., Rossi M., Energy Efficiency Improvement in Oil Refineries through Flare Gas Recovery Technique to Meet the Emission Trading Targets, *Energy*, **109**: 1-12 (2016).

- [2] Moradzadeh M., Ashrafi K., Shafiepour Motlagh M., [A Reactivity Based Emission Inventory for the South Pars and its Implication for Ozone Pollution Control](#), *Iran. J. Chem. Chem. Eng. (IJCCE)*, **39(3)**: 189-202 (2020).
- [3] Beydokhti A.K., [Surface Modification of Carbon Nanotube Nanofluids for Higher Thermal Efficacy of Plate and Shell and Tube Heat Exchangers](#), *Iran. J. Chem. Chem. Eng.*, **37(4)**: 1-14 (2018).
- [4] Saheel Ismail O., Ezaina Umukoro G., [Modelling Combustion Reactions for Gas Flaring and its Resulting Emissions](#), *J. Kin. Sau. Uni-Eng. Sci.*, **28(2)**: 130-140 (2016).
- [5] Ite A.E., Ibok U.J., [Gas Flaring and Venting Associated with Petroleum Exploration and Production in the Nigeria's Niger Delta](#), *American. J. Env. Pro.*, **1(4)**: 70-77 (2013).
- [6] Hajilary N., Rezakazemi M., Shahi A., [CO₂ Emission Reduction by Zero Flaring Startup in Gas Refinery](#), *Mat. Sci. Energy Tech.*, **3**: 218-224 (2020).
- [7] Ramiah V., Gregoriou G.N., ["Handbook of Environmental and Sustainable Finance"](#), *Academic Press*, 3-23 (2016).
- [8] Brewer T.L., [The WTO and The Kyoto Protocol: Interaction Issues](#), *Climate Policy*, **4(1)**: 3-12 (2004).
- [9] Barrett S., [Climate Treaties and the Imperative of Enforcement](#), *Oxf. Rev. Eco. Pol.*, **24(2)**: 239-258 (2008).
- [10] Zadakbar O., Vatani A., Karimpour K., [Flare Gas Recovery in Oil and Gas Refineries](#), *Oil. Gas. Sci. Technology- Revue de l'IFP*, **63(6)**: 705-711 (2008).
- [11] Evbuomwan B.O., Aimikhe V., Daton J.Y., [Simulation and Evaluation of a Flare Gas Recovery Unit for Refineries](#), *Euro. J. Adv. Engg. Tech.*, **5(10)**: 775-781 (2018).
- [12] Enayati Sangsaraki M., Anajafi E., ["Design Criteria and Simulation of Flare Gas Recovery System"](#), *Proceedings of the International Conference on Chemical, Food and Environment Engineering (ICCFEE'15), Dubai, UAE*, 35-39 (2015).
- [13] Nezhadfarid M., Khalili-Garakani A., [Power Generation as a Useful Option for Flare Gas Recovery: Enviro-Economic Evaluation of Different Scenarios](#), *Energy*, **204**: 117940 (2020).
- [14] Fallah T., Belghaieb J., Hajji N., [Analysis and Simulation of Flare Gas Recovery in Oil and Gas Producing Company](#), *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, 1-7 (2019).
- [15] Hajizadeh A., Mohamadi M.B., Azin R., Osfouri S., Heydari I., [Technical and Economic Evaluation of Flare Gas Recovery in a Giant Gas Refinery](#), *Chem. Eng. Re. Des.*, **131**: 506-519 (2018).
- [16] Mousavi S.M., Lari K., Salehi G., Torabi M.A., [Technical, Economic, and Environmental Assessment of Flare Gas Recovery System: a Case Study](#), *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, 1-13 (2020).

- [17] Shayan M., Pirouzfard V., Sakhaeinia H., [Technological and Economical Analysis of Flare Recovery Methods, and Comparison of Different Steam and Power Generation Systems](#), *J. of Th. Ana. and Calo*, **139(4)**: 2399-2411 (2020).
- [18] Yazdani E., Asadi J., Hosseinzadeh Y.D., Kazempoor P., [Flare Gas Recovery by Liquid Ring Compressors-System Design and Simulation](#), *J. of Nat. Gas Sci. and Eng*, **84**: 1-11 (2020).
- [19] Zolfaghari M., Pirouzfard V., Sakhaeinia H., [Technical Characterization and Economic Evaluation of Recovery of Flare Gas in Various Gas-Processing Plants](#), *Energy*, **124**: 481-491 (2017).
- [20] Rezaei E.B., Gord M.F., Arjomand A., Jannatabadi M., Ahmadi M.H., Yan W.M., [Thermo-Economical Evaluation of Producing Liquefied Natural Gas and Natural Gas Liquids from Flare Gases](#), *Energies*, **11**: 1-17 (2018).
- [۲۱] اویسی س.، چراغی ا.، [بهینه‌سازی لوله گردابه‌ای برای بازیابی میعانات از گاز ارسالی به فلر، نشریه شیمی و مهندسی شیمی ایران، \(۲\) ۴۰: ۲۵۹ تا ۲۶۹ \(۱۴۰۰\)](#).
- [22] Hu D., Zhao Y., Wu T., Li Z., Yu Y., Wang J., [The Complete Performance Map of Gas Wave Ejector and Analysis on the Variation Laws and Limitation of Performance](#), *J. Eng. Gas Turbines Power*, **142(2)**: 1-14 (2020).
- [23] Wu H., Huang H., Zhang B., Xiong B., Lin K., [CFD Simulation and Experimental Study of Working Process of Screw Refrigeration Compressor with R134a](#), *Energies*, **12(11)**: 1-14 (2019).
- [24] Zhang R., Guo G., [Experimental Study on Gas-Liquid Transient Flow in Liquid-Ring Vacuum Pump and its Hydraulic Excitation](#), *Vacuum*, **171**: 1-8 (2020).