

طراحی فرایند خالص سازی گاز احتراقی نیروگاهی برای تزریق به میدان نفی جهت ازدیاد برداشت نفت و ذخیره سازی کربن

اسدالله هوشمند (۱)، مهدی زینلی حسنونند (*۲)، مهدی طیب نژاد عزیز (۳)

(۱) دانشکده مهندسی شیمی دانشگاه تهران،

(۲) پژوهشگاه صنعت نفت،

(۳) دانشکده مهندسی نفت دانشگاه امیرکبیر

* نویسنده عهده دار مکاتبات : 881006.put@gmail.com

چکیده

میزان نیاز میادین نفی کشور به گاز طبیعی جهت ازدیاد برداشت روزانه بیش از ۱۱۰ میلیون متر مکعب است. به دلیل ناترازی شدید کشور در گاز طبیعی، تامین این گاز توسط شرکت های ملی نفت و گاز با چالش جدی روبرو است. گزینه جایگزین پیشروی کشور، استفاده از گازهای غیرهیدروکربنی مانند نیتروژن، دی اکسید کربن و گاز احتراق است. گاز احتراق به دلیل قیمت پایین و در دسترس بودن گزینه جذاب تری است. در مطالعات گذشته اهمیت جایگزینی گاز طبیعی و جنبه های عملکردی و اقتصادی آن از نگاه مهندسی مخزن و افزایش ضریب برداشت بررسی شد.

چالش اصلی استفاده از گازهای دودکش نیروگاهی برای ازدیاد برداشت و تزریق به میادین، وجود مقادیر بالای بخار آب و غلظت متوسط اکسیژن در برخی فرایندهای احتراقی ناکامل است که سبب خوردگی و کاهش ایمنی تاسیسات می شود. در ادامه تحقیقات پیشین هدف از این مطالعه، طراحی واحد خالص سازی گاز احتراقی نیروگاهی به منظور جداسازی بخار آب و تعریف فرایندهای احتراق کامل جهت تزریق به چاه است.

در این مطالعه از روش سردسازی و تراکم چند مرحله ای به همراه استفاده از جاذب برای تبدیل به گاز خروجی از دودکش نیروگاهی به گاز استاندارد سازگار با مخزن استفاده شده است. با این رویکرد تجهیزات مختلف برای اجرای این عملیات مطالعه و عملکرد و هزینه هریک از این تجهیزات تا فشرده سازی و خالص سازی و انتقال جریان گاز ارزیابی و محاسبه شده است. همچنین به منظور آنالیز حساسیت هزینه ها و برق مصرفی، واحد عملیاتی در چهار دبی مختلف بررسی و با یکدیگر مقایسه شده است. در نهایت هزینه تمام شده جمع آوری، خالص سازی و انتقال گاز احتراق به ازای چهار دبی ۱، ۴، ۸ و ۲۰ میلیون متر مکعب در روز محاسبه شده است. نتایج نشان می دهد هزینه تمام شده خالص سازی گاز به ازای هر مترمکعب کمتر از ۳ سنت است که نسبت ارزش و قیمت گاز طبیعی اقتصادی تر است.

واژه های کلیدی: طراحی پایه، خالص سازی گاز احتراق، نیروگاه بخار، ازدیاد برداشت نفت، جذب و ذخیره سازی

کربن دی اکسید، مقیاس پذیری

۱. مقدمه

بخش عمده‌ای از نفت جهان از میدان‌های بالغ^۱ استخراج می‌شود. افزایش بازیافت از منابع بالغ که در مراحل پایانی تولید قرار دارند، یک چالش اساسی برای شرکت‌های نفتی و دولت‌های تولیدکننده است. همچنین، کاهش مستمر نرخ جایگزینی ذخایر تولید شده با اکتشافات جدید در دهه‌های اخیر، اهمیت افزایش ضریب برداشت از این میدان‌ها را دوچندان کرده است. این موضوع برای تأمین تقاضای فزاینده انرژی در آینده است [۱]. ازدیاد برداشت به روش تزریق گاز به طور گسترده در مخازن نفتی مورداستفاده قرار می‌گیرد. در میان روش‌های ازدیاد برداشت روش تزریق گاز بیشترین استفاده را دارد.

در منابع علمی، تزریق گاز احتراق به عنوان یک روش امیدوارکننده مطرح شده است که با بهره‌گیری از محصولات جانبی فرایندهای احتراق، کارایی استخراج نفت و بهره‌وری انرژی را بهبود می‌بخشد. این روش با کاهش گرانشی نفت، افزایش فشار مخزن و بهبود عملکرد جابه‌جایی نفت، تأثیرات قابل توجهی در افزایش ضریب بازیافت داشته است. به‌ویژه، ترکیبات اصلی گاز دودکش، مانند دی‌اکسیدکربن و نیتروژن نقش مهمی در تسهیل حرکت نفت در مخازن ایفا می‌کنند. گاز کربن‌دی‌اکسید موجود در گاز دودکش با کاهش گرانشی نفت خام و ایجاد جریان فوم‌مانند در اثر امتزاج با نفت، بهره‌وری جابه‌جایی نفت را افزایش می‌دهد [۲].

علاوه بر جنبه‌های فنی، تزریق گاز دودکش مزایای زیست‌محیطی قابل توجهی نیز دارد. این روش از گازهای زائد صنعتی که به طور معمول به اتمسفر منتشر می‌شوند، استفاده کرده و با ادغام فناوری جذب و ذخیره کربن، به کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای کمک می‌کند. همچنین، این فناوری باعث افزایش تولید نفت نیز می‌شود و از این نظر، اهداف اقتصادی و زیست‌محیطی را به طور هم‌زمان تحقق می‌بخشد [۳].

از منظر اقتصادی، تزریق گاز دودکش به دلیل هزینه پایین آن نسبت به جایگزین‌هایی مانند گاز طبیعی یا دی‌اکسیدکربن خالص، گزینه‌ای مقرون‌به‌صرفه برای بازیافت پیشرفته نفت محسوب می‌شود [۴]. این ویژگی، به همراه امکان استفاده از زیرساخت‌های موجود صنعتی، جذابیت این روش را برای شرکت‌های نفتی دوچندان کرده است. این موضوع بطور مفصل در مطالعه قبلی نویسندگان بررسی شده است [۵].

در استفاده از گاز خروجی از دودکش صنایع سه موضوع حذف ذرات جامد، پایین بودن غلظت اکسیژن و حذف بخار آب، از چالش‌ها مهم برای تزریق به میادین محسوب می‌شود. به منظور کاهش ریسک واکنش اکسیژن و هیدروکربن در چاه و مخزن یک حداقل غلظت اکسیژن تعریف شده است که ریسک انفجار درجا را از بین می‌برد. این مقدار براساس تست استاندارد (ASTM) E2931 برابر با ۱۲ درصد است که تحت فشار و دمای بالا تا ۸٪ نیز قابل کاهش است^۲. بخار آب موجود در گاز دودکش می‌تواند مشکلات عملیاتی متعددی از جمله خوردگی، کاهش

¹ Mature Fields

² https://en.wikipedia.org/wiki/Limiting_oxygen_concentration

کارایی فرایندهای پایین دستی و پیچیدگی در سیستم‌های حذف آلاینده‌ها ایجاد کند؛ بنابراین، حذف مؤثر بخار آب به منظور بهینه‌سازی فرایند تصفیه گاز دودکش و رعایت استانداردهای زیست‌محیطی ضروری است، به طور مثال، میعان بخار آب می‌تواند منجر به تشکیل اسیدهای خورنده، مانند اسیدکربنیک شود که این اسید به تجهیزات و زیرساخت‌ها آسیب می‌رساند. این موضوع نه تنها هزینه‌های خطوط انتقال و نگهداری را افزایش می‌دهد، بلکه باعث توقف‌های غیرمنتظره و پیچیدگی بیشتر در عملیات می‌شود [۴]. بنابراین، استراتژی‌های مؤثر برای حذف آب، به منظور کاهش این خطرات و افزایش دوام تجهیزات ضروری است.

هدف اصلی در این پژوهش، طراحی فرایندی خالص‌سازی است که گاز حاصل از احتراق نیروگاهی را به استاندارد مناسب برای تزریق به میدان برساند. از طرفی این فرایند جداسازی آب از جریان گاز بعد از خالص‌سازی و انتقال لازم است از نظر اقتصادی مقرون به صرفه باشد. موضوع دیگری که در این مطالعه بررسی شده است، انتخاب منابع از گاز احتراق است که درصد پایبندی از اکسیژن را داشته باشند. برخی فرایندهای نیروگاهی یا صنعتی از احتراق ناقص برای تولید حرارت کنترل شده استفاده می‌کند که این امر سبب می‌شود اکسیژن خروجی در گاز دودکش دارای درصدهای بالاتر از ۱۰ درصد باشد. وجود این میزان اکسیژن به دلیل فشار و دمای بالای مخزن امکان انفجار خواهد داشت لذا بهتر است در انتخاب گاز احتراق فرایندهای نیروگاهی یا صنعتی انتخاب شود که میزان اکسیژن کمتری در گاز خروجی داشته باشند.

۲. منابع انتشار گاز احتراق و انتخاب منبع مناسب

گاز احتراق حاصل از ترکیب یک سوخت فسیلی با هوا است که در اثر واکنش اکسیژن موجود در هوا با کربن موجود در سوخت، واکنش سوختن اتفاق افتاده و تولید حرارت می‌کند. بسته به نوع سوخت استفاده شده (زغال‌سنگ، سوخت مایع، گاز) ترکیب و میزان گاز احتراق تولیدی متفاوت خواهد شد. وجود ترکیبات گوگرددار در سوخت، احتراق ناکامل و دمای بالای احتراق سبب ایجاد ناخالصی‌ها و آلاینده‌هایی مانند SOx و NOx در گاز خروجی می‌شود. علاوه بر این به دلیل سوختن ناقص، ترکیب اکسیژن، بخار آب و دی‌اکسیدکربن موجود در خروجی دودکش می‌تواند متفاوت باشد. به عنوان مثال سه مدل نیروگاه حرارتی سیکل ساده یا بخار، نیروگاه‌های سیکل ترکیبی و نیروگاه سیکل باز یا گازی با بازیابی حرارتی نسبت‌های مختلفی از هوا و سوخت را با هم ترکیب می‌کند.

در نیروگاه‌های بخار، با انجام احتراق کامل حداکثر انرژی تولیدی از فرایند احتراق صرف تبدیل آب به بخار آب می‌شود و انرژی حرارتی از طریق برخورد بخار آب گرم به پره‌های توربین ژنراتور به انرژی الکتریکی تبدیل می‌شود. به دلیل احتراق حداکثر غلظت اکسیژن در خروجی نیروگاه‌های بخار کمتر از ۵ درصد و غلظت دی‌اکسید کربن بیش از ۸ درصد است. در نیروگاه‌های سیکل ترکیبی از جریان گاز احتراقی خروجی به همراه توربین بخار هر دو برای تولید انرژی استفاده می‌شود. در نیروگاه‌های سیکل باز از مخلوط جریان اضافی هوا و احتراق برای ایجاد جریان چندبرابر گاز در توربین‌های گازی استفاده می‌شود. درصد اکسیژن در این نوع نیروگاه‌ها بین ۱۲ تا ۱۶ درصد (به دلیل

۳ تا ۴ برابر حجم هوای اضافی) است در حالی که میزان اکسیژن در گاز احتراق خروجی از نیروگاه‌های حرارتی بخار کمتر از ۵ درصد است. راندمان تبدیل انرژی حرارتی به الکتریکی در نیروگاهی بخار بین ۲۵ تا ۳۵ درصد است و راندمان نیروگاه‌های گازی بین ۳۵ تا ۴۵ درصد.

همین وضعیت در کوره‌های صنایع فولادی، سیمانی و پتروشیمی وجود دارد. گاز خروجی کوره‌های^۱ بلند فولادی دارای ۲۰ تا ۲۵ درصد دی‌اکسیدکربن و ۵۰ تا ۵۵ درصد نیتروژن هستند. این گاز محصول فرایند تبدیل مخلوط سنگ معدن آهن و کک به فلز آهن است. در کارخانه‌های سیمان به دلیل تولید دی‌اکسیدکربن در بخشی از فرایند تبدیل آهک به سیمان غلظت مولی گاز خروجی شامل ۷.۵ درصد اکسیژن، ۱۸ درصد بخار آب، ۱۸ درصد دی‌اکسیدکربن و ۵۶ درصد نیتروژن است. در واحدهای پتروشیمی نیز ترکیب گاز خروجی بنا به نوع واحد فرایندی متفاوت است.

برای طراحی فرایند خالص‌سازی گاز احتراق به دلیل نیاز بالای این واحدها به برق برای استفاده در کمپرسورها و همچنین غلظت پایین اکسیژن به دلیل کاهش ریسک انفجار در فشار و دمای بالا، استفاده از گاز خروجی نیروگاه‌های بخار، کارخانه‌های فولاد و کارخانه‌های سیمان توصیه می‌شود. در این تحقیق گاز خروجی از یک نیروگاه بخار با ترکیب موجود در جدول ۱ انتخاب شده است.

جدول ۱: اطلاعات گاز خروجی دودکش نیروگاه بخار

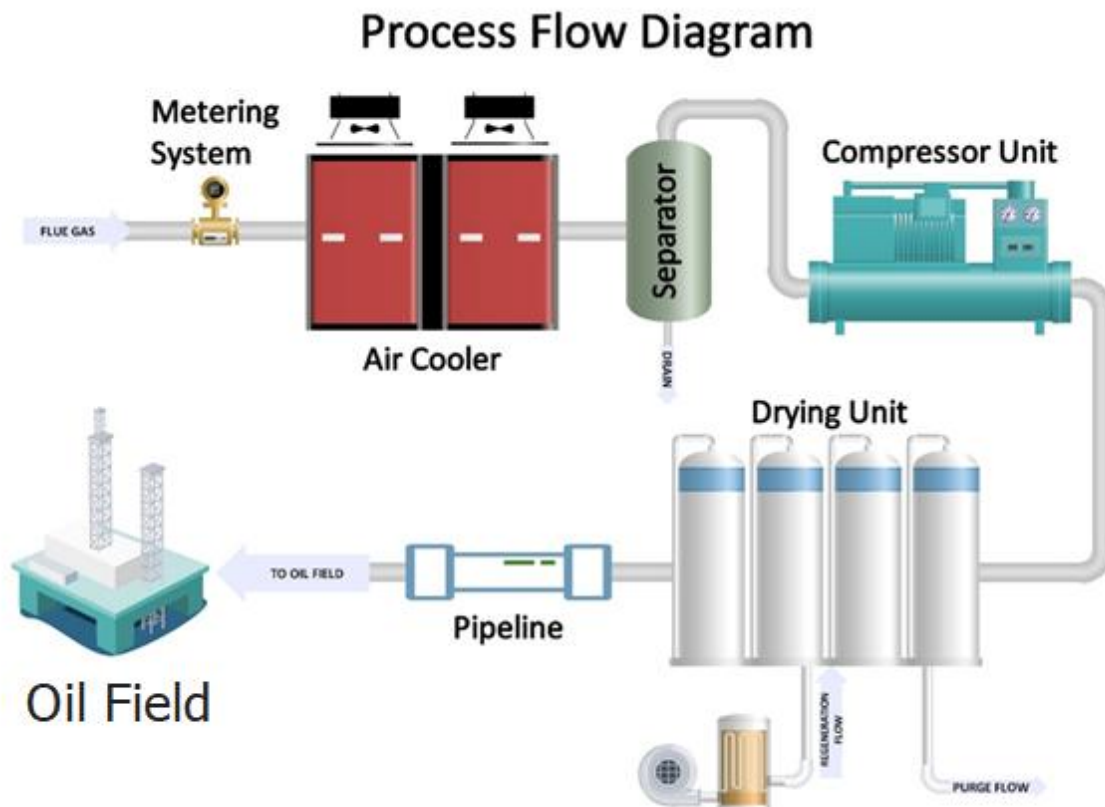
| پارامتر | مقدار در خوراک |
|--------------------|----------------|
| فشار (bar) | 1.3 |
| دما (°C) | 80 |
| دبی (MMSCMD) | 1 |
| درصد آب | 17.3 |
| درصد کربن دی‌اکسید | 9.7 |
| درصد نیتروژن | 69 |
| درصد اکسیژن | 4 |

در واقع در این پژوهش خوراک موردنظر جهت انتقال و تزریق به چاه از گاز احتراقی نیروگاه حرارتی بخار با خوراک گاز طبیعی تأمین می‌شود. این گاز معمولاً در دمای بالای ۸۰ °C و فشار حدوداً ۱.۳ bar در محل ورود به واحد خالص‌سازی تأمین می‌شود.

^۱ Blast furnace gas

۳. فرایند خالص‌سازی و آب‌زدایی از گاز احتراق

جداسازی آب از گاز احتراق مشابه فرایند آب‌زدایی به‌منظور جداسازی و ذخیره گاز دی‌اکسیدکربن است. در زنجیره کامل جذب و ذخیره‌سازی دی‌اکسیدکربن^۱، مرحله آب‌زدایی^۲، اگرچه از نظر حجم عملیاتی بخشی کوچک به نظر می‌رسد، اما نقشی اساسی در حفظ یکپارچگی و کارایی کل سیستم ایفا می‌کند [۱۰-۶]. برای خالص‌سازی و انتقال گاز احتراق، فرایند ارائه شده در شکل ۱، پیشنهاد می‌گردد. در ادامه به‌تفصیل هر واحد شرح داده خواهد شد.



شکل ۱: شماتیک فرایند پیشنهادی خالص‌سازی گاز احتراقی

۳-۱ سیستم اندازه‌گیری

در ابتدا یک سیستم اندازه‌گیری^۳ برای واحد تعبیه شده است. این سیستم نقش کلیدی در مدیریت دقیق جریان گاز ورودی به واحد را دارد. این سیستم‌ها وظیفه دارند تا میزان جریان، ترکیب شیمیایی و کیفیت گاز ورودی را با دقت بالا اندازه‌گیری کنند. وجود این سیستم برای اطمینان از مطابقت گاز ورودی با نیازهای فرایندی و استانداردهای فنی

¹ Carbon Capture and Storage

² Dehydration

³ Metering System

ضروری است. همچنین، داده‌های دقیق حاصل از این سیستم پایه‌ای برای محاسبات اقتصادی، پایش فرایند و مدیریت بهره‌وری واحد فراهم می‌کند.

از دیدگاه عملیاتی، سیستم اندازه‌گیری امکان کنترل بهینه فرایند را فراهم می‌کند. این سیستم با ارائه اطلاعات دقیق درباره دبی گاز و ترکیب آن، امکان تنظیم دقیق پارامترهای عملیاتی و جلوگیری از هدررفت منابع را مهیا می‌سازد. همچنین، نظارت مستمر بر کیفیت گاز ورودی باعث کاهش آسیب‌های احتمالی به تجهیزات حساس واحد می‌شود. به‌عنوان مثال، شناسایی به‌موقع تغییرات ترکیب گاز می‌تواند از وقوع مشکلات جدی در عملکرد واحد جلوگیری کند.

۲-۳ خنک‌کننده هوایی

خنک‌کننده هوایی^۱، یکی از تجهیزات اساسی در فرایندهای صنعتی، به‌ویژه در واحدهای پتروشیمی، پالایشگاهی و صنایع گازی است. این تجهیز نقش مهمی در مدیریت حرارتی جریان گاز ورودی ایفا می‌کند و به کاهش دما و بهبود عملکرد تجهیزات پایین‌دستی کمک می‌کند. گاز ورودی به خنک‌کننده هوایی به‌منظور کاهش دما وارد این واحد می‌شود. کاهش دمای گاز علاوه بر بهینه‌سازی مصرف انرژی، باعث می‌شود بخشی از بخار آب موجود در گاز متراکم شده و به فاز مایع تبدیل شود. این فرایند، به‌طور مستقیم توان مصرفی واحد فشرده‌سازی را کاهش داده و از ایجاد مشکلات ناشی از وجود بخار آب در سیستم‌های پایین‌دستی جلوگیری می‌کند.

یکی از دلایل اصلی انتخاب خنک‌کننده هوایی در فرایندهای صنعتی، مزیت‌های زیست‌محیطی آن در مقایسه با سیستم‌های خنک‌کننده مبتنی بر آب است. این تجهیز به دلیل عدم نیاز به مقادیر زیاد آب برای خنک‌سازی، مصرف منابع آبی را به میزان چشمگیری کاهش می‌دهد. این ویژگی در مناطقی که منابع آبی محدود هستند یا مشکلات زیست‌محیطی مرتبط با مصرف و آلودگی آب وجود دارد، از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است. علاوه بر این، خنک‌کننده هوایی هزینه‌های عملیاتی را نیز کاهش داده و نیاز به سیستم‌های تصفیه آب و مدیریت پساب را از بین می‌برد که در نتیجه منجر به کاهش هزینه‌های نگهداری و بهره‌برداری می‌شود. گاز خروجی از خنک‌کننده هوایی، به دلیل کاهش دما، معمولاً به‌صورت دوفازی (گاز و مایع) است. بخشی از آب موجود در گاز متراکم شده و به‌صورت مایع جدا می‌شود.

۳-۳ جداکننده دوفازی

پس از خنک‌شدن گاز در خنک‌کننده هوایی، گاز به جداکننده^۲ وارد می‌شود. این تجهیز نقش حیاتی در جداسازی مایعات متراکم شده از جریان گاز ایفا می‌کند. در اثر کاهش دمای گاز در خنک‌کننده هوایی، بخار آب موجود در جریان گاز به مایع تبدیل می‌شود و به همراه سایر مایعات احتمالی، از جمله میعانات هیدروکربنی یا ذرات معلق، وارد

¹ Air Cooler

² Separator

جداکننده می‌شود. در داخل جداکننده، جریان گاز با استفاده از اصول مکانیکی یا گریز از مرکز به گونه‌ای تنظیم می‌شود که مایعات سنگین‌تر از گاز جدا شده و در بخش پایین تجهیز جمع شوند.

مایعات جدا شده به طور مداوم یا در فواصل زمانی مشخص از طریق مسیرهای تخلیه¹ از جداکننده خارج می‌شوند. این فرایند تخلیه برای جلوگیری از انباشت مایعات در داخل جداکننده و حفظ عملکرد بهینه آن بسیار اهمیت دارد. تجهیزات کنترل فشار و سطح مایعات در جداکننده نصب می‌شوند تا عملیات جداسازی به صورت خودکار و ایمن انجام شود.

گاز خروجی از جداکننده، پس از حذف مایعات متراکم شده، عاری از قطرات مایع و با سطح رطوبت پایین‌تر است. این امر نه تنها باعث کاهش خطر خوردگی و آسیب به تجهیزات پایین‌دستی می‌شود، بلکه عملکرد کمپرسور را بهینه می‌کند؛ بنابراین، جداکننده به عنوان یکی از تجهیزات کلیدی در فرایند تصفیه گاز، نقش مهمی در افزایش بهره‌وری و ایمنی کل سیستم ایفا می‌کند.

۳-۴ واحد فشرده‌سازی

گاز خروجی از جداکننده که مایعات و بخار آب آزاد آن جدا شده است، وارد واحد فشرده‌سازی² (کمپرسور) می‌شود. کمپرسور یکی از تجهیزات کلیدی در این فرایند است که وظیفه افزایش فشار گاز را بر عهده دارد. افزایش فشار گاز برای آماده‌سازی آن جهت انتقال در خطوط لوله و جذب مؤثر در واحد خشک‌کن ضروری است. فشرده‌سازی گاز علاوه بر بهبود شرایط فرایندی، امکان انتقال گاز در مسافت‌های طولانی و استفاده بهینه در سیستم‌های مختلف را فراهم می‌کند.

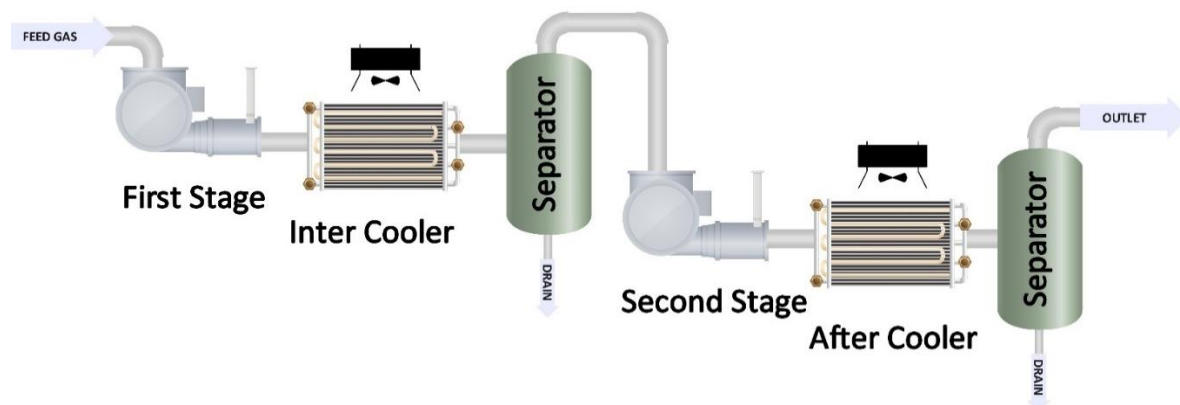
با این حال، افزایش فشار در کمپرسور به طور طبیعی با افزایش دمای گاز همراه است. این افزایش دما می‌تواند کارایی واحدهای پایین‌دستی، به ویژه واحد خشک‌کن، را تحت تأثیر قرار دهد [11]. به همین دلیل، خنک‌کننده‌های هوایی (مبدل حرارتی) به طور هدفمند بین مراحل مختلف فشرده‌سازی و پس از مرحله نهایی نصب می‌شوند. خنک‌کننده‌های هوایی دمای گاز را کاهش داده و آن را به محدوده دمایی بهینه برای فرایند بعدی یعنی جذب در واحد خشک‌کن می‌رسانند. این کاهش دما از تشکیل هیدرات‌ها، آسیب به تجهیزات، و کاهش کارایی فرایند جلوگیری می‌کند. علاوه بر این بر اثر کاهش دما پس از هر مرحله فشرده‌سازی، مقدار قابل توجهی آب نیز جدا می‌شود که در بخش نتایج ذکر خواهد شد.

در طراحی این سیستم، خنک‌کننده‌های هوایی باید به گونه‌ای انتخاب و تنظیم شوند که علاوه بر کاهش مؤثر دما، تأثیر منفی بر جریان گاز نداشته باشند. استفاده از این تجهیزات، همراه با تنظیمات دقیق فشار و دما در مراحل مختلف کمپرسور، نه تنها موجب بهبود بهره‌وری فرایند می‌شود، بلکه ایمنی و پایداری عملکرد تجهیزات را نیز تضمین می‌کند.

¹ Drain

² Compressor Unit

در نهایت، گاز خروجی از کمپرسور، با دما و فشار مناسب، به واحد خشک‌کن منتقل می‌شود تا فرایند حذف نهایی رطوبت صورت گیرد. این ترکیب فشرده‌سازی و خنک‌سازی، تضمینی برای عملکرد بهینه و پایدار کل فرایند است. جزئیات واحد فشرده‌سازی در شکل ۲ نمایش داده شده است.



شکل ۲: شماتیک واحد فشرده‌سازی

هر واحد فشرده‌سازی دارای دو تا سه مرحله سری از تراکم، سردسازی و جداسازی است که طی هر مرحله فشار بین ۲ تا ۳ برابر شده و در مجموع فشار خروجی از بخش فشرده‌سازی حدود ۹ برابر فشار ورودی آن است.

۳-۵ واحد خشک‌کن

گاز فشرده‌شده وارد واحد خشک‌کن^۱ با روش تغییر دما می‌شود که این واحد از چندین بستر جاذب تشکیل شده است. هدف این واحد حذف مقادیر آب باقی‌مانده در جریان گاز است. گاز مرطوب از میان بسترهای جاذب عبور کرده و آب موجود در آن به سطح جاذب‌ها جذب می‌شود. این مرحله گاز خروجی را به شرایط کاملاً خشک موردنیاز برای کاربردهای مختلف می‌رساند. برای به‌دست آوردن مقدار آب مجاز موجود در جریان باید به این موضوع توجه داشت که در انتهای خط لوله نباید در سردترین شرایط محیط در طول سال، مایعی تشکیل شود و پس از به‌دست آوردن نقطه شبنم در این شرایط نیز باید یک حاشیه امن دمایی برای عملکرد ایمن فرایند در نظر گرفت [12].

در این فرایند، گاز مرطوب از میان بسترهای جاذب عبور می‌کند. مولکول‌های آب موجود در گاز به سطح مواد جاذب متخلخل جذب شده و به این ترتیب گاز خروجی کاملاً خشک می‌شود. این عمل باعث می‌شود گاز به شرایطی برسد که برای تزریق به میدان‌های نفتی و انتقال در خطوط لوله آماده باشد. این مرحله از اهمیت بالایی برخوردار است، زیرا وجود هرگونه رطوبت باقی‌مانده می‌تواند منجر به مشکلاتی مانند خوردگی خطوط لوله، تشکیل هیدرات‌ها، یا انسداد مسیر جریان در شرایط دمایی پایین شود [13].

¹ Drying Unit

یکی از پارامترهای کلیدی در طراحی و عملکرد واحد خشک‌کن، تعیین مقدار مجاز رطوبت باقی مانده در جریان گاز است. این مقدار با محاسبه نقطه شبنم گاز در سردترین شرایط محیطی سال مشخص می‌شود. نقطه شبنم نشان‌دهنده دمایی است که در آن بخار آب موجود در گاز شروع به میعان می‌کند. برای جلوگیری از تشکیل مایع در خطوط لوله، باید اطمینان حاصل شود که نقطه شبنم گاز از دمای محیط در سردترین حالت سال در انتهای خط لوله پایین‌تر باشد. علاوه بر این، برای عملکرد ایمن و پایدار فرایند، یک حاشیه امن دمایی نیز در نظر گرفته می‌شود تا هرگونه تغییرات ناگهانی دما یا شرایط محیطی تأثیری بر عملکرد سیستم نداشته باشد.

در نهایت، گاز خروجی از واحد خشک‌کن با دمای کنترل‌شده و شرایط کاملاً خشک، آماده انتقال به خطوط لوله نهایی می‌شود. این مرحله، با کنترل دقیق رطوبت و تضمین کیفیت گاز، نقش حیاتی در افزایش ایمنی، بهره‌وری، و قابلیت اطمینان کل فرایند دارد.

۳-۶ خط لوله^۱

گاز خشک و فشرده خروجی از واحد خشک‌کن به خط لوله انتقال داده می‌شود. این گاز آماده انتقال به میادین نفتی برای کاربردهایی نظیر تزریق در فرایندهای بهبود ازدیاد برداشت نفت^۲ است. گاز خشک و فشرده خروجی از واحد خشک‌کن پس از دستیابی به شرایط استاندارد از نظر فشار، دما و رطوبت، به خطوط لوله انتقال داده می‌شود. این گاز که عاری از رطوبت و ناخالصی‌های مضر است، به طور مستقیم برای کاربردهای پایین‌دستی آماده شده و نقش کلیدی در فرایندهای بهبود ازدیاد برداشت نفت ایفا می‌کند. در فرایند EOR، گاز خشک به مخازن نفت تزریق می‌شود تا با افزایش فشار مخزن، نفت محبوس در لایه‌های سنگی به سمت چاه تولیدی حرکت کند. علاوه بر این، گاز خالص تزریقی می‌تواند با کاهش گرانشی نفت و تغییر کشش سطحی بین نفت و سنگ، ضریب برداشت را بهبود بخشد. این روش، به‌ویژه در مخازن نفتی قدیمی یا با گرانش بالا، تأثیر قابل توجهی در افزایش ضریب بازیافت دارد. تزریق گاز احتراق خشک شده به این مخازن باعث فشار تولید، کاهش نیاز به روش‌های پرهزینه‌تر مانند حفاری‌های جدید شده و از هدررفت منابع جلوگیری می‌کند.

۴. شبیه‌سازی فرایند خالص سازی گاز احتراق

در این بخش از پژوهش، گاز احتراقی خروجی یکی از نیروگاه‌های خوزستان به‌عنوان خوراک فرایند پیشنهادی با استفاده از نرم‌افزار ASPEN HYSYS شبیه‌سازی شده است. در این شبیه‌سازی فرضیات ذکر شده مدنظر قرار گرفته است. اطلاعات گاز خروجی نیروگاهی، مطابق **Error! Reference source not found.** است که این اطلاعات از مطالعات قبل حاصل شده است. این ترکیب مشابه ترکیب خروجی گاز از نیروگاه‌های بخار است. دقت شود ترکیب

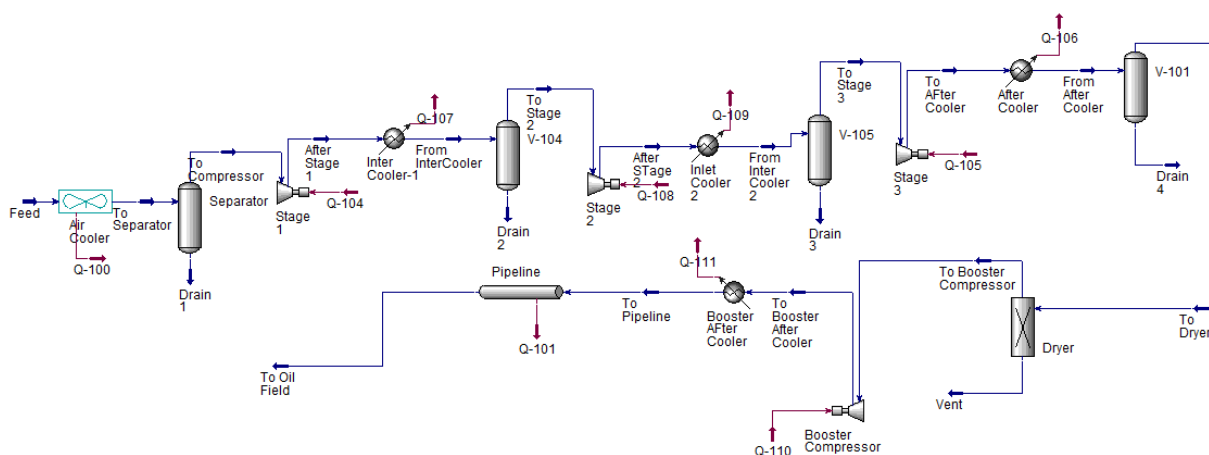
¹ Pipe Line

² EOR

گاز خروجی از نیروگاه‌های سیکل ترکیبی یا واحدهای غیر سیمانی دارای اکسیژن بیشتر و دی اکسید کربن کمتر است. که این موضوع در تکرار طراحی برای این واحدها می‌تواند اثرگذار باشد.

فاصله واحد خالص‌سازی تا محل میدان ۳۵ کیلومتر در نظر گرفته شده است. حداقل و حداکثر دمای سایت در طول سال 5°C و 50°C در نظر گرفته شده است. دمای خروجی سیال از خنک‌کننده هوایی دمای محیط $10^{\circ}\text{C} +$ در نظر گرفته شده است. مقدار آب خروجی در انتهای خط لوله بدین گونه محاسبه شده است که نقطه شبنم گاز خروجی برابر با 5°C - درجه بعنوان حداقل دمای سایت و 10°C - حاشیه امن دمایی برای آن بوده است. خط لوله براین اساس سایز شده است که کاهش فشار از ۲.۵ bar به‌زای هر کیلومتر و سرعت از ۱۲ m/s تجاوز نکند. جنس خط لوله استیل کربنی در نظر گرفته شده است.

با اعمال فرضیات شبیه‌سازی ارایه شده در **Error! Reference source not found.** در نرم‌افزار ASPEN HYSYS نتایج شبیه‌سازی برای یک مدل اولیه به دست آمد. نتایج حاصل از شبیه‌سازی برای هر تجهیز مطابق شکل ۳ و با اقتباسی مفهومی از طراحی شکل ۱، در ادامه شرح داده شده است.



شکل ۳: فرایند شبیه‌سازی شده در نرم‌افزار ASPEN HYSYS

در این شبیه‌سازی نقاط اصلی شامل خنک‌کننده‌هوائی، واحد فشرده‌سازی دو مرحله‌ای، واحد خشک‌کن یا نم‌گیری و خط لوله است. نتایج شبیه‌سازی شامل تغییرات دما و فشار در ورودی و خروجی به همراه میزان مصرف انرژی در هر واحد این فرایند مطابق **Error! Reference source not found.** است.

جدول ۲: نتایج شبیه‌سازی

| پارامتر | خنک‌کننده هوایی | فشرده‌سازی (مرحله اول) | فشرده‌سازی (مرحله دوم) | فشرده‌سازی (مرحله سوم) | واحد خشک‌کن | بوستر کمپرسور | خط لوله |
|------------------|-----------------|------------------------|------------------------|------------------------|-------------|---------------|---------|
| فشار ورودی (bar) | 1.3 | 1.2 | 2.32 | 4.48 | 8.62 | 8.5 | 49 |

| | | | | | | | |
|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|--------------------------|
| 21 | 49 | ۸.۵ | 8.62 | 4.48 | 2.32 | 1.2 | فشار خروجی (bar) |
| 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 60 | 80 | دمای ورودی (°C) |
| 50 | 60 | 60 | 135 | 135 | 135 | 60 | دمای خروجی (°C) |
| - | 2.8 | - | 0.98 | 1.03 | 1.14 | - | توان مصرفی (MW) |
| - | - | - | - | - | - | 457.8 | حرارت تبادل شده (KW) |
| 43839 | 43839 | 44514 | 45111 | 46345 | 49103 | 49333 | دبی ورودی (kg/h) |
| 5 ppm | 5 ppm | 2.51 | 4.62 | 8.71 | 16.7 | 17.3 | درصد مولی آب در ورودی |

نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهد، گاز خروجی از خنک‌کننده هوایی به دلیل دمای بالا نسبت به نقطه شبنم گاز، دوفازی نبوده و صرفاً جریان گازی از آن خارج می‌گردد و کاهش دمای این تجهیز در این نمونه موردی صرفاً باعث کاهش توان واحد کمپرسور می‌شود.

در واحد فشرده‌سازی سه مرحله‌ای دبی جریان ورودی از ۴۹.۳ تن بر ساعت به ۴۵.۱ تن بر ساعت در جریان خروجی کاهش پیدا می‌کند که دلیل آن کاهش غلظت آب تا ۲.۵۱ درصد مولی است. این موضوع باعث کاهش مقدار جاذب در واحد خشک‌کن و بهبود عملکرد این واحد می‌شود. همچنین کل توان مصرفی در مجموع کمپرسورها ۴.۹۷ مگاوات است.

مقدار آب در جریان خروجی از واحد خشک‌کن برابر ۰.۱۳ کیلوگرم در ساعت است که سبب می‌شود تا نقطه شبنم گاز خروجی به منفی ۱۵ درجه سانتی‌گراد برسد که برای عملکرد خط لوله در اقلیم گرم خوزستان مناسب است. از طرفی غلظت مولی آب در گاز خروجی به ۰.۰۰۰۵ درصد می‌رسد که از نظر خوردگی اثری برای ایجاد مشکل در خطوط لوله ندارد. این کاهش نقطه شبنم برابر با حذف ۶۷۴.۵ kg/hr آب از جریان ورودی توسط جاذب‌های بارگذاری شده در خشک‌کن مدنظر است.

در طراحی خط لوله مقدار بیشینه و کمینه دمای محیط اطراف خط لوله به ترتیب ۵۰ و منفی ۵ درجه سانتی‌گراد فرض شده است. همان‌طور که در بخش خشک‌کن نیز اشاره شد، نقطه شبنم خروجی خط لوله در حداقل دمای محیط ۱۵- بدست آمده و امکان تشکیل هرگونه مایع در خروج ممکن نمی‌باشد که این هدف اصلی طراحی واحد است که به آن دست‌یافته‌ایم.

باتوجه به نمونه موردی اولیه بررسی شده، این فرایند توانایی جداسازی آب تا مقدار دلخواه را دارا بوده و قابلیت تعمیر برای نمونه‌های دیگر را دارد. در این شبیه‌سازی این موضوع مورد اطمینان قرار گرفت که هیچ‌گونه آبی در انتهای خط لوله در سردترین دمای محیط تشکیل نمی‌شود و این موضوع باعث می‌شود که در کمپرسورهای پایین دستی جهت تزریق نیز مشکلی وجود نداشته باشد. از سوی دیگر متریال خط لوله می‌تواند کربن استیل در نظر گرفته شود که از لحاظ اقتصادی به شدت به صرفه‌تر است. باتوجه به این موضوع در بخش بعدی به تفصیل طراحی هر کدام از تجهیزات مورد بررسی قرار می‌گیرد.

۵. طراحی تجهیزات فرآیندی و آنالیز حساسیت

در این بخش، طراحی تجهیزات اصلی فرآیند خالص سازی، موجود در شکل ۳، شامل خنک‌کننده هوایی، جداسازهای دوفازی، واحد فشرده سازی، خشک کن و خط لوله، بر اساس چهار سناریو با دبی‌های ۱، ۴، ۸ و ۲۰ میلیون مترمکعب در روز (جدول 3) ارائه شده است. همچنین، تحلیل حساسیت پارامترهای کلیدی فرآیند بر هزینه و مصرف انرژی انجام شده است.

انتخاب این چهار سناریو به دلیل تفاوت در میزان نیاز به گاز احتراق در هر میدان نفتی است. برای هر سناریو، تحلیل‌های اقتصادی نیز باهدف ارزیابی هزینه‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری طرح صورت گرفته است. سناریوهای موردنظر که بیانگر شرایط مختلف عملیاتی و دبی‌های ورودی گاز هستند، در جدول 3 که در زیر ارائه شده است و مبنای طراحی و تحلیل در این تحقیق قرار گرفته‌اند.

جدول 3: جدول شرایط عملیاتی سناریوهای مختلف

| سناریو ۴ | سناریو ۳ | سناریو ۲ | سناریو ۱ | پارامتر |
|----------|----------|----------|----------|--------------|
| ۲۰ | ۸ | ۴ | ۱ | دبی (MMSCMD) |

سایر شرایط عملیاتی مانند دما، فشار، و ترکیب گاز ورودی مشابه خوراک ورودی **Error! Reference source not found.** در نظر گرفته شده است.

۱.۵ طراحی خنک‌کننده‌ی هوایی

در یک مبدل حرارتی با خنک‌کاری توسط هوا، یا خنک‌کننده‌ی هوایی، انتقال حرارت از سیال فرآیندی به جریان هوای خنک‌کننده از طریق سطوح توسعه‌یافته یا لوله‌های پره‌دار صورت می‌گیرد. درحالی‌که عملکرد سامانه‌های خنک‌کاری مرطوب وابسته به دمای مرطوب محیط است، عملکرد مبدل‌های حرارتی هوایی به دمای خشک هوا بستگی دارد. دمای خشک هوا همواره بالاتر از دمای مرطوب بوده و تغییرات روزانه و فصلی آن محسوس‌تر و شدیدتر است [14].

اگرچه هزینه سرمایه‌گذاری اولیه برای یک خنک‌کننده‌ی هوایی صنعتی معمولاً بیشتر از نوع آبی آن است، اما این امر همواره صادق نیست. هزینه تأمین آب خنک‌کننده مناسب و سایر هزینه‌های بهره‌برداری ممکن است به‌گونه‌ای باشد که استفاده از مبدل هوایی در طول عمر طراحی شده سامانه اقتصادی‌تر باشد. ملاحظات دیگری نیز بسته به نوع فرایند یا کاربرد از اهمیت بالایی برخوردارند، به طور مثال در مناطق خشک که تأمین آب خنک‌کننده، ناکافی یا ناممکن است، خنک‌کاری توسط هوا تنها روش مؤثر برای دفع حرارت محسوب می‌شود [15, 16].

در عمل، پیکربندی‌های گوناگونی از خنک‌کننده‌ی هوایی مشاهده می‌شود. با این حال، در برخی شرایط، انتخاب نوع طراحی برای عملکرد صحیح واحد فرآیندی از اهمیت حیاتی برخوردار است. مبدل‌های حرارتی هوایی ممکن است از نوع رانش اجباری^۱ یا رانش القایی^۲ باشند [14].

طراحی خنک‌کننده‌های هوایی شامل دو بخش اصلی طراحی حرارتی و طراحی مکانیکی است. در طراحی حرارتی، ابعاد و مشخصات کلیدی مبدل از جمله تعداد بخش‌ها^۳، تعداد دسته لوله‌ها در هر بخش، تعداد ردیف‌ها، قطر خارجی و ضخامت لوله‌ها، نوع و تراکم پره‌ها، طول و گام لوله‌ها، تعداد پاس‌های عبوری سیال، و ابعاد نازل‌ها تعیین می‌شود. هدف این مرحله، دستیابی به ظرفیت انتقال حرارت موردنیاز با بیشینه بازده و کمینه افت فشار مجاز است. در مقابل، طراحی مکانیکی شامل محاسبات دقیق اجزای سازه‌ای مانند دسته لوله‌ها، کلکتورها، فلنج‌ها و سایر قطعات مکانیکی است و به تهیه نقشه‌های مهندسی و لیست اقلام مصرفی منجر می‌شود.

هوا به طور عمومی و گاز خروجی احتراق نیروگاهی به طور خاص دارای ذرات معلق از جنس گردوخاک یا دوده است؛ لذا قبل از ورودی لازم است از فیلترهای مناسب برای کاهش ذرات معلق استفاده کرد. با توجه به آنکه شست‌وشوی مبدل‌های هوایی راحت است، به دلیل جلوگیری از افت فشار قبل از واحد کمپرسور، نیاز به فیلتراسیون توسط استرینر و فیلتر ورودی توسط سازنده کمپرسور در نظر گرفته می‌شود و این قید در استانداردها برای ورودی کمپرسور اجباری است؛ لذا موضوع فیلتراسیون هوای ورودی به طور جزئی در این بخش ذکر نشده است و جزو استانداردهای استفاده از کمپرسور است.

در این پژوهش از خنک‌کننده هوایی از نوع رانش اجباری برای کاهش دمای گاز ورودی از ۸۰ به ۶۰ درجه سانتی‌گراد استفاده شده است. سپس برای طراحی حرارتی از معادلات پایه شناخته‌شده‌ی انتقال حرارت و افت فشار در دو سمت سیال لوله‌ای و جریان هوای خنک‌کننده استفاده شده است. طراحی حرارتی و مکانیکی خنک‌کننده هوایی با نرم‌افزار HTRI انجام و نتایج در جدول ۴ خلاصه شده است. جزئیات طراحی مطابق روش‌های استاندارد API ۶۶۱ انجام

¹ Forced Draft

² Induced Draft

³ bay

شده است [17, 18]. خلاصه‌ای از پارامترهای طراحی و نتایج حاصل برای هر یک از مبدل‌های حرارتی هوایی در جدول زیر گردآوری شده و به‌منظور مقایسه و تحلیل فنی در اختیار قرار گرفته است.

جدول ۴: نتایج طراحی خنک‌کننده هوایی در سناریوهای مختلف

| سناریو ۴ | سناریو ۳ | سناریو ۲ | سناریو ۱ | پارامتر |
|----------|---------------|----------|----------|------------------------------|
| ۲۱.۷۱ | ۸.۸ | ۴.۳۹ | ۱.۱۱ | حرارت تبادل شده (MW) |
| ۲۲ | ۹ | ۵ | ۲ | تعداد دهانه |
| ۴۳۴۸۸ | ۱۷۷۹۱ | ۸۸۲۲ | ۲۲۸۷ | مساحت مبدل (m ²) |
| | | ۱ | | قطر لوله (inch) |
| | | ۸ | | طول لوله (m) |
| | استینلس استیل | | | متریال لوله |
| | آلومینیوم | | | متریال پره |
| | ۱.۴۲ | | | ارتفاع پره (mm) |
| | ۱۰ | | | تراکم پره (fin/inch) |

۲.۵ جداسازها

جداسازها یکی از اصلی‌ترین تجهیزات در صنایع شیمیایی برای جداسازی فیزیکی فازهای مختلف جریان‌ها هستند. جداسازها از منظر نوع جریان ورودی به دودسته کلی تقسیم می‌شوند: جداسازهای دوفازی و سه‌فازی. جداسازهای دوفازی برای تفکیک جریان‌های دوفازی گاز-مایع یا مایع-مایع به جریان‌های مجزای گاز و مایع (دو مایع مختلف) طراحی شده‌اند. در مقابل، جداسازهای سه‌فازی علاوه بر جداسازی گاز از مایع، فاز مایع را نیز به دو بخش غیرقابل‌امتزاج تفکیک می‌کنند.

در این پژوهش، با توجه به جریان خروجی از خنک‌کننده هوایی که جریانی دوفازی بوده، جداسازهای دوفازی موردنظر است. این جداسازها از لحاظ طراحی هندسی، در سه نوع افقی، عمودی و کروی ساخته می‌شوند. صرف‌نظر از شکل فیزیکی، تمامی جداسازهای دوفازی دارای چهار بخش اصلی هستند: بخش جدایش اولیه، بخش جدایش ثانویه یا جدایش ثقلی، ناحیه تجمع مایع، و بخش مه‌گیر^۱.

فرآیند طراحی جداسازها به‌طور کلی به دو رویکرد اصلی تقسیم می‌شود. منظور از طراحی جداساز، تعیین ابعاد فیزیکی نظیر قطر و طول بدنه و همچنین طراحی اجزای داخلی آن است. یکی از روش‌های رایج، طراحی به شیوه کلاسیک است که مبتنی بر تئوری سرعت حدی (حداکثر سرعت سقوط قطرات مایع در فاز گاز) انجام می‌شود. در این روش

¹ Demister

با اعمال فرضیاتی مشخص، می توان ابعاد کلی جداساز از جمله طول و قطر آن را با استفاده از سرعت حدی محاسبه کرد. لازم به ذکر است که طراحی اجزای داخلی جداساز در این روش مورد بررسی قرار نمی گیرد [19].

در طراحی جداسازهای دوفازی، لازم است دو معیار اصلی به طور هم زمان در نظر گرفته شوند. این دو شامل **ظرفیت گاز و ظرفیت مایع** است. جداساز باید قادر باشد جریان مشخصی از گاز را عبور دهد، به گونه ای که قطرات مایع معلق در گاز، زمان کافی برای ته نشینی تحت تأثیر نیروی گرانش داشته باشند. از سوی دیگر، باید حجم مناسبی برای نگهداری مایع فراهم شود تا زمان اقامت کافی برای جدا شدن حباب های گاز از فاز مایع در اختیار باشد و تعادل بین دو فاز برقرار گردد. در نتیجه، طراحی ابعاد جداساز (قطر و طول) باید به گونه ای انجام شود که به طور جداگانه پاسخگوی نیازهای هر دو فاز باشد. بدین ترتیب، ابعاد نهایی جداساز بر اساس تحلیل هم زمان ظرفیت گاز و ظرفیت مایع تعیین می گردد تا عملکرد مطلوب در شرایط عملیاتی تضمین شود.

در این تحقیق از جداسازهای افقی برای جداسازی فاز مایع از گاز پس از خنک کننده استفاده شد. ابعاد جداسازها بر اساس روش سرعت حدی و با رعایت دستورالعمل های GPSA و API 12J محاسبه گردید [20] [21]. در این طراحی سرعت سقوط قطره مایع توسط رابطه تجربی سودرز و براون [22] و سرعت ظاهری گاز بر اساس مدلی آرنولد و استوارت [23] محاسبه شده است بیان شده است. در این پژوهش، به منظور افزایش دقت در تعیین ابعاد جداسازها و ارتقاء اعتبار نتایج حاصل از روش های کلاسیک طراحی، از دستورالعمل های ارائه شده توسط انجمن مهندسی گاز (GPSA) و همچنین استاندارد معتبر API-12J بهره گیری شده است. علاوه بر این، داده های تجربی منتشر شده در منابع مذکور نیز به عنوان مبنای تطبیق و صحت سنجی محاسبات مورد استفاده قرار گرفته اند.

نتایج حاصل از طراحی جداسازها برای هر یک از سناریوهای تعریف شده، به صورت خلاصه در جدول زیر ارائه شده است:

جدول ۵: نتایج طراحی جداساز در سناریوهای مختلف

| سناریو ۴ | سناریو ۳ | سناریو ۲ | سناریو ۱ | پارامتر |
|----------|----------|----------|----------|----------------|
| ۲ | ۱ | ۱ | ۱ | تعداد جداساز |
| ۸۲۵۰ | ۷۴۰۰ | ۵۲۵۰ | ۲۶۵۰ | قطر داخلی (mm) |
| ۱۲۳۷۵ | ۱۱۱۰۰ | ۷۸۷۵ | ۳۹۷۵ | طول (mm) |

۳.۵ واحد فشرده سازی

کمپرسورها یکی از تجهیزات کلیدی در صنایع مختلف به ویژه در صنعت نفت و گاز محسوب می شوند. این دستگاه ها با افزایش فشار گاز و کاهش حجم آن، امکان انتقال، ذخیره سازی یا استفاده بهینه تر از گازها را فراهم می کنند. عملکرد

کمپرسورها بر اساس اصول ترمودینامیکی انجام می‌شود و بسته به نوع گاز، شرایط عملیاتی و نیاز فرایندی، انواع مختلفی مانند کمپرسورهای رفت و برگشتی، گریزازمرکز و اسکرو در واحدهای صنعتی به کار گرفته می‌شوند.

در انتخاب نوع کمپرسور برای کاربردهای صنعتی، به‌ویژه در صنایع نفت و گاز، تعیین بازه عملکردی هر نوع کمپرسور نقش تعیین‌کننده‌ای دارد. کمپرسورهای گریزازمرکز متداول‌ترین نوع کمپرسور در سیستم‌های انتقال و فرآورش گاز طبیعی هستند. این کمپرسورها به دلیل توان تولید بالا نسبت به وزن و حجم، و نیز هزینه سرمایه‌گذاری کمتر در ازای هر واحد توان تولیدی، به‌ویژه در کاربردهای با دبی بالا و فشار خروجی متوسط تا زیاد، گزینه‌ای مناسب تلقی می‌شوند. محدوده دبی ورودی آن‌ها بین ۵۰۰ تا ۲۰۰,۰۰۰ مترمکعب بر ساعت است، با فشار مکش بین ۱ تا ۳۰۰ بار و دمای گاز بین 160°C تا 60°C . کمپرسورهای گریزازمرکز معمولاً در سرعت‌هایی بین ۳۰۰۰ تا ۱۵,۰۰۰ دور بر دقیقه کار می‌کنند و می‌توانند به فشار خروجی تا حدود ۶۰۰ بار و دمای خروجی تا 175°C دست یابند [21].

در مقابل، کمپرسورهای رفت و برگشتی در کاربردهایی که دبی گاز نسبتاً پایین‌تر (تا حدود ۵۰۰۰ مترمکعب بر ساعت در شرایط مکش) و فشار بالا مورد نیاز است، ترجیح داده می‌شوند. این کمپرسورها به‌ویژه برای فشرده‌سازی گازهای فرآیندی، تزریق گاز به مخازن، و کاربردهایی با نیاز به فشار خروجی بالا (حتی تا ۳۵۰۰ بار) مناسب هستند. نسبت فشار قابل‌دستیابی در هر مرحله بین ۳ تا ۴ (و در شرایط خاص تا ۵) متغیر است، ولی محدودیت دمای گاز خروجی که معمولاً بین 160°C تا 190°C برای گاز طبیعی در شرایط تولیدی است، می‌تواند تعیین‌کننده تعداد مراحل باشد. این کمپرسورها در محدوده سرعت ۳۰۰ تا ۱۵۰۰ دور بر دقیقه عمل می‌کنند و دارای بازدهی بالاتری نسبت به نوع گریزازمرکز هستند، ولی سطح لرزش و پیچیدگی‌های نگهداری آن‌ها بیشتر است [21].

در این طراحی از یک کمپرسور گریزازمرکز در ابتدای فرایند و یک کمپرسور رفت و برگشتی در انتهای فرایند برای انتقال به فاصله ۳۵ کیلومتری و بیشتر استفاده شده است.

طراحی کمپرسور شامل مراحل مختلفی است که از جمله آن‌ها می‌توان به انتخاب نوع مناسب کمپرسور، تعیین تعداد مراحل فشرده‌سازی، و محاسبه توان موردنیاز اشاره کرد. این مراحل باید متناسب با ظرفیت سیستم، مشخصات فرایند و شرایط عملکردی تعیین شوند تا کارایی و ایمنی سیستم تضمین شود [24].

تعیین تعداد مراحل: در کمپرسورهای رفت و برگشتی، تعداد مراحل براساس نسبت فشاری کلی تعیین می‌شود. اگر این نسبت کمتر از ۴ باشد، استفاده از یک مرحله کافی است. در غیر این صورت، تعداد اولیه‌ای از مراحل انتخاب می‌شود به‌گونه‌ای که نسبت فشاری هر مرحله از ۴ تجاوز نکند. هرچند نسبت‌های فشاری تا ۶ نیز در شرایط خاص قابل قبول است، اما باعث افزایش تنش مکانیکی و کاهش راندمان حجمی خواهد شد.

در مرحله بعد، دمای تخلیه گاز از مرحله اول محاسبه می‌شود. اگر این دما از 135°C بیشتر باشد، باید یا تعداد مراحل را افزایش داد یا دمای مکش را با استفاده از خنک‌کننده‌ها کاهش داد. توصیه می‌شود که در طراحی، دمای تخلیه هر

مرحله کمتر از 135 °C باشد و اختلاف دمای خنک‌کننده با محیط حدود 10 °C در نظر گرفته شود. در صورت عدم امکان کاهش دمای مکش، افزودن یک مرحله فشرده‌سازی ضروری خواهد بود.

در کمپرسورهای گریزازمرکز، تعیین تعداد مراحل نیز بر اساس هد آیزنتروپیک کل انجام می‌شود. به طور معمول، هر پوسته می‌تواند حدود ۷۰۰۰۰ ft.lb/lb هد فراهم کند. اگر مقدار هد از این مقدار فراتر رود، باید جذر نسبت فشار کلی محاسبه شده و کل تجهیز فشرده‌سازی به دو مرحله پی‌درپی تقسیم شود. در صورت نیاز به هد بیشتر، از ریشه سوم نسبت فشار استفاده شده و سه مرحله به کار گرفته می‌شود.

استفاده از بیش از سه مرحله در یک واحد معمولاً عملی نیست و در این حالت باید واحد دوم به صورت سری در نظر گرفته شود. در طراحی چندمرحله‌ای، اثر خنک‌کننده‌ها و افت فشار بین مراحل باید لحاظ شود. به طور معمول، در این شرایط دمای تخلیه هر مرحله کمتر از 135 °C باقی می‌ماند، اما در هر حال باید دمای واقعی خروجی با روابط دقیق محاسبه و بررسی شود.

محدودیت دمایی در کمپرسورهای رفت و برگشتی به دلیل کاهش عمر پکینگ‌ها و تخریب روغن روان‌کننده در دمای بالا در نظر گرفته می‌شود. این روغن مستقیماً در فرایند فشرده‌سازی مشارکت دارد. در مقابل، در کمپرسورهای گریزازمرکز، چون روغن با گاز تماس ندارد، تخریب آن مطرح نیست و محدودیت دمایی به دلیل آب‌بندها و فشار طراحی قطعاً است [24].

محاسبه توان موردنیاز: پس از آن که نوع کمپرسور مناسب برای کاربرد موردنظر انتخاب شد، گام بعدی تعیین توان موردنیاز برای فشرده‌سازی است تا بتوان محرک اولیه (Prime Mover) مناسبی برای سیستم طراحی نمود. پس از محاسبه اسب بخار گازی (Gas Horsepower – GHP) با استفاده از یکی از روش‌های استاندارد، باید تلفات توان ناشی از اصطکاک در یاتاقان‌ها، آب‌بندها و مکانیزم‌های افزایش سرعت نیز به آن افزوده شود. این تلفات مکانیکی، بخشی از توان کل موردنیاز هستند و می‌توان آن‌ها را با استفاده از رابطه‌ی ارائه‌شده توسط Scheel (به نقل از GPSA، ۲۰۰۴) (برآورد نمود):

$$BHP = 0.0854 \cdot Z_{ave} \left[\frac{Q \cdot T_1}{E \cdot Z} \right] \left[\frac{k}{k-1} \right] \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad \text{معادله 1}$$

در این معادله، BHP بیانگر توان موردنیاز در هر مرحله از فرایند فشرده‌سازی است. پارامتر Z_{ave} نشان‌دهنده میانگین ضریب تراکم‌پذیری گاز است که با توجه به شرایط فشاری و دمایی واقعی جریان تعیین می‌شود. Q دبی حجمی استاندارد گاز است. $1T$ دمای مکش گاز است که در معادله وارد می‌شود، در حالی که $1P$ و $2P$ به ترتیب فشارهای مکش و تخلیه هستند. [21]

بازده پارازیتی^۱ که با نماد E نمایش داده می‌شود، برای در نظر گرفتن تلفات مکانیکی ناشی از اصطکاک در یاتاقان‌ها، آب‌بندها، سوپاپ‌ها و میراکننده‌های نوسانی در کمپرسورهای رفت‌وبرگشتی وارد معادله می‌شود. مقدار این بازده بسته به نوع کمپرسور متفاوت است. برای کمپرسورهای رفت‌وبرگشتی پرسرعت بین ۰/۷۲ تا ۰/۸۲، برای نوع کم‌سرعت بین ۰/۷۲ تا ۰/۸۵، و برای کمپرسورهای گریزازمرکز معمولاً حدود ۰/۹۹ در نظر گرفته می‌شود. همچنین، Z بازده فشرده‌سازی واقعی سیستم است.

در انتها طراحی این واحد و محاسبات مرتبط با نرم‌افزار HYSYS انجام شده است. نوع کمپرسورهای و تعداد مراحل و دیگر اطلاعات در جداول ذیل برای هر سناریو ذکر شده است. لازم به ذکر است که در این قسمت علاوه بر یک واحد کمپرسور اصلی مطابق با فرایند اولیه پیشنهادی، یک واحد فشارافزایی مجدد نیز پس از خشک‌کن در نظر گرفته شده است. این واحد به منظور استفاده در سناریوهای مقایسه اقتصادی ارسال گاز به فواصل دور به فاصله ۳۵ کیلومتر است در نظر گرفته شده است. لازم بذکر است این کمپرسور بوستر برای فاصله نزدیک نیز در نظر گرفته شده است که موجب کاهش بار مصرفی کمپرسورهای سرچاهی جهت تزریق می‌شوند.

در جدول ۶ نتایج طراحی کمپرسورهای برای چهار سناریو ذکر شده است. دقت شود در سناریو سه که دبی ورودی دو برابر سناریو دو است از دو سری کمپرسور مشابه با سناریو دو استفاده شده است. لذا داده‌های عملکردی این دو سناریو مشابه هم است (تکرار دو برابری همین کمپرسورها). در سناریو چهار نیز از کمپرسورهایی با ظرفیت ده برابر سناریو یک در دو سری کمپرسور موازی استفاده شده است.

جدول ۶: نتایج طراحی واحد فشرده سازی اولیه در سناریوهای مختلف

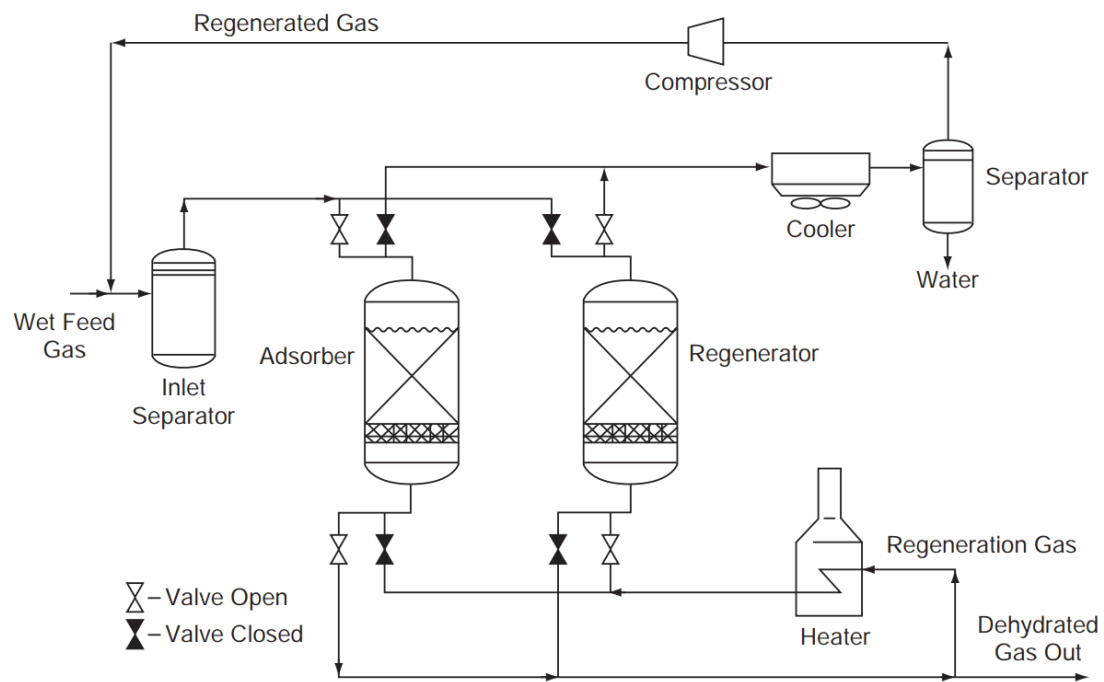
| سناریو ۴ | سناریو ۳ | سناریو ۲ | سناریو ۱ | پارامتر |
|------------------------------|------------|------------|------------|---------------------------|
| مشخصات واحد فشرده سازی اولیه | | | | |
| ۲ | ۲ | ۱ | ۱ | تعداد کمپرسور |
| ۴۹۱۰۳۰ | ۱۹۶۴۱۵ | ۱۹۶۴۱۲ | ۴۹۱۰۳ | مقدار جریان ورودی (Kg/hr) |
| ۳۱.۶۴ | ۱۲.۶۶ | ۱۲.۶۶ | 3.17 | توان مصرفی (MW) |
| سانتریفیوژ | سانتریفیوژ | سانتریفیوژ | سانتریفیوژ | نوع کمپرسور |
| ۸۵ | ۸۵ | ۸۵ | ۸۵ | بازده آدیاباتیک |
| ۶۰ | ۶۰ | ۶۰ | ۶۰ | دمای خروجی (°C) |
| ۸.۷ | ۸.۷ | ۸.۷ | ۸.۷ | فشار خروجی (bar) |
| مشخصات واحد فشرده سازی بوستر | | | | |
| ۲ | ۲ | ۱ | ۱ | تعداد کمپرسور |
| ۴۳۸۳۲۵ | ۱۷۵۳۵۹ | ۱۷۵۳۵۹ | ۴۳۸۴۰ | مقدار جریان ورودی (Kg/hr) |

| | | | | |
|--------------|--------------|--------------|--------------|------------------|
| ۲۸.۰۴ | ۱۱.۲۱ | ۱۱.۲۱ | ۲.۸۰ | توان مصرفی (MW) |
| رفت و برگشتی | رفت و برگشتی | رفت و برگشتی | رفت و برگشتی | نوع کمپرسور |
| ۷۵ | ۷۵ | ۷۵ | ۷۵ | بازده آدیاباتیکی |
| ۶۰ | ۶۰ | ۶۰ | ۶۰ | دمای خروجی (°C) |
| ۴۹ | ۴۹ | ۴۹ | | فشار خروجی (bar) |

۴.۵ واحد خشک کن

پدیده‌ی جذب سطحی وابسته به ویژگی‌های سطحی مواد جامد است. تمامی سطوح جامد تا حدی قادر به جذب مولکول‌های گاز یا مایع بر روی سطح خود هستند. جذب سطحی را می‌توان به دو دسته‌ی کلی تقسیم کرد: جذب فیزیکی و جذب شیمیایی. جذب فیزیکی ناشی از نیروهای واندروالسی میان مولکول‌های گاز یا مایع و سطح جامد بوده و منجر به تشکیل لایه‌های متعددی از ماده‌ی جذب‌شونده بر سطح می‌شود. سیستم‌های آب‌زدایی بستر جامد بر اساس اصل جذب فیزیکی عمل می‌کنند. ماده‌ی جاذب در این سیستم‌ها معمولاً به‌صورت جامد و دانه‌ای بوده و به دلیل دارا بودن تعداد زیادی حفره‌های میکروسکوپی و مجاری موئین، سطح ویژه‌ی بسیار بالایی به‌ازای هر واحد جرم دارد. به‌عنوان نمونه، سطح ویژه‌ی برخی مواد جاذب ممکن است به ۸۰۰ مترمربع بر گرم برسد.

اگرچه هزینه‌ی اولیه‌ی واحدهای آب‌زدایی بستر جامد معمولاً از واحدهای مبتنی بر گلیکول بیشتر است، اما این سیستم‌ها قادر به دستیابی به نقطه شبنم‌های بسیار پایین که برای واحدهای حساس به تشکیل مایع ضروری است، بوده و امکان سازگاری با تغییرات گسترده در دبی جریان را دارند [25]. در فرآیند آب‌زدایی با جاذب جامد، چندین بستر جاذب به‌صورت چرخه‌ای عمل می‌کنند تا امکان خشک کردن پیوسته‌ی گاز فراهم شود. تعداد و چیدمان این بسترها بسته به طراحی سیستم متغیر است و می‌تواند از دو برج که به‌طور متناوب عمل جذب را انجام می‌دهند تا چندین برج را شامل شود. شکل ۴ یک شماتیک کلی از این واحد را نمایش می‌دهد [۲۰].



شکل ۴: شماتیک یک واحد خشک کن با جاذب جامد

هر برج باید به صورت متناوب سه مرحله‌ی عملیاتی را طی کند:

۱. مرحله‌ی جذب یا خشک کردن گاز
۲. مرحله‌ی احیا یا بازسازی با گرمایش
۳. مرحله‌ی سرمایش.

اجزای اصلی یک سیستم آب زدایی با جاذب جامد عبارت‌اند از:

- جداکننده‌ی ورودی گاز
- دو یا چند برج جذب حاوی جاذب جامد
- فیلترهای گاز خشک
- گرم کننده‌ی دمای بالا برای تأمین گاز داغ جهت احیای جاذب
- مبدل خنک کننده‌ی گاز احیا برای چگالش بخار آب
- جداکننده‌ی گاز احیا برای حذف آب چگالیده
- دمنده یا کمپرسور گاز احیا در صورت بازیافت این گاز
- لوله کشی، مانیفولدها، شیرهای کنترلی و کنترلرهای فرآیندی جهت هدایت و تنظیم جریان گازها

هیچ جاذبی به طور کامل بی نقص یا بهترین گزینه برای تمامی کاربردها نیست. در برخی موارد، انتخاب جاذب عمدتاً بر اساس ملاحظات اقتصادی انجام می‌شود. گاهی شرایط فرایند تعیین کننده‌ی نوع جاذب مورد استفاده است. در بسیاری از موارد، جاذب‌ها قابلیت جایگزینی با یکدیگر را دارند و تجهیزاتی که برای یک نوع جاذب طراحی شده‌اند،

اغلب می‌توانند با محصولی دیگر نیز به طور مؤثر کار کنند. جدول زیر، رایج‌ترین جاذب‌های مورد استفاده در آب‌زدایی از گاز و برخی متغیرهای مهندسی برای طراحی اولیه را نشان می‌دهد [۲۶].

جدول ۷: ویژگی‌های چند نوع جاذب آب

| ویژگی | الک‌های مولکولی ^۱ | آلومینای فعال ^۲ | سیلیکاژل ^۳ |
|---------------------------------|------------------------------|----------------------------|-----------------------|
| سطح فعال (m ² /gr) | ۸۰۰-۶۵۰ | ۲۱۰ | ۸۳۰-۷۵۰ |
| چگالی (kg/m ³) | ۶۹۰-۷۲۰ | ۸۰۰-۸۸۰ | ۷۲۰ |
| ظرفیت گرمایی ویژه (kJ/kg.°C) | ۰.۹۶ | ۱ | ۰.۸۲ |
| ظرفیت جذب آب به‌ازای هر کیلوگرم | ۸-۱۰ | ۶-۷ | ۶-۷ |
| دمای احیا (°C) | ۲۳۰-۲۹۰ | ۱۸۰-۲۶۰ | ۱۸۰ |

در این تحقیق خشک‌کن از نوع بستر جاذب جامد با استفاده از آلومینای فعال و مولکولارسیو انتخاب شد. ظرفیت جاذب و زمان چرخه بر اساس میزان رطوبت ورودی و نقطه شبنم مورد نیاز محاسبه گردید [26]. نتایج طراحی واحدهای خشک‌کن برای سناریوهای ۱ و ۲ در جدول ۸ گزارش می‌شود. برای سناریوهای ۳ و ۴ می‌توان با توجه به ظرفیت، تعداد مناسبی از این موارد را انتخاب و استفاده کرد. به طور مثال برای سناریو ۳ می‌توان دو واحد خشک‌کن مطابق سناریو ۲ انتخاب کرد.

به طور خلاصه، روند طراحی سیستم آب‌زدایی با جاذب جامد با تعیین مشخصات ترمودینامیکی و ترکیبی گاز ورودی به برج جذب آغاز می‌شود که شامل دبی جریان، وزن مولکولی، دما، فشار عملیاتی و میزان بخار آب موجود در گاز است. این اطلاعات مبنای تحلیل هیدرودینامیکی بستر جذب قرار می‌گیرند. در ادامه، سرعت سطحی مجاز گاز با استفاده از معادله اصلاح‌شده ارگان و با در نظر گرفتن افت فشار متعارف طراحی و مشخصات ذرات جاذب تعیین می‌شود و بر اساس آن قطر بستر جذب محاسبه می‌گردد. سپس زمان چرخه عملیاتی انتخاب می‌شود که معمولاً در بازه ۸ تا ۱۲ ساعت قرار دارد، اما برای شرایط گاز اشباع، چرخه کوتاه‌تر مناسب‌تر است؛ از این رو در این پژوهش زمان چرخه ۸ ساعت در نظر گرفته شده است. با تعیین زمان چرخه، مقدار کل آب جذب‌شده در هر چرخه برای هر برج محاسبه می‌شود که نقش تعیین‌کننده‌ای در ظرفیت نهایی سیستم دارد.

¹ Molecular sieves
² Activated Alumina
³ Silica Gel

در گام بعد، جرم کل جاذب و ارتفاع بستر بر اساس ظرفیت مشخص جاذب برآورد شده و افت فشار بستر محاسبه می‌شود تا انطباق آن با محدودیت‌های طراحی بررسی گردد و در صورت لزوم، سرعت سطحی اصلاح شود. سپس تحلیل انرژی فرآیند بازیابی انجام می‌گیرد که شامل محاسبه گرمای مورد نیاز برای جداسازی آب جذب‌شده، گرمایش جاذب و گرمایش بدنه فلزی برج است و از مجموع این مؤلفه‌ها، انرژی کل مورد نیاز تعیین می‌شود. بر مبنای این نتایج، بار حرارتی مبدل حرارتی در مرحله بازیابی با فرض زمان گرمایش ۴ ساعت محاسبه شده و در نهایت دبی گاز بازیابی برج تعیین می‌گردد تا طراحی حرارتی و عملیاتی سیستم آب‌زدایی به صورت منسجم تکمیل شود.

جدول ۸: نتایج طراحی واحد خشک کن در سناریوهای مختلف

| سناریو ۲ | سناریو ۱ | پارامتر |
|----------|----------|----------------------------|
| ۱۹۶۴۱۲ | ۴۹۱۰۳ | مقدار جریان ورودی (Kg/hr) |
| ۲.۵۱ | ۲.۵۱ | درصد مولی آب ورودی |
| ۶۰ | ۶۰ | دمای ورودی (°C) |
| ۸.۷ | ۸.۷ | فشار ورودی (bar) |
| ۹۶ | ۴۹ | مقدار جاذب در هر برج (Ton) |
| ۵ | ۵ | مقدار آب خروجی (ppm) |
| ۲۳۰ | ۲۳۰ | دمای احیا (°C) |

۶. ارزیابی اقتصادی

اجرای پروژه‌های صنعتی نیازمند ارزیابی و تحلیل اقتصادی می‌باشد و با برآورد هزینه‌های سرمایه‌گذاری (هزینه‌های ثابت و عملیاتی)، سوددهی طرح صنعتی بررسی می‌شود. با استعلام قسمت انجام شده برای چهار سناریو تعریف شده هزینه سرمایه‌گذاری اولیه مطابق جدول ۹ به دست آمد. در این جدول هزینه نهایی فرآیند جمع‌آوری، خالص‌سازی و انتقال گاز احتراق به‌ازای ۴ دبی مختلف محاسبه شده است. در این محاسبات می‌توان فاصله بین محل تولید گاز غیر هیدروکربنی تا نقطه تزریق را ۳۵ کیلومتر یا ۱ کیلومتر در نظر گرفت؛ لذا در هر سناریو با فرض ایجاد نیروگاه در محل میدان (بدون نیاز به خط لوله انتقال) یا در فاصله ۳۵ کیلومتری موضع انتقال گاز احتراق بررسی شده است. با این فرض که کل گاز تزریقی از یک نیروگاه بخار گازی تولید می‌شود و این نیروگاه وظیفه تولید برق موردنیاز تاسیسات را نیز برعهده دارد. براین اساس هزینه هر مترمکعب گاز احتراق قابل تزریق بین نیم سنت تا سه سنت خواهد بود که نسبت به موارد مشابه مانند تزریق گاز طبیعی، جداسازی دی‌اکسیدکربن و جداسازی نیتروژن کم‌هزینه‌تر خواهد بود. این روش نسبت به روش تزریق نیتروژن به دلیل کاهش شدید انتشار دی‌اکسیدکربن و همچنین وجود غلظت بالای دی‌اکسیدکربن در گاز تزریقی با محیط‌زیست سازگاری بیشتری دارد و بازده ازدیاد برداشت بیشتری خواهد داشت.

جدول ۹: هزینه سرمایه‌گذاری بخش‌های مختلف واحدهای فرایندی در سناریوهای مختلف (دلار)

| سناریو ۴ ب | سناریو ۴ الف | سناریو ۳ ب | سناریو ۳ الف | سناریو ۲ ب | سناریو ۲ الف | سناریو ۱ ب | سناریو ۱ الف | تجهیز |
|---------------|-----------------|---------------|-----------------|---------------|-----------------|---------------|-----------------|--------------------------------------|
| 4,350 | 4,350 | 1,600 | 1,600 | 1,100 | 1,100 | 250 | 250 | خنک‌کننده هوایی |
| 81 | 81 | 65 | 65 | 33 | 33 | 10 | 10 | جداساز |
| 23,300 | 23,300 | 10,400 | 10,400 | 5,200 | 5,200 | 4,080 | 4,080 | کمپرسور |
| 6,600 | 6,600 | 2,650 | 2,650 | 1,320 | 1,320 | 315 | 315 | خشک‌کن |
| 17,400 | 17,400 | 9,000 | 9,000 | 4,500 | 4,500 | 2,500 | 2,500 | کمپرسور بوستر |
| - | 11,917 | - | 9,275,000 | - | 6,174 | - | 4,077 | خط لوله |
| 51,731 | 63,648 | 23,715 | 32,990 | 12,153 | 18,327 | 7,155 | 11,232 | مجموع قیمت تجهیزات |
| 115,877 | 142,572 | 53,121 | 73,897 | 27,222 | 41,052 | 16,027 | 25,160 | مجموع سرمایه‌گذاری ثابت |
| 18,950 | 21,096 | 11,979 | 13,648 | 6,131 | 7,242 | 2,407 | 3,141 | مجموع هزینه‌های عملیاتی |
| 0.56 | 0.66 | 0.77 | 0.96 | 0.79 | 1.04 | 1.49 | 2.15 | هزینه خالص سازی گاز احتراق (Cent/m3) |

برای برآورد شاخص‌های موجود در جدول فوق، فرضیات زیر در نظر گرفته شده‌اند:

۱. هزینه برق: هزینه تولید هر کیلووات‌ساعت برق برابر با ۰.۰۱۶ دلار در نظر گرفته شده است، که مطابق با مصوبه وزارت نیرو می‌باشد.
۲. نیروی انسانی: تعداد اپراتورها ۱۳ نفر تعیین شده است و فعالیت واحد در قالب سه شیفت کاری سازماندهی شده است.
۳. هزینه حقوق و مزایا: برای هر اپراتور، مبلغ ۵,۰۰۰ دلار در سال به‌عنوان حقوق و مزایا منظور شده است.
۴. نرخ تنزیل و طول عمر واحد: نرخ تنزیل برابر با ۱۵٪ و عمر مفید واحد صنعتی ۲۰ سال در نظر گرفته شده است.
۵. ساعات کاری سالانه: فرض بر این است که واحد صنعتی سالانه به مدت ۸,۰۰۰ ساعت فعالیت می‌کند.

بررسی نتایج محاسبات نشان می‌دهد که هزینه کل سرمایه‌گذاری (CapEx) در سناریوهای مختلف به طور مستقیم تحت‌تأثیر ظرفیت واحد و فاصله آن از محل تزریق قرار دارد. در سناریو نخست، میزان سرمایه‌گذاری ثابت در زیر سناریوی الف برابر با ۲۵ میلیون دلار و در زیر سناریوی ب معادل ۱۶ میلیون دلار است. اختلاف قابل توجه میان این دو حالت عمدتاً ناشی از هزینه‌های لوله‌کشی طولانی‌تر در زیر سناریوی الف است. با حرکت به سمت سناریوهای با

ظرفیت بالاتر، روند افزایش هزینه سرمایه‌ای به وضوح مشاهده می‌شود؛ به گونه‌ای که در سناریو چهارم، سرمایه‌گذاری ثابت به ۱۴۲ میلیون دلار در زیرسناریوی الف و ۱۱۵ میلیون دلار در زیرسناریوی ب می‌رسد. این ارقام نشان می‌دهد که فاصله واحد از میدان نفتی، یکی از عوامل تعیین‌کننده در میزان سرمایه‌گذاری اولیه است.

از منظر هزینه‌های عملیاتی (OpEx)، نتایج حاکی از آن است که با افزایش ظرفیت واحد، مخارج سالانه بهره‌برداری نیز افزایش می‌یابد. به‌عنوان نمونه، در سناریو دوم، هزینه‌های عملیاتی در زیر سناریوی الف برابر با ۷ میلیون دلار و در زیرسناریوی ب برابر با ۶ میلیون دلار محاسبه شده است. تفاوت میان این دو حالت نشان‌دهنده اثر مثبت مکان‌یابی مناسب واحد صنعتی بر کاهش هزینه‌های جاری است. به طور کلی، کاهش فاصله انتقال مواد سبب کاهش مصرف انرژی و هزینه‌های مرتبط با بهره‌برداری شده و در نتیجه صرفه‌جویی اقتصادی قابل توجهی به همراه دارد.

بررسی هزینه خالص‌سازی گاز احتراق بیانگر نقش اقتصاد مقیاس در بهبود شاخص‌های اقتصادی واحد است. در سناریوی نخست، هزینه خالص‌سازی در زیر سناریوی الف ۲.۱۵ سنت به ازای هر مترمکعب و در زیرسناریوی ب ۱.۴۹ سنت گزارش شده است. با افزایش ظرفیت، این هزینه به طور پیوسته کاهش می‌یابد؛ به طوری که در سناریوی چهارم، مقدار آن به ۰.۶۶ سنت در زیرسناریوی الف و ۰.۵۶ سنت در زیرسناریوی ب می‌رسد. این روند نشان می‌دهد که افزایش ظرفیت تولید، همراه با کاهش فاصله انتقال، می‌تواند به طور هم‌زمان هزینه نهایی فرآیند را کاهش داده و بازده اقتصادی پروژه را بهبود بخشد.

۷. نتیجه‌گیری

در این مطالعه طراحی فرآیند خالص‌سازی و جداسازی گاز خروجی از دودکش یک نیروگاه بخار به منظور تبدیل آن به گاز سازگار با مخزن جهت انجام عملیات تزریق گاز ارایه شد. انتخاب ترکیب مناسب گاز از میان صنایع مختلف دارای گاز احتراق و جداسازی آب از گاز احتراق مهمترین اهداف این طراحی هستند. به این منظور فرآیندی چند مرحله‌ای شامل زنجیره‌های تراکم، سردسازی و جداسازی طراحی شد تا غلظت بخار آب در خروجی واحد فرآیندی به کمتر از ۱۰ ppm برسد. ترکیبی که خوردگی جریان گاز و هزینه‌های مرتبط به آن را به شدت کاهش می‌دهد.

همچنین سعی شد با انجام ارزیابی‌های اقتصادی هزینه تمام شده گاز قابل تزریق در این روش ارزیابی شود. نتایج تحقیق نشان داد که هزینه تمام شده فرآیند وابستگی جدی به مقیاس عملیاتی فرآیند دارد. در دبی فرآیندی ۲۰ میلیون مترمکعب در روز هزینه تمام شده هر مترمکعب گاز احتراق قابل تزریق یک چهارم هزینه تمام شده واحد عملیاتی با دبی ۱ میلیون مترمکعب در روز است. به‌طورکلی، نتایج به‌دست‌آمده بر اهمیت دو عامل کلیدی، یعنی مکان‌یابی بهینه واحد صنعتی و بهره‌گیری از مزیت‌های ناشی از افزایش ظرفیت تولید، تأکید دارد. ترکیب این دو عامل می‌تواند به کاهش چشمگیر هزینه‌های سرمایه‌ای و عملیاتی منجر شده و هزینه خالص‌سازی گاز احتراق را به حداقل برساند؛ بنابراین، اتخاذ استراتژی‌های مناسب در طراحی و اجرا می‌تواند نقش تعیین‌کننده‌ای در ارتقای پایداری و سودآوری اقتصادی پروژه داشته باشد.

۱. Stosur, G.J. EOR: Past, present and what the next 25 years may bring. in SPE international improved oil recovery conference in Asia Pacific. 2003. SPE.
۲. Zhong, L., et al. Investigation on principles of enhanced offshore heavy oil recovery by coinjection of steam with flue gas. in SPE Asia Pacific Enhanced Oil Recovery Conference. 2013. SPE.
۳. Adu, E., Y. Zhang, and D. Liu, Current situation of carbon dioxide capture, storage, and enhanced oil recovery in the oil and gas industry. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2019. **97**(5): p. 1048–1076.
۴. Mohd Yusoff, M.H., et al., Hybrid membrane distillation and wet scrubber for simultaneous recovery of heat and water from flue gas. *Entropy*, 2020. **22**(2): p. 178.
۵. حسن شکرالهزاده بهبهانی، مهدی زینلی حسنونند، مهدی طبیب‌نژادعزیزی، امکان‌سنجی فنی و اقتصادی ازدیاد برداشت نفت به‌روش تزریق گازهای احتراقی و تولید برق همزمان، پژوهش نفت، شماره ۱۳۳، بهمن و اسفند، ۱۴۰۲، صفحه ۵۷-۷۳
۵. Wilberforce, T., et al., *Outlook of carbon capture technology and challenges*. Science of the total environment, 2019. **657**: p. 56–72.
۶. Li, G., et al., The role of water on postcombustion CO₂ capture by vacuum swing adsorption: Bed layering and purge to feed ratio. *AIChE Journal*, 2014. **6** : (۲) • p. 673–689.
۷. Kemper, J., et al., Evaluation and analysis of the performance of dehydration units for CO₂ capture. *Energy Procedia*, 2014. **63**: p. 7568–7584.
۸. Øi, L.E., P. Nitsche, and S. Aromada, *Comparison of absorption and adsorption processes for CO₂ dehydration*. Scandinavian Simulation Society, 2022: p. 287–292.
۹. Sobolewski, A. and A. Czaplicki, Emisja CO₂–postęp cywilizacyjny czy czynnik hamujący rozwój inwestycyjny. *Chemik*, 2013. **67**(5): p. 387–398.
۱۰. Kinigoma, B. and G.O. Ani, *Comparison of gas dehydration methods based on energy consumption*. Journal of Applied Sciences and Environmental Management, 2016. **20**(2): p. 253–258.
۱۱. Tanupabrungsun, T., B. Brown, and S. Nesic. Effect of pH on CO₂ corrosion of mild steel at elevated temperatures. in NACE CORROSION. 2013. NACE.
۱۲. Netusil, M. and P. Ditzl, Natural gas dehydration, in Natural gas-extraction to end use. 2012, IntechOpen.
۱۳. Yang, Y., et al., A three-bed six-step TSA cycle with heat carrier gas recycling and its model-based performance assessment for gas drying. *Separation and Purification Technology*, 2020. **237**: p. 116335.
۱۴. Kröger, D.G., *Air-cooled heat exchangers and cooling towers*. Vol. 1. 2004: Penwell Corporation Oklahoma.
۱۵. Bartz, J. and J. Maulbetsch, *ARE DRY-COOLED POWER-PLANTS A FEASIBLE ALTERNATIVE*. Mechanical Engineering, 1981. **103**(10): p. 34–41.
۱۶. Fay, H. and T. Litton, *Save water-stop plume with parallel condensing*, ۱۹۹۵. Electric Power Research Inst.(EPRI), Palo Alto, CA (United States); Yankee....
۱۷. API, Air-cooled Heat Exchangers for General Refinery Services, API Standard 661, 3rd and A. Ed., American Petroleum Institute, Washington, DC.
۱۸. Mukherjee, R., Practical thermal design of air-cooled heat exchangers. 2007: Begell House.
۱۹. Nasro, O.M., CFD MODELLING OF COMMERCIAL GAS/LIQUID/LIQUID SEPARATORS. 2024, Khalifa University of Science.
- ۳۵.

- .۲۰ Gas Processors Suppliers Association (GPSA). Engineering Data Book. 14th ed., T., OK: GPSA, 2017.
- .۲۱ American Petroleum Institute, P.D.o.O.a.G.S.a.S., API RP 12J, 9th ed. (Washington, DC: API, September 2024) .
- .۲۲ Souders, M. and G.G. Brown, *Design of fractionating columns I. Entrainment and capacity*. Industrial & Engineering Chemistry, 1934. **26**(1): p. 98–103.
- .۲۳ Stewart, M., Surface production operations: volume IV: pumps and compressors. 2018: Gulf Professional Publishing.
- .۲۴ Mokhatab, S., W.A. Poe, and J.Y. Mak, *Handbook of natural gas transmission and processing : principles and practices*. 2018: Gulf professional publishing.
- .۲۵ Kidnay, A.J., W.R. Parrish, and D.G. McCartney, *Fundamentals of natural gas processing*. 2019: CRC press.
- .۲۶ DAIMINGER, U. and W. LIND, *Adsorption-based processes for purifying natural gas*. World refining, 2004. **14**(7): p. 32–37.

Basic Design of a Flue Gas Purification Process for Injection into an Oilfield as Enhanced Oil Recovery and Carbon Storage method

Asadollah Houshmand (1), Mahdi Zeinali Hasanvand (2), Mehdi Tabibnejad Azizi (3)

(1) Faculty of Chemical Engineering, University of Tehra

(2) Research institute of Petroleum Industry

(3) Faculty of Petroleum Engineering, Amirkabir University

* Corresponding Author: 881006.put@gmail.com

Abstract

Iranian oil fields need more than 110 million cubic meters of natural gas to increase daily recovery. Due to the country's severe imbalance in natural gas, the supply of this gas by national oil and gas companies is facing a serious challenge. An alternative option is to use non-hydrocarbon gases such as nitrogen, carbon dioxide, and Flue gas (Combustion gas). Combustion gas is a more attractive option due to its low price and availability. In previous studies, the importance of replacing natural gas and its functional and economic aspects from the perspective of reservoir engineering and increasing the recovery factor were examined.

From a subsurface process perspective, the challenge of this gas for injection is the presence of high amounts of water vapor and moderate oxygen concentrations in some incomplete combustion processes, which cause corrosion and reduce the safety of the facility. Continuing previous research, the aim of this study is to design a power plant combustion gas purification

unit to separate water vapor and define complete combustion processes for injection into the well. In this designed unit, raw flue gas will be converted into standard gas compatible with the reservoir and can be injected into the field through a precise engineering process. The main objective of this project is to design an optimal process unit for compression and purification and initial calculations of the transmission line. Also, different scenarios for implementing the process have been examined and compared with each other. Finally, the total cost of collecting, purifying, and transporting combustion gas has been calculated for forty discharges of 1, 4, 8, and 20 million cubic meters per day. This study is one of the first studies to document the basic design of standard combustion gas production that can be injected into the field. The design dimensions, the amount of electricity consumed by the facility, and the final cost of the process are presented in four different scales.

Keywords:

Basic design, flue gas purification, steam power plant, enhanced oil recovery, carbon dioxide capture and storage, scalability

Accepted Paper