

بهینه‌سازی مصرف انرژی برج احیاکننده در واحد شیرین‌سازی پالایشگاه گاز پارس جنوبی فازهای ۴ و ۵

۱- جابر غلامی شیرینی^۱ - ۲- فاطمه خاموشی^۲

۱- دانشجوی کارشناسی ارشد گروه مهندسی مکانیک، واحد شیراز، دانشگاه آزاد اسلامی، شیراز، ایران

۲- عضو هیئت علمی گروه مهندسی مکانیک، واحد شیراز، دانشگاه آزاد اسلامی، شیراز، ایران

چکیده

میدان نفتی و گازی پارس جنوبی، در قطر با نام گنبد شمالی بزرگ‌ترین میدان گازی جهان است، که در خلیج فارس و به‌طور مشترک، در آب‌های سرزمینی ایران در حدود ۳۳ درصد استان بوشهر و قطر حدود ۶۷ درصد واقع شده است. بنابراین با توجه به وجود منابع عظیم انرژی و به‌خصوص منابع گازی در کشورمان ایران و لزوم فرآیند شیرین‌سازی گاز ترش، روش‌های زیادی برای عاری‌سازی گاز ترش از گازهای اسیدی جهت جلوگیری از خوردگی لوله و تجهیزات وجود دارد که مهم‌ترین آن‌ها افزودن انواع آمین‌ها و تماس گاز ترش با آمین در برج جذب است. سه نوع آمین نوع اول، دوم و سوم وجود دارد که با توجه به نیاز جداسازی و با توجه به انتخاب‌پذیری آن، هرکدام از انواع آمین می‌تواند انتخاب شود. در تحقیق حاضر، خوراک گازی ورودی به واحد ۱۰۱ شیرین‌سازی گاز ترش، از تأسیسات سرچاهی از آب‌های خلیج فارس دریافت می‌شود و در برج جذب در تماس با آمین نوع سوم یعنی MDEA قرار می‌گیرد و سپس این گاز تصفیه‌شده از بالای برج خارج و آمین غنی از پایین برج به سمت برج دفع جهت احیای آمین غنی و خالص‌سازی آمین از گازهای اسیدی H_2S و CO_2 فرستاده می‌شود. در تحقیق حاضر به شبیه‌سازی پایای برج احیا و همچنین بهینه‌سازی این برج جهت دستیابی به عملکرد بالاتر نسبت به شرایط موجود پرداخته شده است تا بتوان به کاهش مصارف یوتیلیتی و افزایش جداسازی کمک کرد. با توجه به بررسی‌های انجام‌شده و نتایج حاصل از شبیه‌سازی، کاهش دیوتی ریپولر به کاهش دمای کندانسور و افزایش جداسازی گازهای اسیدی منجر شده است.

کلمات کلیدی: شیرین‌سازی گاز طبیعی، گازهای اسیدی، شبیه‌سازی پایا، بهینه‌سازی فرایندها.

۱. مقدمه و هدف

1. Sunt.gholami@gmail.com

2. Fa.khamoushi@iaushiraz.ac.ir

بندر عسلویه در ۲۷۰ کیلومتری جنوب شرقی بوشهر و مشرف به خلیج فارس قرار گرفته است. این منطقه از نظر آب‌وهوایی بسیار گرم و مرطوب بوده و از نظر جغرافیایی و ژئوپلیتیکی مکان مناسبی است برای سرمایه‌گذاری‌های کلان اقتصادی. در فاصله ۱۰۵ کیلومتری این بندر در دل آب‌های خلیج فارس یکی از عظیم‌ترین میادین گازی جهان به نام پارس جنوبی مشترک میان ایران و قطر قرار دارد که وسعت بخش ایرانی آن برابر ۳۷۰۰ کیلومتر مربع و ذخیره در جای آن ۴۶۴ تریلیون فوت مکعب است که معادل ۸ درصد کل ذخایر گازی جهان و ۵۰ درصد ذخایر گازی شناخته‌شده در کشورمان است.

گاز به‌عنوان سوخت ممتاز تلقی می‌شود؛ چراکه فاقد بو و دود است و خاکستر بر جای نمی‌گذارد، یعنی درحالی‌که محاسن برق را دارد هزینه آن کمتر است. گاز طبیعی قبل از مصرف باید پالایش شود و این مهم به‌وسیله مواد جاذب از نوع ترکیبات مختلف صورت می‌گیرد.

به‌طور کلی هدف از عملیات شیرین‌سازی تبدیل مرکپتان‌های اسیدی (و با بوی نامطبوع) موجود در فرآورده‌های نفتی به دی‌سولفیدهای کم‌ضررتر است. ضمناً احتمال حذف یا تبدیل سایر ترکیبات گوگردی نیز وجود دارد. غالباً گازی که از منابع نفتی و یا از صنایع نفت، گاز و پتروشیمی حاصل می‌شود دارای مقادیر متفاوتی CO_2 و H_2S مرکز مرکپتان‌ها و سایر مشتقات گوگرد است. این گاز اصطلاحاً گاز ترش^۱ نامیده می‌شود.

تصفیه گاز و شیرین‌سازی در حقیقت جدا کردن مواد یادشده از گاز طبیعی و یا گاز مایع است. پس از آن مسئله بازیافت گوگرد در سیستم شیرین‌سازی گازهای ترش از مهم‌ترین مسائل است. گرچه این مسئله ممکن است به‌علت فراوانی گوگرد از نظر اقتصادی به‌صرفه نباشد، اما در برابر مسئله آلودگی هوا و محیط زیست و لزوم کنترل آن و نیز خورنده بودن این عنصر حائز اهمیت است، بنابراین گازهای اسیدی حاصل از پالایش نفت و گاز در واحد بازیافت گوگرد (SRU) در اثر تماس با هوا اکسید می‌شوند و گوگرد تولید می‌کنند، اما تمامی H_2S موجود در این مرحله اکسید نمی‌شود و مقداری در گاز به صورت مازاد (Tail Gas) باقی می‌ماند. با این هدف اصلی در سیستم‌های پیشرفته بازیافت گوگرد سعی بر یک جداسازی کامل است. البته عملیات بازیابی گوگرد خود مقوله‌ای است جداگانه که پس از حذف عوامل گوگرددار در گازها به آن می‌پردازند.

۱-۱. لزوم حذف ترکیبات گوگردار

گازی که از مخازن حوضچه‌های نفتی استخراج و منتقل می‌شود شامل ناخالصی‌هایی عمدتاً از ترکیبات زیر است:

۱. آب؛
۲. گازهای اسیدی شامل انیدرید کربنیک، سولفید هیدروژن، ترکیبات گوگردی از قبیل مرکپتان‌ها و کاربوئیل سولفاید؛
۳. اکسیژن؛
۴. متانول یا گلیکول؛
۵. هیدروکربورهای سنگین.

مقدار زیاد H_2S به‌علت نداشتن ارزش حرارتی، مطلوب نیست و زدودن آن گذشته از لزوم آن برای تولید محصول با کیفیت استاندارد، از نظر جلوگیری آلودگی و خوردگی جداره‌های فولادی ضروری است. گاز سولفید هیدروژن (H_2S)

1. Sour Gas

موجود در خوراک واحد با اهمیت‌ترین ناخالصی در گاز است که حذف و به عبارت دیگر کاهش مقدار آن تا حد مجاز و قابل قبول ضرورت دارد.

سولفید هیدروژن خورنده لوله‌های استیل و هنگام سوختن دی‌اکسید است و به‌هنگام ضرورت باید از گازهای ترش حذف شود؛ زیرا این عمل ضمن افزایش کیفیت گاز تصفیه‌شده، بازیابی قابل فروش را نیز میسر می‌کند. ترکیبات دیگر گوگرد مانند کاربونیل سولفاید و مرکاپتان‌ها جهت عوارض نامطلوب عملیاتی و تأمین کیفیت مطلوب نهایی باید جدا شوند.

با توجه به خواص مضر سولفید هیدروژن، مرکاپتان‌ها و گوگرد آزاد، این نتیجه حاصل می‌شود که این مواد مزاحم‌ترین مواد خارجی موجود در فرآورده‌های سبک و گاز طبیعی هستند و در درجه اول هدف از عملیات تکمیلی، حذف این مواد و یا تبدیل آن به مرکبات کم‌ضرتر است. همان‌طور که اشاره شد، عمل حذف یا تبدیل این مواد را «شیرین کردن» می‌گویند. بر حسب تعریف، فرآورده‌ای را شیرین می‌گویند که اگر مقدار ۱۰ سانتی‌متر مکعب از محلول پلمبیت سدیم فلیپایی (PbO_2Na_2) در حضور مقدار کمی گوگرد مخلوط کنند و تکان دهند، هیچ نوع رسوب سیاه‌رنگ و یا تاری ایجاد نشود.

حذف (H_2S) و عمل شیرین‌سازی در نوع شکلی از مقابله با مسئله خوردگی است. خوردگی ناشی از گوگرد و ترکیبات آن هم در خط لوله و هم در مخازن موجب مشکلاتی می‌شود. بنابراین به‌منظور جلوگیری از خوردگی گاز در لوله‌های انتقال باید (H_2S) آن را جدا کرد. روش تصفیه گاز به همین دلیل توسعه و پیشرفت کرده است. روش شیرین کردن گاز با آمین به‌دلیل بالا بودن فشار و حجم زیاد آن پیشرفت بسیاری داشته است.

مقدار غلظت گازهای اسیدی در گاز طبیعی در انتخاب نوع پروسس تصفیه (شیرین کردن) گاز بسیار مؤثر است. بعضی از پروسس‌ها برای جذب مقدار زیاد گازهای اسیدی مناسب‌اند که در این حالت گاز تصفیه‌شده دارای مقدار نسبتاً زیادی (بیش از مقدار استاندارد) گاز اسیدی است. در بعضی از پروسس‌های دیگر مقدار گاز اسیدی موجود در گاز تصفیه‌شده به چند قسمت در هزار (PPM) می‌رسد. این نوع پروسس‌ها برای گازهای طبیعی، که دارای گاز اسیدی با درصد کم هستند، به کار می‌رود.

انتخاب نوع ماده‌ای که برای شیرین کردن گاز به کار می‌رود نشانگر آن است که چند نوع گاز اسیدی و تا چه مقدار باید از محیط عمل خارج شود. در بعضی از روش‌های تصفیه (شیرین کردن) گاز، تنها یک نوع از گاز اسیدی موجود در گاز طبیعی جذب می‌شود و در بعضی حالات کلیه گازهای اسیدی موجود در گاز طبیعی از محیط خارج می‌شوند. بعضی از مواد شیرین‌کننده گاز مقداری از هیدروکربن‌ها را نیز جذب می‌کند. عمل تصفیه (شیرین کردن) گاز طبیعی همواره در فشار زیاد انجام می‌شود، ولی در موارد استثنائی پروسس‌هایی وجود دارد که گاز را در فشار پایین تصفیه می‌کند. در اغلب پروسس‌ها یا کنترل درجه حرارت بیش از درجه حرارت محیط انجام می‌شوند. بعضی از روش‌های تصفیه، در صورتی که مقدار گاز کم باشد، از نظر اقتصادی مقرون به صرفه است، ولی در همین روش‌ها اگر مقدار حجم گاز مورد تصفیه زیاد شود، از نظر اقتصادی توجیه‌پذیر نیست.

۲-۱. فازهای ۴ و ۵

فازهای ۴ و ۵ این طرح به‌منظور تولید روزانه ۵۰ میلیون متر مکعب گاز طبیعی برای مصارف داخلی و صادرات، و همچنین تولید سالانه حدود ۱/۰۵ میلیون تن گاز مایع (LPG) و تولید روزانه هشتاد هزار شبکه میعانات گازی و ۴۰۰ تن گوگرد برای صادرات و تولید سالانه ۱ میلیون تن اتان به‌عنوان خوراک واحدهای پتروشیمی طراحی شده است.

عملیات اجرایی این دو فاز را مشارکت انی ایتالیا (ENI) و پتروپارس در سال ۸۰ آغاز کرده‌اند و اولین مرحله بهره‌برداری آن در شهریور ۱۳۸۳ شروع شده است.

تأسیسات دریایی هر فاز به‌طور مستقل برای تولید روزانه ۱۰۰۰ میلیون فوت مکعب گاز ترش و میعانات گازی همراه طراحی شده است که این تأسیسات نیز در فاصله ۱۱۰ کیلومتری ساحل بندر عسلویه نصب شده‌اند و شامل سکوهای چاهی به ظرفیت هر سکو ۱۵ چاه است.

سکوها دارای دو رشته خط لوله زیردریایی ۳۲ اینچ و ۴/۵ اینچ انتقال گلیکل (MEG)، اتاق کنترل، مولدهای برق، کمپرسورهای هوای ابزار دقیق، جمع‌آوری و تزریق (MEG)، سیستم ارسال توپک و مشعل بوده است که به‌صورت بهره‌برداری بدون نفر از طریق پالایشگاه صورت می‌گیرد. ظرفیت هر چاه صد میلیون فوت مکعب در روز بوده که پس از تزریق (MEG) برای جلوگیری از خوردگی و یخ‌زدگی به‌صورت سه‌فازی به ساحل منتقل می‌شود. گاز تصفیه‌شده تولیدی فازهای ۴ و ۵ با استفاده از خط لوله ۵۶ اینچ به خط لوله سراسری سوم انتقال گاز ارسال می‌شود.

۱. تئوری و پیشینه تحقیق

(کولیوند سالوکی و همکاران ۱۳۹۸) اثر پارامتر دمای آمین غنی ورودی به برج احیا را بر روی بار حرارتی کندانسور و بار حرارتی ریویولر و بار حرارتی مبدل آمین غنی / ضعیف مورد بررسی قرار داده‌اند و مقدار دمای بهینه برای کاهش هزینه‌های عملیاتی و افزایش سودآوری را محاسبه کرده‌اند. شبیه‌سازی و آنالیز حساسیت با استفاده از نرم‌افزار PRO II انجام شد. نتایج نشان داد در دمای ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد، مجموع هزینه‌های آمین غنی ورودی به برج احیا، کمترین میزان را خواهد داشت. مقایسه بین فرآیند اصلی و فرآیند بهینه‌شده نشان می‌دهد که انتخاب دمای بهینه آمین غنی ورودی به برج احیا، توانایی کاهش هزینه عملیاتی را تا بیش از ۹۷.۷۰۴ دلار در سال را دارد و بیشترین میزان بازیابی سولفید هیدروژن در این دما انجام می‌گیرد [۱].

(عسکری و همکاران ۱۳۹۸) طی پژوهشی به بررسی و شبیه‌سازی برج دفع پالایشگاه لاوان به‌منظور بهبود راندمان آن به کمک نرم‌افزار ASPEN PLUS پرداختند. هدف از این مطالعه، شبیه‌سازی و افزایش راندمان برج عریان‌ساز پالایشگاه لاوان به‌منظور کاهش میزان هیدروژن سولفید در نفت خام خروجی، به میزان تعیین‌شده حداکثر ۷۰ ppm بوده است (در حال حاضر غلظت H_2S در نفت خروجی از برج ۱۰۵ ppm است). در این راه به کمک نرم‌افزار Aspen Plus برج مذکور با میانگین خطای حدود ۵ درصد شبیه‌سازی شد و با انطباق خوب حاصل‌شده به مطالعه اثر پیش‌گرمکن، تزریق بخار و جریان برگشتی بر راندمان برج عریان‌ساز پرداخته شد. چنانچه دمای نفت ورودی با حضور پیش‌گرمکن به $110^\circ F$ و دبی گاز شیرین افزایش یابد، میزان غلظت H_2S خروجی در نفت از ۱۰۵ ppm به ۵۲ ppm کاهش می‌یابد [۲].

(قربانی و جعفری ۱۳۹۸) طی پژوهشی به بررسی خوردگی در برج احیا آمین پالایشگاه دوم پارس جنوبی با استفاده از شبیه‌ساز فرآیندی در واحد شیرین‌سازی گاز و کاهش نرخ خوردگی به کمک کنترل متغیرهای فرآیندی پرداختند. مطابق با شبیه‌سازی فرآیندی انجام‌شده با استفاده از نرم‌افزار پرومکس، در صورت افت دمای آمین ورودی به برج احیا، انجام عمل دفع گازهای اسیدی، عمدتاً در پایین برج و همچنین جوش‌آورنده مربوطه صورت می‌گیرد که با توجه به جنس بدنه (فولاد کربنی ۵۱۶)، بروز مکانیزم‌های تخریب ناشی از دی اکسید کربن محتمل خواهد بود [۳].

(عطالهی و اسدی ۱۳۹۷)

طی پژوهشی به بررسی شبیه‌سازی واحد شیرین‌سازی گاز پالایشگاه پارس جنوبی و احیای آمین در برج دفع با استفاده از نرم‌افزار Aspen HYSYS به‌منظور بهبود فرایند پرداختند. در این تحقیق، شیرین‌سازی گاز ترش با استفاده از نرم‌افزار

Aspen HYSYS مورد شبیه‌سازی واقع شده است. دی اتانول آمین یک آمین نوع دوم بوده و برای حذف H_2S انتخاب‌پذیری زیادی دارد. همچنین از آن‌جایی که این آمین نوعی باز ضعیف است به دمای نسبتاً کمی در برج بازیابی نیاز دارد [۴].

(رضائیان و همکاران ۱۳۹۳) به کمک نرم‌افزار Aspen Hysys برای بهینه‌سازی انرژی در برج‌های دفع با در نظر گرفتن تمامی جزئیات، روشی جهت بهینه‌سازی مصرف انرژی در آن ارائه کردند. نتایج شبیه‌سازی نشان داد، در صورت استفاده از خوراک ورودی به‌عنوان عامل سرمایش به‌جای کولر هوایی، می‌توان این تجهیز را از فرآیند حذف کرد که در این صورت بازگشت سرمایه قابل توجه خواهد بود و در مصرف برق نیز صرفه‌جویی می‌شود. از طرفی با افزایش دمای خوراک به دلیل تبادل حرارت با بخار بالاسری برج، دمای کل برج افزایش خواهد یافت که در نتیجه به کاهش ۳۸ درصدی مصرف سوخت گازی در ریپویلر منجر می‌شود [۵].

(حلیمی فرد و همکاران ۱۳۹۱) با بهره‌گیری از تکنولوژی پینچ (اصلاح شبکه مبدل حرارتی)، روشی با هدف کاهش ۱۰۰ درصدی مصرف برق در کولر هوایی ذکر شده ارائه شد. نتایج حاصل از شبیه‌سازی با نرم‌افزار Aspen Hysys نشان داد که در صورت استفاده از روش پیشنهادی علاوه بر کاهش مصرف انرژی الکتریکی، میزان جذب دی اکسید کربن نیز در حد مطلوب باقی خواهد ماند. به‌منظور بررسی توجیه‌پذیری اقتصادی روش ارائه شده، برآورد اقتصادی برای آن صورت گرفت و مشخص شد که در صورت استفاده از طرح پیشنهادی سالانه ۱۸۴۱۳ دلار سرمایه برگردانده می‌شود [۶].

(عبدالجبار و همکاران^۱، ۲۰۲۴) به بررسی فرآیند شیرین‌سازی گاز پالایشگاه مجنون عراق و سناریوهای بهینه‌سازی آن با استفاده از ASPEN HYSYS 8.4 و بهینه‌سازی الگوریتم ژنتیک پرداختند. ابتدا مقادیر پارامترهای بهینه‌سازی مانند مقادیر جمعیت، نسل‌ها و متقاطع برای بهینه‌سازی‌های تک و چندهدفه به دست آمد. اثر دما و جریان مولی گاز خوراک و آب تشکیل‌دهنده بر غلظت دی اکسید کربن و H_2S در گاز شیرین بررسی شد. نتایج نشان داد با افزایش دما و دبی مولی گاز خوراک، غلظت دی اکسید کربن و H_2S در گاز شیرین افزایش می‌یابد. بهینه‌سازی فرآیند تک و چندهدفه با به حداقل رساندن غلظت دی اکسید کربن و H_2S ، به حداقل رساندن انرژی مصرفی و انرژی مصرفی کلی شامل انرژی استریپر و کولر انجام شد. همچنین نتایج نشان داد با افزایش تعداد توابع هدف بهینه‌سازی، توانایی الگوریتم کاهش می‌یابد؛ زیرا الگوریتم ژنتیک باید با افزایش تعداد توابع هدف، محدودیت‌های بیشتری را در نظر بگیرد. نکته جدید این تحقیق مطالعه جامع بهینه‌سازی فرآیند شیرین‌سازی گاز با هدف تک تا چهار بود. [۷]

(لیان و همکاران^۲، ۲۰۲۳) براساس روش آنالیز اکسرژی به شبیه‌سازی فرآیند و تحلیل اکسرژی، گلوگاه‌های یک فرآیند شیرین‌سازی گاز اسیدی معمولی برای پالایشگاه با استفاده از Aspen HYSYS پرداختند و استراتژی‌های بهینه‌سازی مورد بحث و پیشنهاد قرار گرفت. ابتدا، یک جذب جدید در دمای پایین با دمای حلال بدون چربی ۱۵ درجه سانتی‌گراد همراه با بازیابی انرژی سرد گاز شیرین ایجاد شد که کارایی جذب را بهبود بخشید و سرعت گردش حلال بدون چربی را کاهش داد. سپس یک تقطیر پمپ حرارتی اصلاح‌شده با ترکیب فناوری تغذیه جریان تقسیم‌شده توسعه یافت. پس از بهینه‌سازی فرآیند جدید، نتایج نشان داد که هزینه عملیاتی و مصرف کلی انرژی به‌ترتیب به میزان ۱۴ و ۲۲ درصد برای فرآیند جذب کاهش می‌یابد و همراه با فرآیند بازسازی اصلاح‌شده، راندمان بازیافت انرژی بیشتر بهبود می‌یابد. هزینه عملیاتی، مصرف انرژی جامع و TAC به ترتیب ۱۹.۳ درصد، ۳۰ درصد و ۱۳.۱ درصد کاهش یافت [۸]. (نوروزی و همکاران، ۲۰۲۱)

¹. Abduljabbar et al

². Lei Lian et al

مدلی شبیه‌سازی شده براساس طرح جدید پالایشگاه گاز گچساران جهت بهینه‌سازی مصرف انرژی در فرآیند رطوبت‌زدایی گاز طبیعی را بررسی کردند. در این بخش از فرآیند موجود، برای پیش گرم کردن جریان ورودی به بویلر از یک مبدل حرارتی پوسته لوله دومرحله‌ای استفاده می‌شود. این امر میزان بخار مورد نیاز برای تبخیر جریان ورودی به انتهای برج را کاهش می‌دهد. از سوی دیگر، با پیش‌خنک کردن جریان‌های ورودی به کولر گازی، میزان برق مصرفی برای رسیدن به دمای مطلوب جریان‌های خروجی کاهش می‌یابد [۹].

(خنجر و امیری، ۲۰۲۱) طی پژوهشی با عنوان شبیه‌سازی و تحلیل پارامتریک فرآیند شیرین‌سازی گاز طبیعی: مطالعه موردی میدان نفتی میسان در عراق اقدام به بررسی این موضوع کردند. در این کار، شبیه‌سازی و مطالعات پارامتریک کارخانه فرآوری گاز طبیعی شرکت نفت میسان/ میدان نفتی بوزرگان فرآوری گاز طبیعی (در عراق) مورد توجه قرار گرفت. نتایج نشان می‌دهد که با افزایش دمای خوراک و سرعت جریان، مقدار H_2S و دی اکسید کربن در جریان گاز شیرین افزایش می‌یابد. سپس در مرحله بعد اثر حلال‌های مخلوط بررسی شد. سولفولان-MDEA و MDEA-MEA به ترتیب به عنوان حلال مخلوط فیزیکی-شیمیایی و حلال مخلوط شیمیایی انتخاب شدند. نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهد که می‌توان با استفاده از حلال مخلوط و کارکرد و وظیفه خنک‌کننده جوش آور را کاهش داد. با این حال، مقدار H_2S و دی اکسید کربن در گاز شیرین می‌تواند تحت تأثیر این حلال‌ها باشد. سیستم با حلال مخلوط شیمیایی می‌تواند عملکرد بهتری نسبت به سایر حلال‌ها داشته باشد [۱۰].

(شانگ و همکاران^۱، ۲۰۱۹) در پژوهش حاضر اثرات کاهش بار و فشار گاز خوراک و افزایش محتوای H_2S کیفیت و نرخ بازده گاز تصفیه شده تحت شرایط عملیاتی بهینه با شرایط میدان واقعی را مورد تجزیه و تحلیل قرار دادند. نتایج تحقیق نشان داد که گزینش پذیری جذب محلول‌های MDEA را می‌توان با کاهش نرخ گردش، غلظت و دمای ورودی محلول‌های MDEA بهبود بخشید، که برای افزایش نرخ بازده گاز تصفیه شده مطلوب است. به طور خاص، نرخ گردش محلول MDEA عامل اصلی تأثیرگذار بر مصرف انرژی جامع یک واحد شیرین‌کننده گاز طبیعی با گوگرد بالاست. دوم، هنگامی که نرخ جریان، فشار و محتوای H_2S گاز خوراک در نوسان است، نیازهای تصفیه را می‌توان تحت شرایط عملیاتی بهینه برآورده کرد. سوم، صرفه جویی در انرژی تحت نرخ جریان پایین گاز خوراک را می‌توان با کاهش نرخ جریان بخار احیاء شده و تنظیم موقعیت محلول‌های MDEA که وارد برج جذب ثانویه می‌شوند به دست آورد. چهارم، با افزایش یک‌درصدی محتوای H_2S ، باید سرعت گردش محلول MDEA را حدود 103×20 کیلوگرم در ساعت افزایش داد. پنجم، پس از بهینه‌سازی پارامتر، نرخ بازده گاز تصفیه شده ۵۰ درصد افزایش و مصرف انرژی جامع ۱۹/۱ درصد در شرایط عملیاتی بار کامل کاهش می‌یابد [۱۱].

(نهدلیه و همکاران^۲، ۲۰۱۶) طی پژوهشی با عنوان بهینه‌سازی محتوای دی اکسید کربن و صرفه جویی در انرژی در کارخانه فرآوری گاز شیرین کننده با استفاده از الگوریتم بهینه‌سازی ازدحام ذرات (PSO) این موضوع را بررسی کردند. در این مطالعه بهینه‌سازی انجام شده و بر روی احیاکننده آمین متمرکز شده است؛ زیرا تأثیر زیادی بر جذب دی اکسید کربن یا فرآیند شیرین‌سازی گاز داشته است. بازسازی ستون آمین با استفاده از شبکه عصبی پرسپترون چندلایه (MLP) با ساختار خودکار غیرخطی با ورودی خارجی (NARX) و الگوریتم یادگیری مدل‌سازی شد. در این سیستم، نسبت حذف دی اکسید کربن تحت تأثیر متغیرهای عملیاتی مانند غلظت بازسازی ستون تغذیه، کندانسور دما و دمای در مولد پایین قرار می‌گیرد که به نوبه خود توسط وظیفه reboiler در احیاکننده آمین تعیین می‌شود. این فرآیند با استفاده از بهینه‌سازی

¹. Shang et al

². Nahdliyah et al

ازدحام ذرات (PSO) برای به دست آوردن کسر مولی دی اکسید کربن در آمین بدون چربی بهینه شده است و بار انرژی در بویلر و کندانسور به حداقل می‌رسد [۱۲].

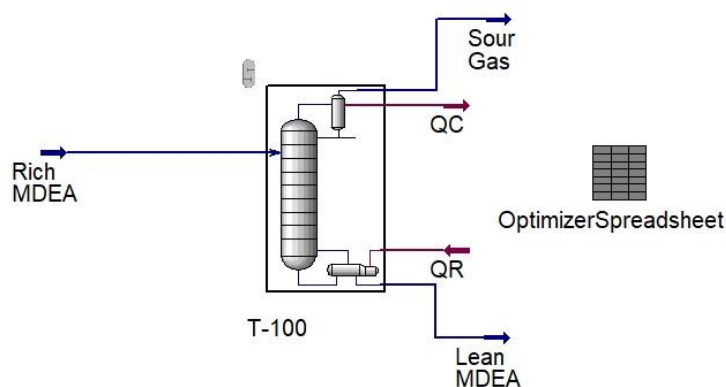
جدول (۱-۳) مشخصات خوراک ورودی به واحد شیرین سازی

پارامتر	واحد	مقدار
دبی جرمی گاز	Kg/hr	۵۱۲۵۲۲/۷
دبی جرمی مایع (آمین)	Kg/hr	۳۱۴۳۷۱/۷
دمای گاز	°C	۲۳/۹۴
فشار گاز	bara	۶۶/۳
دمای مایع (آمین)	°C	۴۱/۶۷
فشار مایع (آمین)	bara	۶۵/۹

۲. مواد و روش‌ها

۱-۳. بهینه سازی

در این تحقیق، شرایط خوراک ورودی به واحد شیرین سازی در جدول (۱-۳) آمده است.



شکل (۱-۳) فلوشیت برج احیای واحد شیرین سازی شبیه سازی شده در محیط اسپن هایسیس

فلوشیت شبیه سازی برج احیای واحد شیرین سازی در شکل (۱-۳) نشان داده شده است.

بهینه سازی برج احیا در محیط اسپن هایسیس ورژن ۱۲.۱ استفاده شده است. مشخصات برج احیا جهت بهینه سازی در جدول (۲-۳) آمده است.

جدول (۲-۳) مشخصات برج احیا در شبیه سازی

مقدار	واحد	پارامتر
۱۰۱	°C	دمای آمین غنی ورودی
۱.۴۹۷	barg	فشار آمین غنی ورودی
۳۳۸	Ton/hr	دبی جرمی آمین غنی ورودی
۱۱۳۷۳	Kgmole/hr	دبی مولی آمین غنی ورودی
۲۵	-	تعداد سینی
۳	-	سینی ورود خوراک
Kettle	-	نوع ریبویلر
۱۳۱	°C	دمای ریبویلر
۱.۷	barg	فشار ریبویلر
8.232+e7	Kw	دیوتی ریبویلر
Total	-	نوع کندانسور
۵۵	°C	دمای کندانسور
۱.۴۶	barg	فشار کندانسور

های بهینه

متغیر

سازی در جدول (۳-۳) آمده است. همچنین تابع هدف در این بهینه‌سازی، حداقل کردن دیوتی ریبویلر تعریف شده است.

جدول (۳-۳) متغیرهای بهینه سازی

حد بالا	مقدار فعلی قبل از بهینه‌سازی	حد پایین	متغیر بهینه سازی
۶۵	۵۵	۴۰	دما (°C)
9/232+e7	8/232+e7	۱۰۰	دیوتی ریبویلر (kW)

۳. نتایج و بحث

۱-۴. بهینه سازی

در این بهینه‌سازی از روش Mixed استفاده شده است. تابع هدف در این بهینه‌سازی، حداقل سازی میزان دیوتی ریبویلر تعریف شده است. مقادیر مربوط به قبل و بعد از بهینه سازی در جدول (۱-۴) آمده است.

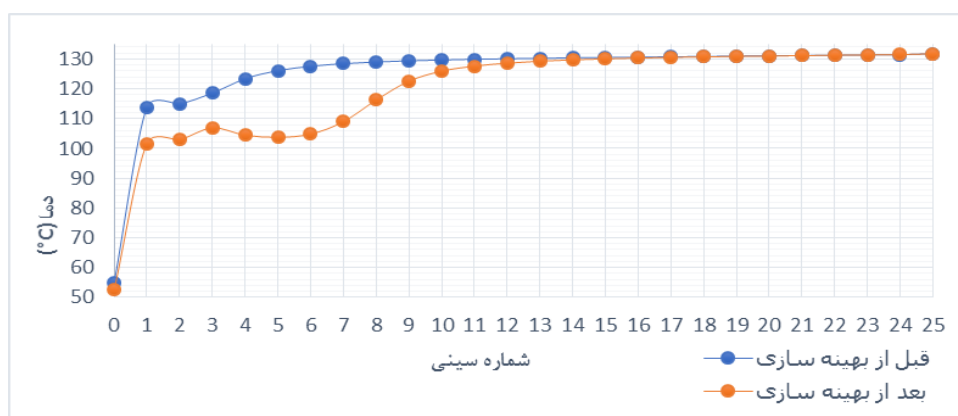
جدول (۱-۴) مشخصات قبل و بعد از بهینه سازی

پارامتر	واحد	مقدار قبل از بهینه‌سازی	مقدار بعد از بهینه‌سازی
دمای آمین غنی ورودی	°C	۱۰۳	۱۰۳
فشار آمین غنی ورودی	barg	۱/۴۹۷	۱/۴۹۷
دبی جرمی آمین غنی ورودی	Ton/hr	۳۳۸	۳۳۸
دبی مولی آمین غنی ورودی	Kgmole/hr	۱۱۳۷۳	۱۱۳۷۳
جز مولی H ₂ S در جریان بالای برج	Mole %	۰/۳۸۱۴	۰/۳۸۳۶
جز مولی CO ₂ در جریان بالای برج	Mole %	۰/۵۴۵	۰/۵۵۰
دیوتی ریویلر	Kw	8/232+e7	5/809+e7
دمای کندانسور	°C	۵۵	۵۲/۵

در ادامه نمودارهای شرایط بهینه‌شده با حالت بهینه‌نشده مقایسه شد و به تحلیل و بررسی نتایج پرداخته شده است.

۱-۴. تغییرات دما در برج احیا قبل و بعد از بهینه‌سازی

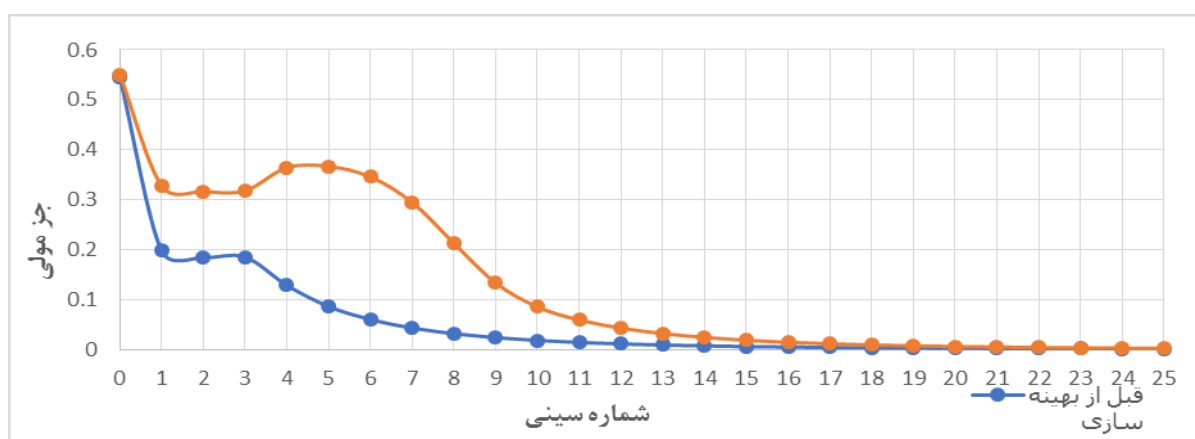
از آنجایی که دیوتی ریویلر در حالت بهینه‌شده کاهش یافته است؛ در نتیجه بدیهی است که با توجه به گرمای ورودی کمتر از طرف ریویلر به برج، دمای سیال در طول برج نیز اندکی کاهش یابد. همان‌طور که در شکل (۱-۴) نیز مشخص است، منحنی نارنجی مربوط به شرایط بهینه‌شده، از سینی چهاردهم به سمت ریویلر، دماها تغییری نداشته است، اما از بالای برج به سمت پایین تا سینی چهاردهم دماهای کمتری نسب به حالت بهینه‌نشده را نشان می‌دهد و این موضوع نشان می‌دهد که توان ریویلر نسبت به حالت قبل کمتر است.



شکل (۱-۴) منحنی تغییرات دما در برج احیا قبل و بعد از بهینه سازی

۴-۱-۲. تغییرات جز مولی CO₂ در برج احیا قبل و بعد از بهینه‌سازی

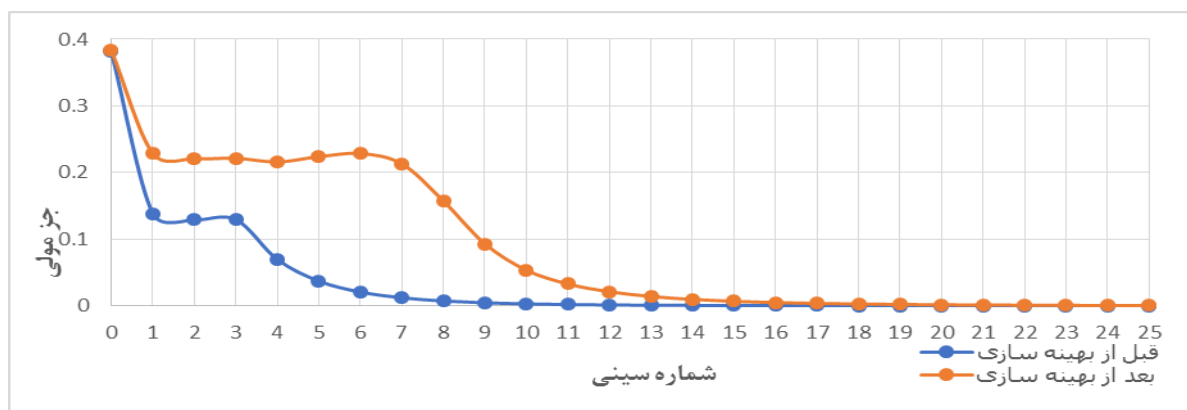
همان‌طور که در شکل (۴-۲) دیده می‌شود، جز مولی CO₂ از بالا به پایین برج کاهش می‌یابد تا جایی که در پایین‌ترین سینی این مقدار به صفر میل می‌کند و تا ۹۹/۸۳ درصد جداسازی CO₂ رخ داده است و قبل از بهینه‌سازی، CO₂ با جز مولی ۰/۵۴۵۶ از بالای برج خارج شده است که این مقدار پس از انجام بهینه‌سازی به جز مولی ۰/۵۵۰۶ افزایش یافته است. همچنین در طول برج از سینی هفدهم به بالا شاهد افزایش قابل توجهی جز مولی CO₂ در هر سینی هستیم.



شکل (۴-۲) منحنی تغییرات جز مولی CO₂ در برج احیا قبل و بعد از بهینه‌سازی

۴-۱-۳. تغییرات جز مولی H₂S در برج احیا قبل و بعد از بهینه‌سازی

همان‌طور که در نمودار زیر دیده می‌شود، جز مولی H₂S از بالا به پایین برج کاهش می‌یابد تا جایی که در پایین‌ترین سینی این مقدار به صفر میل می‌کند و تا ۹۹/۸۳ درصد جداسازی H₂S رخ داده است و قبل از بهینه‌سازی، H₂S با جز مولی ۰/۳۸۱۴ از بالای برج خارج شده است که این مقدار پس از انجام بهینه‌سازی سینی هفدهم به بالا شاهد

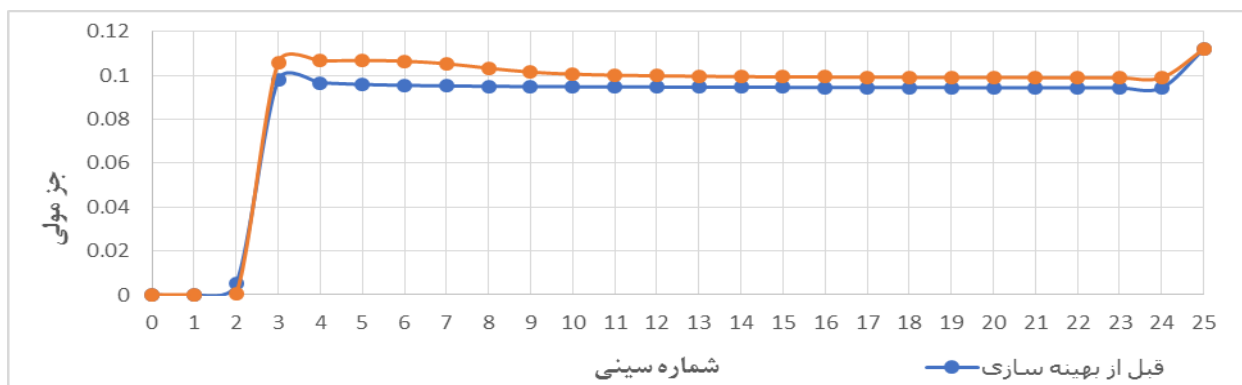


شکل (۳-۴) منحنی تغییرات جز مولی H_2S در برج احیا قبل و بعد از بهینه سازی

افزایش قابل توجهی جز مولی H_2S در هر سینی هستیم. منحنی تغییرات جز مولی H_2S در طول برج احیا بعد از بهینه‌سازی در شکل (۳-۴) نشان داده شده است.

۴-۱-۴. تغییرات جز مولی MDEA در برج احیا قبل و بعد از بهینه‌سازی

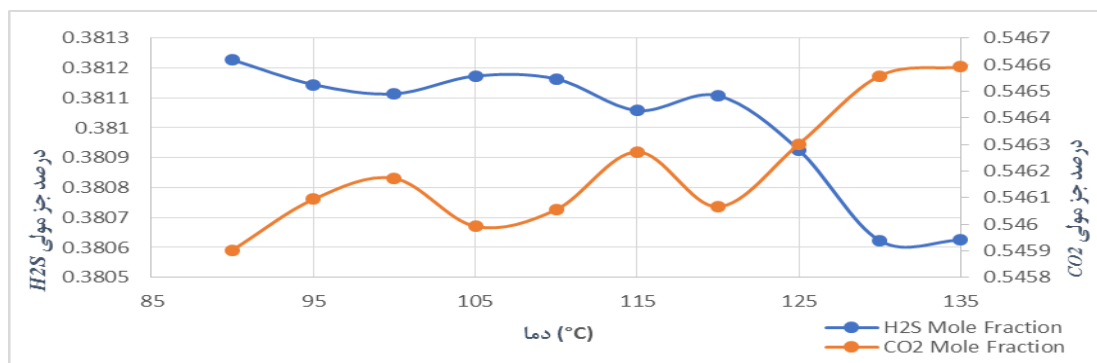
با توجه به نمودار زیر، درصد جز مولی آمین و همچنین میزان جداسازی آمین در تمامی سینی‌ها در طول برج افزایش یافته است. این تغییرات در شکل (۴-۴) نشان داده شده است.



شکل (۴-۴) منحنی تغییرات جز مولی MDEA در برج احیا قبل و بعد از بهینه سازی

۴-۱-۵. منحنی تأثیر دمای خوراک ورودی بر درصد جز مولی H_2S و CO_2 در برج احیا در فشار ثابت

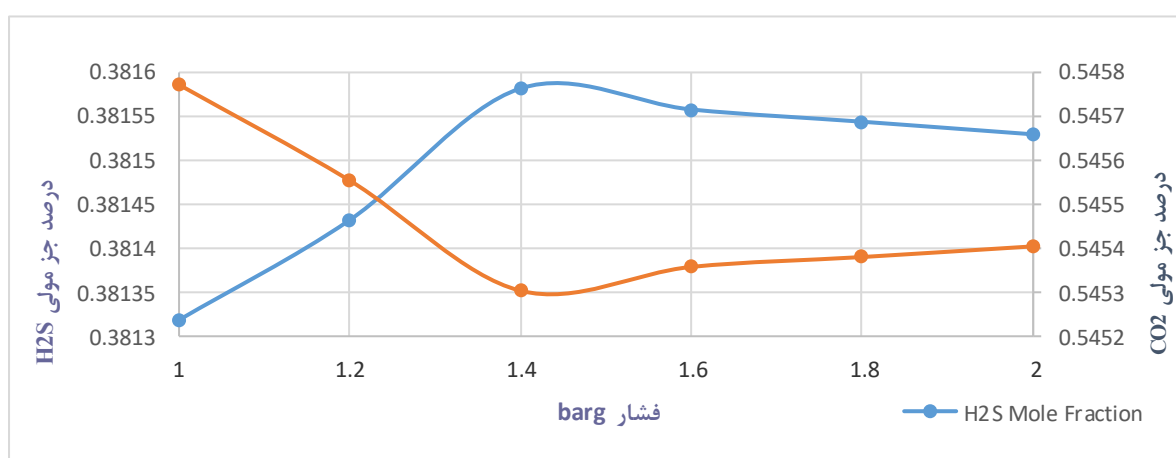
برای بررسی اثر افزایش و کاهش دمای آمین غنی ورودی بر میزان جداسازی کربن دی اکسید و هیدروژن سولفید، تغییرات دما از ۹۰ درجه سلسیوس تا ۱۳۵ درجه سلسیوس در نمودار زیر گزارش شده است. همان‌طور که مشخص است افزایش دما به افزایش درصد مولی کربن دی اکسید و کاهش درصد مولی هیدروژن سولفید در جریان گاز اسیدی خروجی از بالای برج منجر می‌شود. این تغییرات در شکل (۵-۴) نشان داده شده است.



شکل (۴-۵) منحنی تأثیر دمای خوراک ورودی بر درصد جز مولی CO_2 و H_2S در برج احیا در فشار ثابت

۴-۱-۶. منحنی تأثیر فشار خوراک ورودی بر درصد جز مولی H_2S و CO_2 در برج احیا در دمای ثابت

برای بررسی اثر افزایش و کاهش فشار آمین غنی ورودی بر میزان جداسازی کربن دی اکسید و هیدروژن سولفید، تغییرات فشار در بازه ۱ تا ۲ بار گیج در نمودار زیر گزارش شده است. همان‌طور که مشخص است افزایش فشار به کاهش درصد مولی کربن دی اکسید و افزایش درصد مولی هیدروژن سولفید در جریان گاز اسیدی خروجی از بالای برج منجر می‌شود. این تغییرات در شکل (۴-۶) نشان داده شده است.



شکل (۴-۶) منحنی تأثیر فشار خوراک ورودی بر درصد جز مولی H_2S و CO_2 در برج احیا در دمای ثابت

همچنین با ایجاد تغییر در دما، فشار و فلوئید ورودی به برج احیا، میزان جداسازی کربن دی اکسید و هیدروژن سولفید از آمین غنی بررسی شد که نتایج آن در جدول ۴-۲ آمده است.

جدول (۴-۲) جمع بندی نتایج حاصل از تغییر دما و فشار و دبی برج

پارامتر فرایندی	درصد مولی کربن دی اکسید	درصد مولی هیدروژن سولفید
افزایش دما	افزایش	کاهش
افزایش فشار	کاهش	افزایش
افزایش دبی جریان	کاهش	افزایش

۴. پیشنهادات

در تحقیق پیش‌رو امکان بررسی‌های فراوانی از جمله بهینه‌سازی در قسمت‌های گوناگون واحد وجود دارد که در ذیل به مهم‌ترین آن‌ها اشاره می‌کنیم.

پیشنهادهایی که برای ادامه این تحقیق ارائه می‌شود، شامل موارد ذیل است:

۱. بهینه‌سازی تعداد سینی‌های برج احیا؛
۲. بهینه‌سازی شماره سینی محل ورود خوراک در برج احیا؛
۳. بهینه‌سازی و کاهش هزینه‌های مربوط به یوتیلیتی؛
۴. بهینه‌سازی مصرف انرژی در واحد شیرین‌سازی با استفاده از انتگراسیون حرارتی شبکه مبدل‌ها؛
۵. بررسی آنالیز حساسیت؛
۶. کاهش و کنترل نوسانات با استفاده از شبیه‌سازی دینامیک.

۵. منابع

- [۱] کولیوند سالوکی، مهدی و کشاورز بهادری، محمد و اسفندیاری، مرتضی و محمد بیگی، خشایار و صادق زاده اهری، جعفر، ۱۳۹۸، بررسی اقتصادی و بهینه سازی اثر دمای آمین غنی ورودی به برج احیا بر عملکرد واحد شیرین سازی گاز با حلال، مجله مهندسی منابع معدنی، دوره: ۴، شماره: ۱
- [۲] عسکری، پوراندخت و رشیدی، حامد و سیفی، جواد، ۱۳۹۸، شبیه سازی برج دفع پالایشگاه لاوان به منظور بهبود راندمان آن به کمک نرم افزار ASPEN PLUS، دومین کنفرانس ملی فرآیندهای گاز و پتروشیمی، بجنورد،
- [۳] قربانی، رضا و جعفری، اسماعیل، ۱۳۹۸، بررسی خوردگی در برج احیا آمین پالایشگاه دوم پارس جنوبی با استفاده از شبیه ساز فرآیندی در واحد شیرین سازی گاز و کاهش نرخ خوردگی به کمک کنترل متغیرهای فرآیندی، فصلنامه مواد نوین، دوره: ۱۰، شماره: ۳۷
- [۴] عطاءاللهی، محمد و اسدی، احسان، ۱۳۹۷، شبیه سازی واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه پارس جنوبی و احیای آمین در برج دفع با استفاده از نرم افزار Aspen HYSYS به منظور بهبود فرایند، پنجمین کنفرانس ملی پژوهش های نوین در شیمی و مهندسی شیمی، تهران
- [۵] رضائیان، سحر و علی آبادی، مجید و شهریاری، نیلوفر، ۱۳۹۳، توسعه کاربرد نرم افزار Aspen Hysys برای بهینه سازی انرژی در برج های دفع، چهارمین کنفرانس مشعل و کوره صنعتی، تهران.
- [۶] حلیمی فرد، غلامحسین و کامروا، حمیدرضا و حبیب پور، سلطانعلی، ۱۳۹۱، بهینه سازی انرژی واحد تصفیه اتان پالایشگاه گاز ایلام با استفاده از تکنولوژی پینچ، چهارمین همایش بین المللی مبدل های گرمایی، تهران.

[۷] Ibrahim Abduljabbar, M., Ghafouri Taleghani, H., & Esmaili Paeen Afrakoti, I. (2024). Simulation and Optimization of Gas Sweetening Plant of Iraq Majnoon Refinery. Iranica Journal of Energy & Environment, 15(1), 21-37.

[۸] Lian, L., Liu, W., Liu, S., Wang, H., Cheng, L., & Jiang, Y. (2023). Retrofit of the acid gas sweetening process for the refinery based on exergy analysis method. Separation and Purification Technology, 315, 123629.

[۹] Norouzi, N., Shiva, N., & Khajepour, H. (2021). Optimization of energy consumption in the process of dehumidification of natural gas. Biointerface Research in Applied Chemistry, 11, 14634-14639.

[۱۰] Khanjar, J. M., & Amiri, E. O. (2021). Simulation and parametric analysis of natural gas sweetening process: a case study of Missan Oil Field in Iraq. Oil & Gas Science and Technology–Revue d'IFP Energies nouvelles, 76, 53.

[۱۱]Shang, J., Qiu, M., & Ji, Z. (2019). Efficiency improvement, consumption reduction and optimization of high-sulfur natural gas sweetening units. *Natural Gas Industry B*, 6(5), 472-480.

[۱۲]Nahdliyah, S. D., Fitriyani, N., & Biyanto, T. R. (2016, August). Optimization of CO₂ contents and energy saving on sweetening gas processing plant using Particle Swarm Optimization (PSO) algorithm. In 2016 6th International Annual Engineering Seminar (InAES) (pp. 250-255). IEEE.