

شبیه‌سازی واحد جذب دی‌اکسید کربن از گاز اتان پتروشیمی امیرکبیر و ارائه ساختاری بهینه برای کاهش مصرف انرژی

محمد جواد شکوهی قهفرخی^۲، صادق صحرایی^{۱*}، وحید ذبیحی^۲

۱. گروه مهندسی پلیمر، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه لرستان، خرم‌آباد، ایران (نویسنده مسئول)
۲. گروه مهندسی شیمی، واحد دزفول، دانشگاه آزاد اسلامی، دزفول، ایران

چکیده

در این مقاله یک ساختار بهینه برای کاهش مصرف یوتیلیته‌های بخار و آب‌خنک-سازی واحد جذب دی‌اکسید کربن پتروشیمی امیرکبیر ارائه شده است و نتایج شبیه‌سازی با ساختار فعلی تأمین انرژی این پتروشیمی مقایسه شدند. اعتبارسنجی شبیه‌سازی نشان داد که مدل ارائه شده دارای خطایی کمتر از ۳٪ می‌باشد. طبق تحلیل‌های انجام شده شدت انرژی مصرفی ریپویلر برای فرایند پیشنهادی ۴۹/۴۹٪ کاهش یافته است. علاوه بر این آنالیزها حاکی از این بود که ساختار پیشنهاد شده قادر است تا مصرف انرژی سرمایشی را در چگالنده برج دفع و کولر حلال به ترتیب ۵۳/۵۲٪ و ۸۴/۷۶٪ کاهش دهد. بر همین اساس آنالیز اقتصادی نیز انجام گرفت و مشخص شد که هزینه تأمین بخار و آب‌خنک‌سازی در فرایند پیشنهادی ۵۰/۸۸٪ و ۵۳/۵۹٪ کمتر بوده و در مجموع با یک کاهش ۵۱/۰۵٪ مواجه شده است. آنالیز حساسیت نیز نشان داد که فشار انبساط جریان حلال تمیز با دیوتی ریپویلر و هزینه بخار مصرفی رابطه مستقیم دارد. علاوه بر این مشخص گردید که افزایش دمای خوراک برج دفع نیز یکی دیگر از پارامترهایی است که باعث کاهش مصرف انرژی ریپویلر و آب‌خنک-سازی در کولر حلال می‌گردد.

مشخصات مقاله

تاریخچه مقاله:

دریافت: ۱۲ تیر ۱۴۰۱

دریافت پس از اصلاح: ۵ دی ۱۴۰۱

پذیرش نهایی: ۱۰ بهمن ۱۴۰۱

کلمات کلیدی:

مونواتانول آمین

آنالیز اقتصادی

آنالیز انرژی

پتروشیمی امیرکبیر

واحد جذب

* عهده دار مکاتبات

Sahraei.s@lu.ac.ir

حقوق ناشر محفوظ است.

۱- مقدمه

گاز دی‌اکسید کربن مهم‌ترین گاز گلخانه‌ای است و به تنهایی بیش از ۸۰٪ آن را تشکیل می‌دهد. با توجه به اینکه امروزه ۸۰٪ از مصرف انرژی جهانی از نوع سوخت‌های فسیلی است، سالانه 3×10^{13} کیلوگرم دی‌اکسید کربن وارد جو شده که منجر به گرمایش زمین و تغییرات آب و هوایی می‌شود. طبق گزارش آژانس بین‌المللی انرژی (IEA)، انتشار دی‌اکسید کربن ناشی از تولید برق مبتنی بر سوخت‌های فسیلی ۴۰٪ از کل انتشار این گاز در سال ۲۰۱۷ را تشکیل می‌دهد. در طی دهه‌های اخیر غلظت جهانی دی‌اکسید کربن در اتمسفر به سرعت رو به افزایش بوده و روش‌های مؤثری برای کاهش انتشار دی‌اکسید کربن پیشنهاد شده است. با توجه به شرایط دفع دی‌اکسید کربن فناوری‌های جذب به پیش از احتراق، پس از احتراق و احتراق با اکسیژن تقسیم‌بندی شده است [۱-۳]. در پژوهش‌های اخیر، تمرکز بروی استراتژی‌هایی حذف دی‌اکسید کربن پس از احتراق بوده است. روش‌های مختلفی از جمله ارتقاء راندمان فرایند یا بازیابی و استفاده مجدد در واحد عملیاتی وجود دارد، با این حال جذب و ذخیره‌سازی کربن و استفاده از فناوری غشا از مؤثرترین راهکارها برای کاهش انتشار دی‌اکسید کربن است [۴ و ۵]. با این حال توجه به بهبود فرایند جذب پس از احتراق در نیروگاه‌ها و صنایع مزایایی دارد که می‌توان بدون اصلاح عمده پیکربندی تجهیزات موجود، به کار رود. در حالی که روش‌های احتراق با اکسیژن نیاز به حذف نیتروژن از خوراک بویلر و بازیابی دی‌اکسید کربن خروجی برای کنترل دمای شعله در مقایسه با روش پسا احتراق دارد. نیروگاه‌ها با سوخت فسیلی بزرگترین منبع ثابت انتشار دی‌اکسید کربن هستند و در آینده نزدیک این مراکز قابل جایگزین نیستند [۶-۸].

در سال‌های اخیر تحقیقات در زمینه کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای از جمله توسعه منابع انرژی غیرکربنی، افزایش بازده انرژی و حذف دی‌اکسید کربن مورد توجه قرار گرفته است. مؤثرترین راه برای کاهش دی‌اکسید کربن در کوتاه مدت (۲۰ سال آینده) توسعه منابع انرژی غیرکربنی و افزایش بازده انرژی است. همچنین حذف دی‌اکسید کربن امری ضروری جهت جلوگیری از انتشار آن است [۹ و ۱۰]. کاربردی‌ترین روش برای جذب دی‌اکسید کربن استفاده از حلال‌های شیمیایی است. در این روش از یک محلول آبی از خانواده آمین‌ها به عنوان حلال استفاده می‌شود؛ این فرایند شامل جذب دی‌اکسید کربن

توسط حلال شیمیایی در دمای پایین و بازیابی دی‌اکسید کربن از حلال با استفاده از حرارت در دمای بالا می‌باشد [۱۱ و ۱۲]. یکی از پرکاربردترین حلال‌ها اتانول آمین است که در اوایل دهه ۱۹۷۰ توسعه پیدا کرد و اولین واحد تجاری آن برای شیرین‌سازی گاز طبیعی در سال ۱۹۸۲ نصب گردید [۱۳]. در ارتباط با جذب دی‌اکسید کربن از گازهای دودکش پژوهش‌های متعددی به چاپ رسیده است که عمدتاً در زمینه فرایند جذب پس از احتراق بوده و بر اساس تعویض نوع حلال یا تغییر در ساختار فرایند اقدام به کاهش انرژی ریبولر کرده‌اند. در فرایند جذب دی‌اکسید کربن، بیشتر مصرف انرژی مربوط به ریبولر برج بازیابی حلال است؛ لذا هر اقدام اصلاحی سعی دارد تا این پارامتر را کاهش یا بهینه‌سازی نماید تا به این ترتیب کاهش هزینه عملیاتی (هزینه انرژی تأمین شده) در کوتاه مدت و کاهش هزینه تصفیه هر کیلوگرم از گاز ورودی محقق گردد.

قنبرآبادی و همکارانش [۱۴] شبیه‌سازی فرایند جذب دی‌اکسید کربن از گاز اتان در پارس جنوبی با حلال -Sulfinol-¹AMP و جایگزینی این حلال به جای دی‌اتانول آمین را انجام دادند. نتایج شبیه‌سازی با نرم‌افزار اسپن پلاس نشان داد که در صورت استفاده از حلال جدید میزان مصرف انرژی واحد عملیاتی از ۱۱۲۹۱ به ۱۱۲۴۱ کیلووات کاهش یافته می‌یابد. همچنین مشخص گردید که میزان خوردگی به مقدار بیشتری در مقایسه با حلال دی‌اتانول آمین کاهش یافته است. سامول^۲ و همکارانش [۱۵] شبیه‌سازی و بهینه‌سازی تصفیه گاز طبیعی برای حذف هم‌زمان گازهای اسیدی سولفید هیدروژن و دی‌اکسید کربن را در یک شستشوی دهنده با حلال ترکیبی دی-اتانول آمین و کلسیم هیدرواکسید انجام دادند. حلال جدید ترکیبی از ۱۰٪ الی ۵۰٪ دی‌اتانول آمین و ۵٪ وزنی از محلول ۰/۱ مولار کلسیم هیدرواکسید است. براساس بهینه‌سازی انجام شده غلظت مطلوب حلال ترکیبی به صورت ۳۰٪ وزنی کلسیم-دی‌اتانول آمین و دبی بهینه برای جذب گاز $830 \text{ ft}^3/\text{h}$ است. ژنگ^۳ و همکاران [۱۶] شبیه‌سازی جذب کربن دی‌اکسید با استفاده از آمین مخلوط شده را بررسی کردند. در این مقاله از مخلوط مونواتانول آمین با یک آمین نوع سوم موسوم به DMAP^۴ برای جذب دی‌اکسید کربن استفاده شده است. دو مدل ترمودینامیکی کنت ایزنبرگ و کلیگ-پیتزر^۵ برای محلول دی‌اکسید کربن-آمین استفاده شده است. نتایج مدل شبیه‌سازی با پیلوت کارخانه مورد بررسی قرار گرفته است. نتایج این

4 -3-dimethylamine-1-propanol
5 -Kent-Eisenberg and Clegg-Pitzer

1 -2-amino-2-methyl-1-propanol
2 - Samuel et al
3 - Zheng et al

علی‌رغم بهینه‌سازی بیشتر، دارای بیشترین هزینه سرمایه‌گذاری در بین گزینه‌های مورد بررسی بوده است. در مقالات مرور شده عمدتاً بر روی جذب دی‌اکسید کربن از گاز دودکش بوده است و در خصوص استفاده از روش‌های بهینه‌سازی از نوع تغییر در ساختار فرایند (مطالعه موردی در ایران) مقاله‌ای چاپ نشده است. مقاله حاضر علاوه بر بررسی و مطالعه جامع بر روی فرایند جذب دی‌اکسید کربن از گاز اتان در مجتمع پتروشیمی امیرکبیر به ارائه یک راهکار کاربردی برای کاهش مصرف انرژی ریپولر برج دفع دی‌اکسید کربن و کاهش هزینه تأمین انرژی در کل فرایند نیز پرداخته و برای این منظور از نرم‌افزار اسپن‌هایسیس نسخه ۱۰ استفاده شده است. بنابراین در این پژوهش موارد زیر مورد بررسی و تجزیه و تحلیل قرار گرفته است.

- ۱- شبیه‌سازی واحد تصفیه گاز اتان پتروشیمی امیر کبیر
- ۲- ارائه یک ساختار بهینه‌سازی موسوم به فشرده‌سازی بخار ناب^{۱۰}
- ۳- آنالیز پارامتری بر روی ساختار پیشنهادی
- ۴- تحلیل انرژی برای فرایند فعلی و طرح جدید
- ۵- تحلیل هزینه تأمین انرژی و مقایسه نتایج آن با روند فعلی

۲- شیرین‌سازی گاز اتان در پتروشیمی امیرکبیر

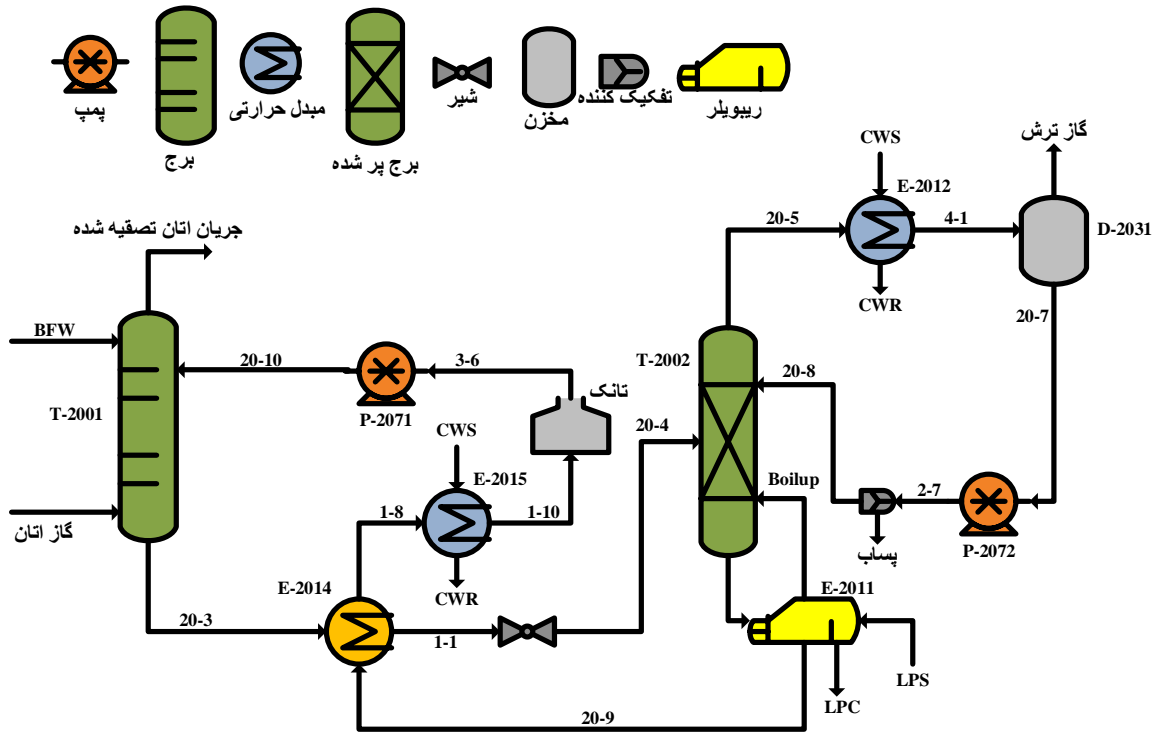
گاز اتان که خوراک این واحد عملیاتی است در شرایط دمایی 39°C ، فشار 2000 kPa و دبی $974/5\text{ kmol/h}$ محتوی $0/82$ مولی دی‌اکسید کربن بوده که از پایین وارد برج تماس دهنده آمین-گاز شده است (شکل ۱). برای جلوگیری از اتلاف حلال مونواتانول آمین از بالای برج جذب (T-2001) آب BFW با شدت 28 kmol/h تزریق شده و حلال (جریان ۱۰-۲۰) با غلظت $14/77$ ٪ وزنی در شرایط عملیاتی 40°C ، فشار kPa 1760 و دبی $523/44\text{ kmol/h}$ از میانه برج تماس دهنده بر روی گاز اتان ترش ریخته شده است [۲۱].

مطالعه نشان دادند که استفاده از مخلوط آمین MEA-DMAP در مقایسه با حلال متداول 30 ٪ وزنی MEA منجر به کاهش 20 ٪ مصرف انرژی بازیابی حلال می‌گردد. لی^۶ و همکاران [۱۷] در پژوهشی بهینه‌سازی فرایند جذب دی‌اکسید کربن با استفاده از حلال مونواتانول آمین را مورد مطالعه قرار دادند. در این مطالعه دو فرایند برای فرایند تصفیه گاز ارائه شده است. در فرایند اول حلال غنی دو بخش شده و یک بخش آن تنها پس از گرم شدن وارد برج دفع شده است و بخش دیگر با دمای کمتر خوراک‌دهی شده و دو کمپرسور در میانه برج کار گذاشته شده است. در فرایند دوم با استفاده از فشرده‌سازی مجدد بخار بالای برج دفع و از آن در ریپولر استفاده شده است. نتایج تحقیق حاکی از این هستند که این دو فرایند از لحاظ اقتصادی به صرفه نمی‌باشند، ولی منجر به کاهش 10 ٪ مصرف یوتیلیتی می‌شوند.

یان^۷ و همکارانش [۱۸] در تحقیقی اصلاحات فرایندی برای جذب دی‌اکسید کربن از گاز دودکش را براساس فرایند آمین پس از احتراق بررسی کردند. این اصلاحات در سه موضوع کلی تقسیم‌بندی شده است: ارتقاء بخش جذب فرایند، انتگراسیون حرارتی (کمترین اتلاف حرارتی از فرایند) و اثر پمپ گرمایی (افزایش کیفیت برق و حرارت). سولومن^۸ و لارس^۹ [۱۹] ارزیابی انرژی و اقتصادی ساختارهای بهبود یافته جذب پس از احتراق دی‌اکسید کربن را انجام دادند. همچنین تابع هدف در این مطالعه جذب 85 ٪ دی‌اکسید کربن بوده است. روش بهینه فشرده‌سازی بخار با 20 سینی تعادلی برای برج جذب و 9 سینی برای برج دفع و فشار 120 kPa برای مخزن فلش با کمترین اختلاف دما در مبدل گرمایی آمین-آمین معادل با 5°C به عنوان گزینه بهینه انتخاب گردید. لارس^۹ و همکارانش [۲۰] بهینه‌سازی ساختارهای فرایندی برای جذب 85 ٪ دی-اکسید کربن را انجام دادند. در این مقاله فرایند متداول جذب، جریان انشعابی، فشرده‌سازی بخار و روش‌های ترکیبی مورد شبیه‌سازی قرار گرفتند. براساس نتایج روش فشرده‌سازی بخار

9 - Lars et al
10- Lean Vapor Recompression

6 - Le et al
7 - Yann et al
8 - Solomon



شکل (۱) نمودار جریان فرایند واحد تصفیه اتان پتروشیمی امیر کبیر

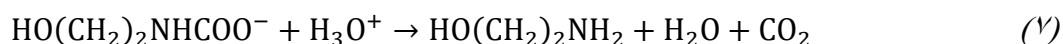
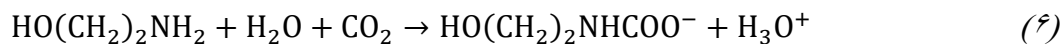
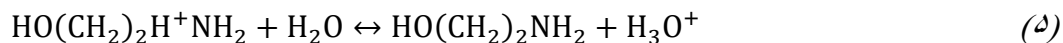
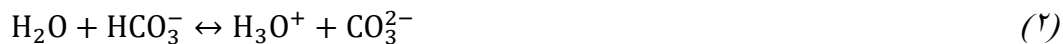
[۲۱]. جریان بخار بالای جداکننده D-۲۰۳۱ گازهای بی مصرف هستند که عمده آن

دی اکسید کربن است. این گازها قبلاً در برج تماس دهنده توسط مونواتانول آمین جذب شده‌اند. بخشی از مایع گرفته شده از جداکننده D-۲۰۳۱ به عنوان جریان برگشتی برج دفع بوده و بخش اضافی جریان آب است. محصول مایع خروجی از ریویولر برج T-۲۰۰۲ آمین احیاء شده است (جریان ۹-۲۰) که در دمای $119/48^{\circ}\text{C}$ و دبی $523/45 \text{ kmol/h}$ به سمت مبدل گرمایی E-۲۰۱۴ ارسال شده تا با حلال غنی (جریان ۳-۲۰) تبادل حرارتی نماید. حلال تمیز (جریان گرم) پس از این تبادل گرمایی تا دمای 53°C خنک شده و برای کاهش دمای نهایی از مبدل حرارتی E-۲۰۱۵ استفاده شده است. جریان حلال خروجی از مبدل حرارتی E-۲۰۱۵ (جریان ۱۰-۱) در دمای عملیاتی 40°C بوده که پس از تزریق آب و حلال تازه وارد پمپ P-۲۰۷۱ می‌شود، جایی که فشار حلال مونواتانول آمین به 1760 kPa رسیده و این جریان دوباره برای جذب گاز مورد استفاده قرار گرفته است [۲۱].

برج تماس دهنده T-۲۰۰۱ شامل ۲۶ سینی بوده که حلال بر روی سینی ۲۲ وارد برج شده است. حلال تمیز شده از بخش بازیابی حلال مونواتانول آمین تأمین شده است. پس از این که حلال جذب دی اکسید کربن را انجام داد از پایین برج (جریان ۳-۲۰) خارج شده، در حالی که دمای آن $41/92^{\circ}\text{C}$ بوده و دارای دبی $553/98 \text{ kmol/h}$ است. این جریان حلال غنی ابتدا در مبدل حرارتی E-۲۰۱۴ وارد شده و این مبدل گرمایی را در دمای عملیاتی $103/2^{\circ}\text{C}$ ترک کرده است (جریان ۴-۲۰). حلال غنی قبل از ورود به برج دفع (T-۲۰۰۲) به وسیله یک شیر کاهنده به فشار 175 kPa رسیده و از میانه برج دفع خوراک‌دهی شده است.

برج دفع T-۲۰۰۲ دارای ریویولر و چگالنده است. این برج تقطیر مشتمل بر ۴ مرحله سینی و سه مرحله پرکن بوده که حلال غنی بر روی پرکن اول وارد شده است. از بالای برج دفع بخار (جریان ۵-۲۰) در دمای $109/4^{\circ}\text{C}$ و فشار 170 kPa وارد کندانسور (مبدل حرارتی E-۲۰۱۲) می‌شود جایی که با استفاده از سیال آب خنک دمای بخارات به 45°C رسیده و در این حالت جریان خروجی از چگالنده (جریان ۱-۴) دو فازي بوده و برای جداسازی مایع و بخار از جداکننده D-۲۰۳۱ استفاده شده است

و دی‌اکسید کربن در برج تماس دهنده (برج ۲۰۰۱-T) به صورت واکنش‌های ۱-۷ هستند [۲۲]:



نمود که در این پژوهش شبیه‌سازی از روش Efficiency استفاده شده است. هر دو روش در ادامه شرح داده شده‌اند [۲۷]:

۱- روش بازده (Efficiency): این روش برای محاسبات بازده جذب سولفید هیدروژن و دی‌اکسید کربن که برای حل سیستم‌ها و برج‌های جذب و دفع استفاده می‌شود، محاسبات دقیق Rate-Based را استفاده می‌کند. حالت "Efficiency" تنها بازده سولفید هیدروژن و دی‌اکسید کربن را محاسبه نموده اما بازده مرکپتان‌ها و ترکیباتی مثل کربونیل سولفید و دی-سولفید کربن محاسبه نمی‌شوند؛ با این حال کاربر می‌تواند با داشتن مقادیر بازدهی، آن‌ها را در سیستم مشخص نماید. بنابراین این روش برای زمانی که تنها بازدهی جذب گازهای اسیدی سولفید هیدروژن و دی‌اکسید کربن مدنظر باشد، مناسب است [۲۷].

۲- روش مدل‌سازی پیشرفته: این روش از تکنیک مدل-سازی Rate-Based دقیق برای حل ستون استفاده می‌کند. در این حالت کاربر قادر است به پارامترهای بیشتری برای مشخص کردن و نمایش دادن ستون و همچنین مدل‌سازی خودکار مرکپتان‌ها و ترکیبات نمونه آزمایشگاهی دسترسی داشته باشد [۲۷].

۲- شیرین‌سازی گاز اتان در پتروشیمی امیرکبیر

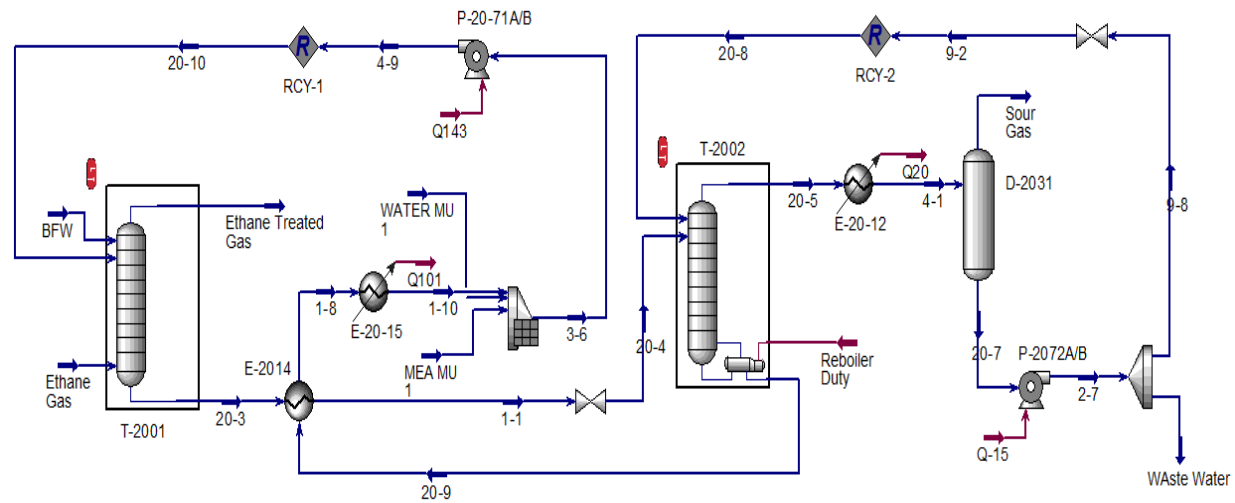
همان‌طور که اشاره شد در این پژوهش از فرایند جذب با استفاده از حلال آمین نوع اول اتانول آمین برای جداسازی دی-اکسید کربن استفاده شده است. این حلال دارای قدرت جذب بالایی برای گازهای اسیدی به خصوص دی‌اکسید کربن و سولفید هیدروژن است. واکنش‌های بین حلال مونواتانول آمین

نرم‌افزار اسپن هایسیس این واکنش‌ها را در خود دارد و مهم‌ترین بخش در شبیه‌سازی فرایند جذب با حلال‌های آمین انتخاب بسته نرم‌افزاری مطلوب است. در این مقاله برای شبیه‌سازی فرایند شیرین‌سازی گاز اتان پتروشیمی امیرکبیر از بسته سیالاتی پیچیده "گاز اسیدی" اسپن هایسیس استفاده شده است. برخی از مطالعاتی که بسته سیالاتی گاز اسیدی در حضور حلال مونواتانول آمین را برای شبیه‌سازی بکار برده‌اند [۲۲-۲۶].

شبیه‌سازی فرآیند در نرم‌افزار اسپن هایسیس با استفاده از بسته گاز اسیدی صورت گرفت. این بسته شامل خواص فیزیکی و شیمیایی گازهای اسیدی، آب، آمین‌ها است و به طور خاص برای شبیه‌سازی حذف گازهای اسیدی (H_2S و CO_2) ساخته شده است. خواص ترمودینامیکی گاز اسیدی این بسته بر اساس شبیه‌سازی فرآیند جذب شیمیایی مبتنی بر مدل‌های ترمودینامیکی محلول‌های آبی آمین طراحی شده است. ضریب فعالیت فاز گاز از معادله حالت پنگ رابینسون و ضریب فعالیت فاز مایع از مدل eNRTL استفاده شده است. در این شبیه‌سازی از نتایج بر اساس حالت پایا به دست آمده‌اند. نتایج شبیه‌سازی از طریق مقایسه با داده‌های مرجع [۲۱] اعتبارسنجی شده است. دو روش محاسبات را می‌توان در شبیه‌سازی استاتیک فرایند حذف گازهای اسیدی از طریق نرم‌افزار اسپن هایسیس انتخاب

۴- شبیه‌سازی فرایند فعلی

در شکل (۲) شماتیک شبیه‌سازی فرایند فعلی شیرین-سازی گاز اتان در پتروشیمی امیرکبیر نشان داده شده است. اندازه‌گیری برج‌های جذب و دفع براساس قسمت Internals محیط اسپن هایسیس صورت گرفته است. همچنین جهت اندازه‌گیری مخزن جریان برگشتی D-2031 (با قطر و ارتفاع بترتیب ۲/۲ و ۳/۶ متر و از نوع دو فازی عمودی) از بخش "طراحی تجهیزات" تعبیه شده در نرم‌افزار استفاده شده است.



شکل (۲) شماتیک شبیه‌سازی فرایند واحد تصفیه اتان پتروشیمی امیرکبیر

جدول (۱) شرایط عملیاتی جریان‌های فرایند فعلی (شبیه‌سازی)

	گاز اتان	BFW	۲۰-۱۰	گاز اتان تصفیه شده	۲۰-۳	۱-۸
دما (°C)	۳۹	۴۵	۴۰/۲	۴۶/۰۲	۳۶/۱۳	۵۳/۰۹
فشار (kPa)	۲۰۰۰	۱۷۶۰	۱۷۶۰	۱۷۶۰	۱۸۰۰	۱۹۰
دبی (kmole/h)	۹۷۴/۵	۲۸	۵۲۳/۴	۹۷۲/۲	۵۵۳/۷	۵۲۳/۴
	۱-۱	۲۰-۹	۲۰-۴	۳-۶	۲۰-۵	۴-۱
دما (°C)	۱۰۳/۲	۱۲۰/۲	۱۰۲/۷	۴۰	۱۱۴/۲	۴۵
فشار (kPa)	۱۸۰۰	۱۹۰	۱۷۵	۱۸۰	۱۷۰	۱۶۰
دبی (kmole/h)	۵۵۳/۷	۵۲۳/۴	۵۲۳/۴	۵۲۳/۴	۲۶۵/۲	۲۶۵/۲
	۲۰-۷	۲-۷	پساب	گاز ترش	-	-
دما (°C)	۴۵	۴۵/۰۴	۴۵/۰۴	۴۵	-	-
فشار (kPa)	۱۶۰	۵۰۰	۵۰۰	۱۶۰	-	-
دبی (kmole/h)	۲۵۶/۸	۲۵۶/۸	۲۱/۸۱	۸/۴۳۴	-	-

جدول (۲) ترکیب اجزاء سازند جریان‌های مهم فرایند فعلی (شبیه‌سازی)

ترکیبات	گاز اتان	گاز ترش	گاز اتان تصفیه شده	۲۰-۱۰	۲۰-۳
دی‌اکسید کربن	۰/۰۰۸	۰/۹۰۷	۰/۰۰۰	۰/۰۰۱	۰/۰۱۵
متان	۰/۰۱۰	۰/۰۰۰	۰/۰۱۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰
اتان	۰/۹۷۲	۰/۰۳۲	۰/۹۷۴	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰
پروپان	۰/۰۱۰	۰/۰۰۰	۰/۰۱۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰
اتانول آمین	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۴۹	۰/۰۴۶
آب	۰/۰۰۰	۰/۰۶۱	۰/۰۰۶	۰/۹۵۰	۰/۹۳۸

بدست آمده است. علاوه بر این در جدول (۳) مقایسه نتایج شبیه‌سازی ($X_{i,sim}$) با مقادیر عملیاتی ($X_{i,ref}$) صورت گرفته است. جایی که در رابطه (۸) نشان دهنده تعداد پارامترهای مورد مقایسه است. براساس محاسبات صورت گرفته میزان انحراف شبیه‌سازی معادل با ۲/۱۵٪ می‌باشد، که نشان دهنده دقت بالای مدل ارائه شده توسط اسپن هایسیس است.

$$\varnothing_{sim} = 100 \times \left(\frac{1}{m} \sum_{i=1}^m \frac{|X_{i,sim} - X_{i,ref}|}{X_{i,ref}} \right) \quad (8)$$

۵- اعتبارسنجی شبیه‌سازی

برای ارائه راهکار بهینه ابتدا باید میزان دقت شبیه‌سازی (شکل ۲) مشخص گردد. در اینجا شبیه‌سازی با استفاده از شرایط عملیاتی پتروشیمی امیرکبیر بوده است [۲۱]. نتایج به دست آمده از اسپن هایسیس در ازای ورود این اطلاعات مشخصه‌هایی بوده که به تجهیزات داده شده است. با توجه به رابطه (۸) [۲۷] میزان انحراف (\varnothing_{sim}) مدل شبیه‌سازی شده،

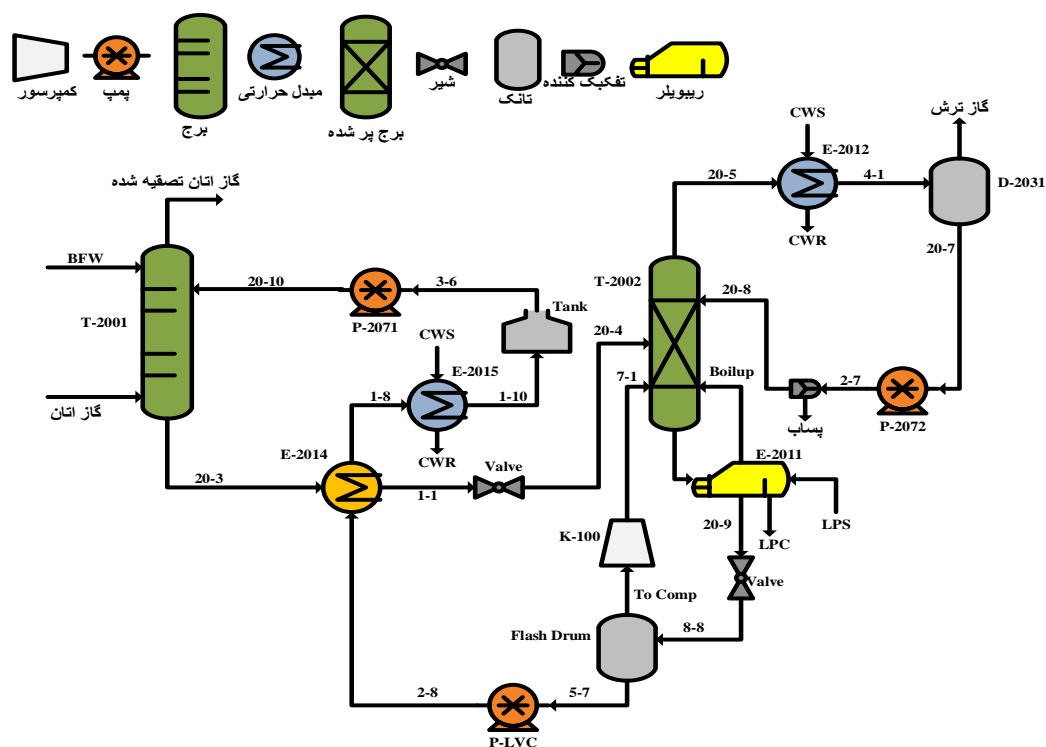
جدول (۳) مقایسه نتایج شبیه‌سازی با اطلاعات صنعتی

پارامترها	$X_{i,sim}$	$X_{i,ref}$	$\frac{ X_{i,sim} - X_{i,ref} }{X_{i,ref}}$
دمای بالای برج جذب (°C)	۴۶/۰۲	۴۴/۹۷	۰/۰۲۳
دمای پایین برج جذب (°C)	۳۶/۱۳	۴۱/۹۲	۰/۱۴۰
دمای بالای برج دفع (°C)	۱۱۴/۲۰	۱۰۹/۰۴	۰/۰۴۷
دمای پایین برج دفع (°C)	۱۲۰/۲۰	۱۱۹/۴۸	۰/۰۰۶
دبی حلال مصرفی ($\frac{kmole}{h}$)	۵۲۳/۴۰	۵۲۳/۴	۰/۰۰۰
دبی گاز تصفیه شده ($\frac{kmole}{h}$)	۹۷۲/۲۰	۹۷۱/۶۹	۰/۰۰۰۵۲
دبی حلال غنی ($\frac{kmole}{h}$)	۵۵۳/۷۰	۵۵۳/۹۸	۰/۰۰۰۵۱
دمای حلال تمیز بعد از مبدل حرارتی E-2014 (°C)	۵۳/۰۹	۵۳/۰۰	۰/۰۰۱۷
دمای حلال ورودی به برج دفع (°C)	۱۰۲/۷۰	۱۰۰/۹۲	۰/۰۱۸
غلظت اتانول آمین در حلال غنی (جزء وزنی)	۰/۱۳۷۹	۰/۱۳۷۹	۰/۰۰۰
غلظت اتانول آمین در خروجی ریبویلر (جزء وزنی)	۰/۱۴۷۷	۰/۱۴۷۷	۰/۰۰۰

فاز بخار با شدت $21/31 \text{ kmol/h}$ و فاز مایع با دبی kmol/h $523/6$ به ترتیب کمپرسور K-100 و پمپ P-LVC را تغذیه کرده‌اند. بخارات بالای جداکننده توسط کمپرسور K-100 به فشار ریویولر می‌رسند (جریان ۷-۱) و با دمایی بالاتر معادل با 183°C از پایین به ستون تقطیر T-2002 خوراک‌دهی شده‌اند و جریان مایع نیز به وسیله پمپ P-LVC با فشار 190 kPa (جریان ۸-۲) به سمت مبدل حرارتی E-2014 هدایت شده است تا مجدداً در مدار جذب گاز دی‌اکسید کربن قرار بگیرد. این ساختار موسوم به فشرده‌سازی بخار ناب یا به اختصار LVC است که بدلیل تولید بخار گرم برای دفع دی‌اکسید کربن باعث می‌شود تا در ریویولر اصلی (مبدل گرمایی E-2011) تقاضای انرژی برای بخار فشار پایین کاهش یابد؛ در نتیجه باعث بهینه‌سازی انرژی ریویولر و کل فرایند تصفیه گاز شده است.

۶- ساختار پیشنهادی برای بهینه‌سازی

در شکل (۳) نمودار جریان فرایند پیشنهاد شده در این مقاله برای بهینه‌سازی انرژی واحد تصفیه گاز اتان پتروشیمی امیرکبیر نشان داده شده است. همان طور که در شکل (۳) نشان داده شده است، تغییر ساختاری در بخش بازیابی حلال به ویژه برج دفع T-2002 اعمال شده است. به این ترتیب که جریان حلال تمیز (جریان ۹-۲۰) این بار پیش از ارسال به مبدل حرارتی E-2014 وارد یک شیر کاهنده می‌شود، جایی که فشار تا $101/3 \text{ kPa}$ کاسته و این جریان (جریان ۸-۸) به صورت دو فازی درآمد که این فازهای تشکیل شده توسط جداکننده Flash Drum تفکیک شده‌اند. فاز بخار (جریان To Comp) و فاز مایع (جریان ۷-۵) هستند.



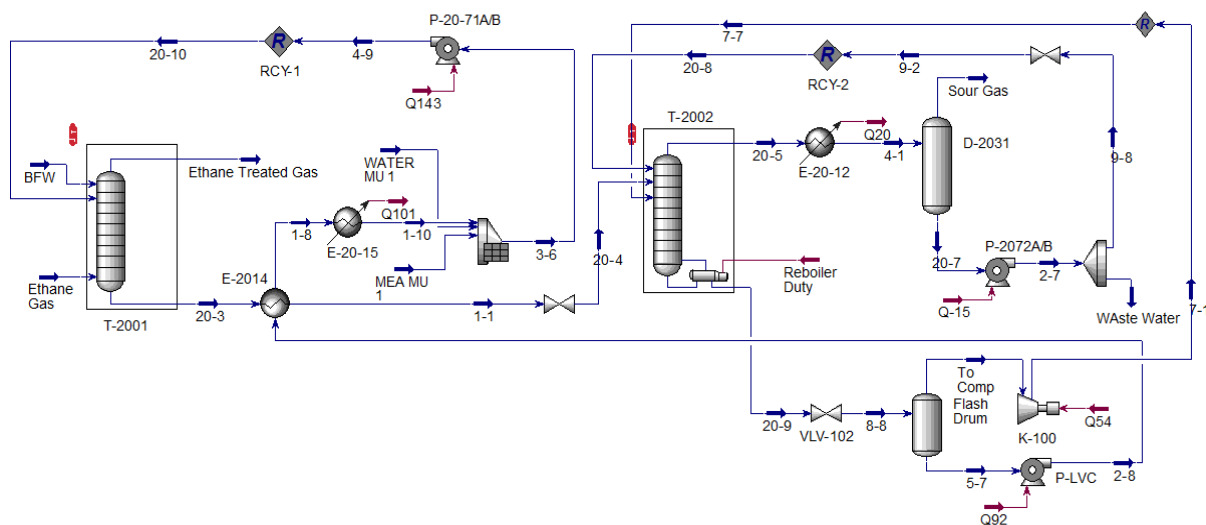
شکل (۳) نمودار جریان فرایند پیشنهادی برای بهینه‌سازی انرژی

شکل (۴) به خوبی نشان داده شده است. علاوه بر این در جدول-های (۴) و (۵) به ترتیب شرایط عملیاتی برای جریان‌ها و ترکیب اجزاء سازند جریان‌های مهم در فرایند جدید ارائه شده است.

۷- شبیه‌سازی طرح پیشنهادی

شکل (۴) شماتیک شبیه‌سازی واحد تصفیه اتان پتروشیمی امیرکبیر را در حالتی که از ساختار جدید استفاده شده، نشان می‌دهد. جایگاه تجهیزات جدید که به فرایند افزوده شده در

شبیه‌سازی واحد جذب دی‌اکسید کربن از گاز اتان پتروشیمی امیرکبیر و ارائه ساختاری بهینه برای کاهش مصرف انرژی



شکل (۴) شماتیک شبیه‌سازی فرایند پیشنهاد شده

جدول (۴) شرایط عملیاتی جریان‌های فرایند پیشنهاد شده

	گاز اتان	BFW	۲۰-۱۰	گاز اتان تصفیه شده	۲۰-۳	۱-۸
دما (°C)	۳۹	۴۵	۴۰/۲	۴۶/۰۲	۳۶/۱۳	۵۳/۰۹
فشار (kPa)	۲۰۰۰	۱۷۶۰	۱۷۶۰	۱۷۶۰	۱۸۰۰	۱۹۰
دبی ($\frac{kmole}{h}$)	۹۷۴/۵	۲۸	۵۲۳/۴	۹۷۲/۲	۵۵۳/۷	۵۲۳/۴
	۱-۱	۲۰-۹	۲۰-۴	۳-۶	۲۰-۵	۴-۱
دما (°C)	۹۴	۱۲۰/۱	۹۳/۹۹	۴۰	۱۱۴/۲	۴۵
فشار (kPa)	۱۸۰۰	۱۹۰	۱۷۵	۱۸۰	۱۷۰	۱۶۰
دبی ($\frac{kmole}{h}$)	۵۵۳/۷	۵۴۵	۵۲۳/۴	۵۲۳/۴	۲۶۵/۳	۲۶۵/۳
	۲۰-۷	۲-۷	پساب	گاز ترش	ورودی پمپ	۲-۸
دما (°C)	۴۵	۴۵/۰۴	۴۵/۰۴	۴۵	۱۰۱/۴	۱۰۱/۴
فشار (kPa)	۱۶۰	۵۰۰	۵۰۰	۱۶۰	۱۰۱/۳	۱۹۰
دبی ($\frac{kmole}{h}$)	۲۵۶/۸	۲۵۶/۸	۲۱/۸۳	۸/۴۵۹	۲۱/۴۲	۵۲۳/۶

جدول (۵) ترکیب اجزاء سازند جریان‌های مهم فرایند پیشنهاد شده

	گاز اتان	گاز ترش	گاز اتان تصفیه شده	۲۰-۹	۷-۱
ترکیبات			کسر مولی		
دی‌اکسید کربن	۰/۰۰۸	۰/۹۰۷	۰/۰۰۰	۰/۰۰۱	۰/۰۰۱
متان	۰/۰۱۰	۰/۰۰۰	۰/۰۱۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰
اتان	۰/۹۷۲	۰/۰۳۲	۰/۹۷۴	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰
پروپان	۰/۰۱۰	۰/۰۰۰	۰/۰۱۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰
اتانول آمین	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۴۷	۰/۰۰۲
آب	۰/۰۰۰	۰/۰۶۱	۰/۰۰۶	۰/۹۵۲	۰/۹۹۸

۸- آنالیز انرژی

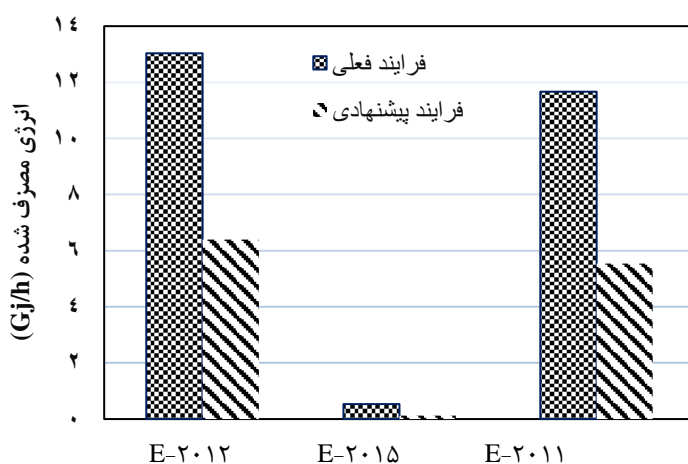
یکی از پارامترهای رقابتی در مقایسه نوع حلال‌ها برای تصفیه گاز و یا مقایسه عملکرد ترمودینامیکی روش‌های ارائه شده برای بهینه‌سازی فرایند جذب دی‌اکسید کربن، شدت انرژی بازیابی حلال (E_{regen}) است. این پارامتر از نسبت دیوتی خالص ریبولر برج بازیابی حلال به تناژ دی‌اکسید کربن دفع شده از بالای جریان برگشتی درام به صورت رابطه (۹) تعریف می‌شود [۲۲]:

$$E_{\text{regen}} \left(\frac{\text{GJ}}{\text{t}_{\text{CO}_2}} \right) = \frac{Q_{\text{reboiler}}}{G_{\text{CO}_2, \text{abs}}} \quad (9)$$

E_{regen} انرژی بازیابی حلال بر حسب $\left(\frac{\text{GJ}}{\text{t}_{\text{CO}_2}} \right)$
 Q_{reboiler} دیوتی خالص ریبولر بر حسب $\left(\frac{\text{GJ}}{\text{h}} \right)$
 $G_{\text{CO}_2, \text{abs}}$ شدت جرمی دی‌اکسید کربن تولیدی بر حسب $\left(\frac{\text{ton}}{\text{h}} \right)$

با توجه به نتایج شبیه‌سازی مقدار دیوتی خالص ریبولر برای فرایند مبناء و بهینه به ترتیب $13/03 \frac{\text{GJ}}{\text{h}}$ و $6/4 \frac{\text{GJ}}{\text{h}}$ می‌باشد و این در حالی است که دی‌اکسید کربن خروجی از بالای برج دفع در قالب جریان گاز ترش برای طرح بهینه و فرایند مبناء به ترتیب $0/35 \frac{\text{ton}}{\text{h}}$ و $0/354 \frac{\text{ton}}{\text{h}}$ هستند که با توجه به رابطه (۹) مقدار پارامتر E_{regen} برای فرایند مبناء و بهینه به ترتیب $36/19 \frac{\text{GJ}}{\text{t}_{\text{CO}_2}}$ و $18/28 \frac{\text{GJ}}{\text{t}_{\text{CO}_2}}$ شده است. با توجه به مقادیر به دست

آمده می‌توان گفت که انرژی بازیابی حلال برای طرح بهینه در مقایسه با فرایند مبناء از یک کاهش $49/49\%$ برخوردار است. از طرف دیگر در بخش خنک‌سازی حلال تمیز که به وسیله مبدل حرارتی E-2015 صورت گرفته است، فرایند پیشنهادی توانسته با صرف انرژی کمتری دمای حلال تمیز را به 40°C برساند که این امر در نتیجه بهبود تبادل حرارتی توسط مبدل گرمایی E-2014 می‌باشد. براساس نتایج شبیه‌سازی، در فرایند مبناء و بهینه انرژی مورد نیاز برای خنک‌سازی جریان حلال تمیز در مبدل حرارتی E-2015 به ترتیب $0/531 \frac{\text{GJ}}{\text{h}}$ و $0/123 \frac{\text{GJ}}{\text{h}}$ بوده که نشان از کاهش $76/84\%$ در این بخش است. همین امر در بخش چگالش بخارات بالاسری برج دفع T-2002 نیز رخ داده است و فرایند پیشنهادی توانسته در کندانسور نیز به کاهش مصرف انرژی برسد به این ترتیب که طبق شبیه‌سازی مقدار انرژی مورد نیاز برای خنک‌سازی جریان بخار بالاسری در فرایند مبناء $11/67 \frac{\text{GJ}}{\text{h}}$ و در فرایند جدید $5/54 \frac{\text{GJ}}{\text{h}}$ بوده که در این قسمت نیز کاهش $52/53\%$ اتفاق افتاده است. در شکل (۵) انرژی مصرف شده برای تصفیه گاز اتان در پتروشیمی امیرکبیر برای فرایند فعلی و پیشنهاد شده مورد مقایسه قرار گرفته است.



شکل (۵) مقایسه مصرف انرژی در واحد تصفیه اتان

و آب خنک‌سازی است. بنابراین می‌توان هزینه کلی انرژی را با فرض این که هر سال کاری برابر با ۸۱۵۰ ساعت [۲۹] باشد طبق رابطه (۱۰) [۳۰] نوشت. در جدول (۶) برای هر واحد از انرژی‌های گرمایی، سرمایی و برق هزینه داده شده است. در

۹- برآورد اقتصادی

هدف از انجام آنالیز اقتصادی در این مطالعه محاسبه هزینه انرژی واحد شیرین‌سازی گاز اتان است. در واحد عملیاتی شیرین‌سازی گاز اتان هزینه تأمین انرژی شامل هزینه برق، بخار

شبیه‌سازی واحد جذب دی‌اکسید کربن از گاز اتان پتروشیمی امیرکبیر و ارائه ساختاری بهینه برای کاهش مصرف انرژی

جدول (۷) انرژی مصرف شده (گیگاژول بر ساعت) در واحد

تصفیه اتان		
نوع انرژی	فرایند مبناء	فرایند پیشنهادی
برق	۰/۰۲۲	۰/۰۸۲
بخار فشار پایین	۱۳/۰۳	۶/۴
آب خنک‌سازی	۱۲/۲۰۱	۵/۶۶۳

جدول (۸) هزینه انرژی (دلار در سال) مصرفی برای واحد

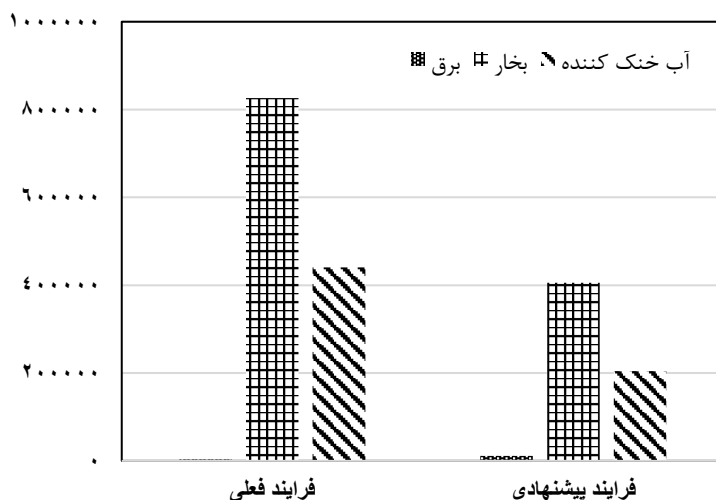
تصفیه اتان		
نوع انرژی	فرایند مبناء	فرایند پیشنهادی
برق	۳۰۱۲/۲۴	۱۱۲۲۷/۴۴
بخار فشار پایین	۸۲۶۱۹۳/۲۱	۴۰۵۸۰۴/۸۰
آب خنک‌سازی	۴۴۰۵۱۱	۲۰۴۴۵۹/۷۸
مجموع	۱۲۶۹۷۱۶/۴۵	۶۲۱۴۹۲/۰۲

جدول (۷) مقدار انرژی مصرفی (برق، بخار و آب خنک) برای فرایند مبناء و پیشنهادی گزارش شده است که از نتایج شبیه‌سازی می‌باشند.

$$(۱۰) \quad \text{هزینه برق} + \text{هزینه بخار} = \text{هزینه انرژی} \\ \text{آب خنک کننده} +$$

جدول (۶) هزینه برای هر واحد از انرژی‌های مصرفی در واحد تصفیه اتان [۳۰]

ارزش	نوع انرژی
هر گیگاژول ۱۶/۸ دلار	برق
هر گیگاژول ۷/۷۸ دلار	بخار فشار پایین در شرایط عملیاتی ۶۰۰ kPa و ۱۶۰°C
هر گیگاژول ۴/۴۳ دلار	آب خنک‌سازی



شکل (۶) مقایسه هزینه‌های انرژی برای هر دو حالت و سهم هر نوع انرژی از کل هزینه برای فرایند مبناء و پیشنهاد شده

در فرایند مبناء و فرایند پیشنهادی بیشترین سهم هزینه تأمین انرژی مربوط به انرژی بخاری است که باید برای ریپویلر برج دفع T-۲۰۰۲ تأمین گردد و کمترین هزینه‌ها مربوط به انرژی الکتریسیته می‌باشد.

۱۰- آنالیز حساسیت

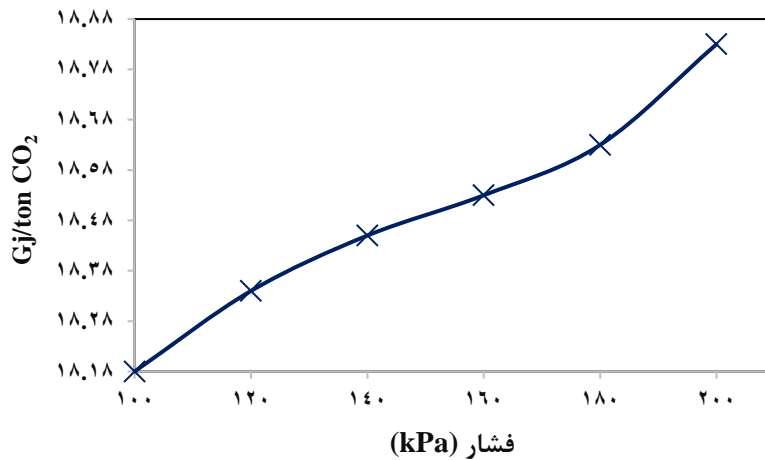
۱۰-۱- بررسی اثر فشار در طرح پیشنهادی

یکی از پارامترهای مهم در فرایند پیشنهاد شده عبارتست از فشار بعد از شیر انبساطی VLV-102 که وظیفه دارد تا فشار جریان حلال تمیز (جریان ۹-۲۰) را کاهش دهد. در این بخش

در شکل (۶) یک مقایسه جامع برای هزینه‌های انرژی فرایند مبناء و پیشنهاد شده نشان داده شده است. طبق این شکل فرایند مبناء به دلیل استفاده از کمپرسور از هزینه برق بالاتری برخوردار شده است؛ اما کاهش در هزینه‌های بخار و آب خنک‌سازی هزینه برق مصرفی را کاملاً تحت الشعاع قرار می‌دهد. طبق نتایج بدست آمده، هزینه تأمین بخار و آب خنک‌سازی در فرایند پیشنهادی (شکل ۴) در مقایسه با فرایند مبناء به ترتیب ۵۰/۸۸٪ و ۵۳/۵۹٪ کاهش یافته است. این در حالی است که کل هزینه تأمین انرژی برای فرایند پیشنهادی نیز در مقایسه با فرایند مبناء کاهش ۵۱/۰۵٪ را نشان می‌دهد. علاوه بر این براساس شکل (۶)

که علت آن کاهش دبی جریان داغی است که از طریق کمپرسور K-100 به برج دفع 2002-T تزریق شده است (جریان 1-7).

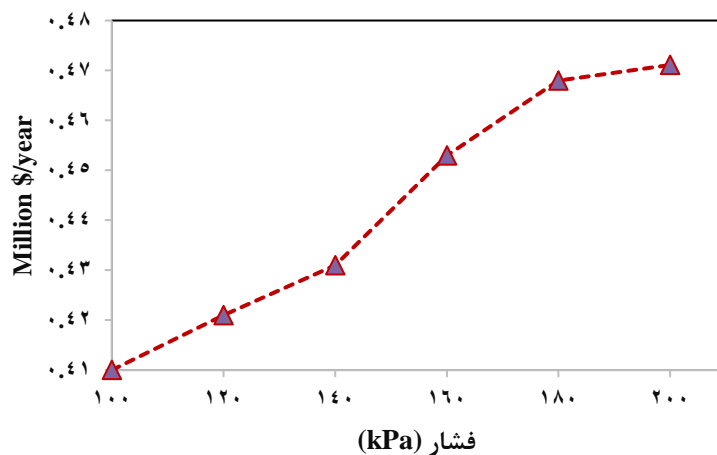
تغییرات این پارامتر بررسی شده است. طبق شکل (7) هر چه فشار بعد از شیر کاهنده افزایش داشته باشد، باعث می شود تا شدت انرژی مصرف شده در ریویلر (E_{regen}) هم افزایش یابد؛



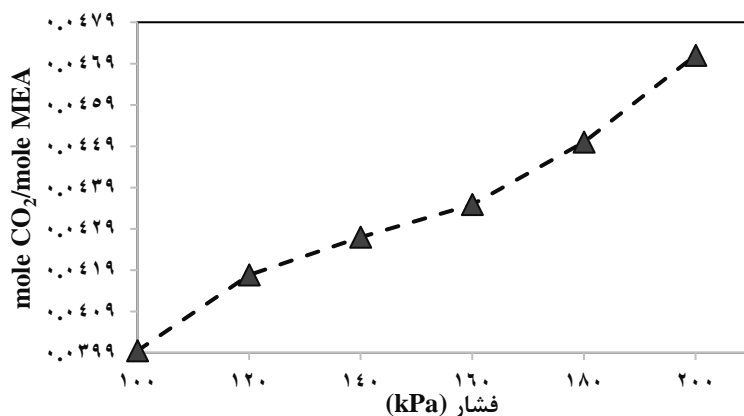
شکل (7) تأثیر فشار انبساط بر شدت مصرف انرژی ریویلر برج دفع

توجه می شود. نتایج شکل (9) نشان می دهد که در برج بازیابی حلال با افزایش فشار انبساط حلال تمیز، میزان بارگیری حلال نیز روندی صعودی خواهد داشت. می توان علت را کاهش دبی بخار گرم برای دفع دی اکسید کربن در پی افزایش فشار انبساط شیر 102-VLV بیان نمود که بر بارگیری حلال خروجی از ریویلر اثرگذار است.

شکل (8) بیان می کند که فشار انبساط حلال تمیز (جریان 20-9) با هزینه سالیانه بخار که باید برای ریویلر مصرف شود، رابطه مستقیم دارد. هر چه فشار انبساط برای حلال تمیز کمتر باشد هزینه کمتری برای تأمین بخار فشار پایین صورت می گیرد. علت کاهش هزینه بخار، کاهش شدت انرژی مصرف شده ریویلر (E_{regen}) در پی کاهش فشار انبساط است که براساس شکل (7)



شکل (8) تأثیر فشار انبساط بر هزینه سالیانه بخار مصرفی ریویلر برج دفع

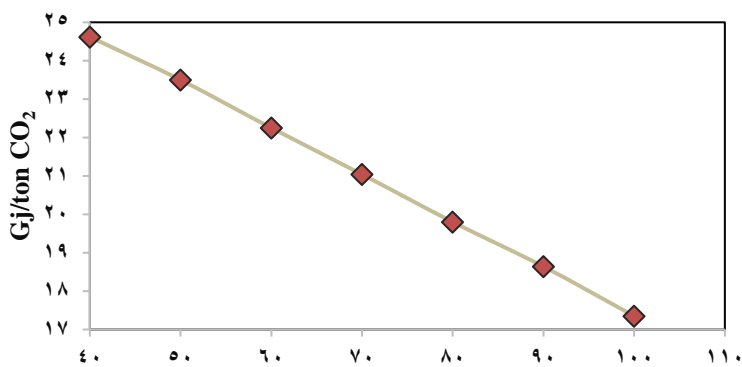


شکل (۹) تأثیر فشار انبساط بر بارگیری حلال تمیز

کربن می‌کند و به دلیل افزایش دما دیگر نیازی نیست تا ریپولر برای تولید بخار دفع کننده انرژی بیشتری تقاضا نماید. در نتیجه افزایش دمای جریان حلال غنی در کنار استفاده از روش LVC اثرگذاری بیشتر و محسوس‌تری بر بهینه‌سازی انرژی دارد.

۱۰-۲- بررسی اثر دما در طرح پیشنهادی

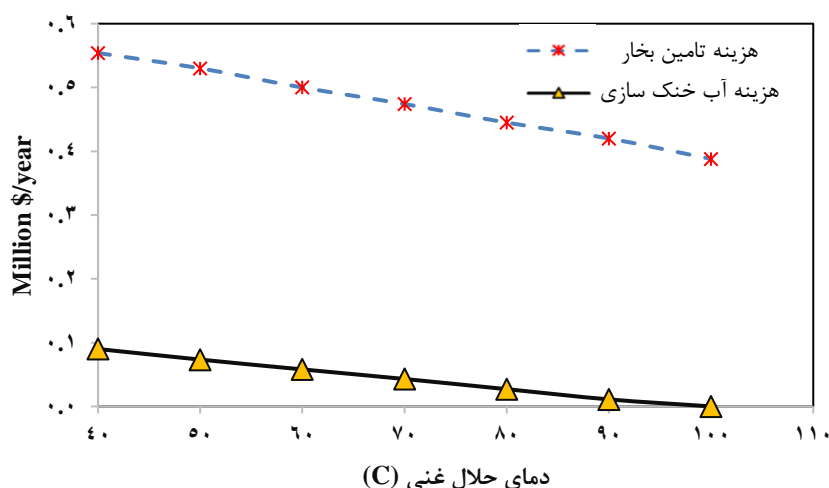
با توجه به شکل (۱۰) افزایش دمای خوراک برج دفع T-۲۰۰۲ منجر به کاهش پارامتر E_{regen} می‌شود. افزایش دمای خوراک برج بازیابی حلال کمک زیادی به دفع بهتر دی‌اکسید



شکل (۱۰) تأثیر دمای حلال غنی بر شدت مصرف انرژی ریپولر برج دفع

علاوه بر این با توجه به شکل (۱۱) افزایش دمای جریان حلال غنی هزینه تأمین بخار و آب خنک‌سازی را کاهش می‌دهد. کاهش هزینه تأمین بخار طبق کاهش پارامتر E_{regen} قابل توجهیه است؛ اما در خصوص کاهش هزینه آب خنک‌سازی علت اصلی بالا رفتن نرخ انتقال حرارت در مبدل گرمایی E-۲۰۱۴ و کاهش دمای جریان حلال ورودی به مبدل گرمایی E-۲۰۱۵ است (جریان ۸-۱). با افزایش نرخ انتقال حرارت در مبدل گرمایی

E-۲۰۱۴ دمای جریان ورودی به مبدل E-۲۰۱۵ کاهش و در نتیجه این مبدل گرمایی باید برای رساندن دما به ۴۰°C آب خنک کمتری صرف کند؛ که طبق بررسی صورت گرفته اگر دمای حلال غنی به ۱۰۰°C برسد، دمای حلال تمیز خروجی از مبدل گرمایی E-۲۰۱۴ کمتر از ۴۰°C شده، در نتیجه نیازی به این مبدل و یوتیلیتی مصرفی در آن نخواهد بود.



شکل (11) تأثیر دمای حلال غنی بر هزینه تأمین بخار و آب خنک‌سازی

۱۱- نتیجه‌گیری

در این پژوهش یک ساختار جدید با مصرف انرژی و یوتیلیتی بهینه برای واحد عملیاتی شیرین‌سازی گاز اتان در مجتمع پتروشیمی امیرکبیر ارائه شده است. طبق بررسی انجام شده در واحد مذکور به دلیل عدم استفاده از راهکارهای بهینه‌سازی، حجم مصرف یوتیلیتی (بخار) و آب خنک‌سازی زیاد قابل توجه است. نتایج تحلیل انرژی ساختار جدید حاکی از این بود هنگامی که از پیکربندی LVC استفاده شده است میزان شدت انرژی مصرف شده در ریویولر برج دفع به صورت قابل توجهی کاهش یافته است. همچنین مشخص گردید که در فرایند پیشنهادی، نرخ تبادل حرارت در چگالنده و کولر خنک‌سازی حلال به گونه‌ای بوده که مصرف آب خنک‌سازی به عنوان یکی دیگر از سرویس‌های پشتیبان کاهش قابل ملاحظه‌ای داشته است که در نهایت باعث شده تا هزینه تأمین انرژی کلی واحد تصفیه گاز اتان نیز در مقایسه با روند فعلی بسیار کمتر گردد. در نهایت می‌توان گفت که استفاده از ساختار LVC در واحد شیرین‌سازی اتان پتروشیمی امیرکبیر هم از لحاظ ترمودینامیکی و هم از لحاظ اقتصادی جذاب و کاربردی است و یک راه حل منطقی و علمی برای بهینه‌سازی مصرف سوخت و سرویس‌های پشتیبانی است.

مراجع

- [2] Liu, Ru-Shuai, Xiao-Dong Shi, Cheng-Tong Wang, Yu-Zhou Gao, Shuang Xu, Guang-Ping Hao, Shaoyun Chen, and An-Hui Lu (2021) "Advances in post-combustion CO₂ capture by physical adsorption: from materials innovation to separation practice." *ChemSusChem* 14(6), 1428-1471.
- [3] Kwak, Dong-Hun, Michael Binns, and Jin-Kuk Kim (2014) "Integrated design and optimization of technologies for utilizing low grade heat in process industries". *Applied energy* 131, 307-322.
- [4] Han, Yongming, Hao Wu, Zhiqiang Geng, Qunxiong Zhu, Xiangbai Gu, and Bin Yu (2020) "Energy efficiency evaluation of complex petrochemical industries." *Energy* 203, 117893.
- [5] Hu, Yukun, and Jinyue Yan (2012) "Characterization of flue gas in oxy-coal combustion processes for CO₂ capture". *Applied Energy* 90, 113-121.
- [6] Hong, Wan Yun (2022) "A techno-economic review on carbon capture, utilisation and storage systems for achieving a net-zero CO₂ emissions future." *Carbon Capture Science & Technology* 3, 100044.
- [7] Abotaleb, Ahmed, Muftah H. El-Naas, and Abdulkarem Amhamed (2018) "Enhancing gas loading and reducing energy consumption in acid gas removal systems: A simulation study based on real NGL plant data." *Journal of Natural Gas Science and Engineering* 55, 565-574.
- [8] Wu, Xiao, Meihong Wang, Peizhi Liao, Jiong Shen, and Yiguo Li (2020) "Solvent-based post-combustion CO₂ capture for power plants: A critical review and perspective on dynamic modelling, system identification, process control and flexible operation." *Applied Energy* 257, 113941.
- [9] Zhang, Rui, Xiaowen Zhang, Qi Yang, Hai Yu, Zhiwu Liang, and Xiao Luo (2017) "Analysis of the reduction of energy cost by using MEA-MDEA-PZ solvent for post-combustion CO₂ capture." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 138, 110490.

- [21] Documents of Amir Kabir Petrochemical Company, Olefin Plant, MEA Wash Unit.
- [22] Laribi, Sinda, Lionel Dubois, Guy De Weireld, and Diane Thomas (2019) "Study of the post-combustion CO₂ capture process by absorption-regeneration using amine solvents applied to cement plant flue gases with high CO₂ contents". *International Journal of Greenhouse Gas Control* 90, 102799.
- [23] Roussanaly, Simon, Chao Fu, Mari Voldsund, Rahul Anantharaman, Maurizio Spinelli, and Matteo Romano (2017) "Techno-economic analysis of MEA CO₂ capture from a cement kiln—impact of steam supply scenario". *Energy Procedia* 114, 6229-6239.
- [24] Gervasi, Julien, Lionel Dubois, and Diane Thomas (2014) "Simulation of the post-combustion CO₂ capture with Aspen Hysys™ software: study of different configurations of an absorption-regeneration process for the application to cement flue gases". *Energy Procedia* 63, 1018-1028.
- [25] Dubois, Lionel, and Diane Thomas (2017) "Simulations of various configurations of the post-combustion CO₂ capture process applied to a cement plant flue gas: parametric study with different solvents". *Energy Procedia* 114, 1409-1423.
- [26] Dubois, Lionel, and Diane Thomas (2018) "Comparison of various configurations of the absorption-regeneration process using different solvents for the post-combustion CO₂ capture applied to cement plant flue gases". *International Journal of Greenhouse Gas Control* 69, 20-35.
- [27] Aspen Technology Inc, Aspen HYSYS Version 10.0, (2017) [Online]. Available: <https://www.aspentech.com>.
- [28] Xin, Kun, Fausto Gallucci, and Martin van Sint Annaland (2020) "Optimization of solvent properties for post-combustion CO₂ capture using process simulation". *International Journal of Greenhouse Gas Control* 99, 103080.
- [29] Abdelaziz, Omar Y., Wafaa M. Hosny, Mamdouh A. Gadalla, Fatma H. Ashour, Ibrahim A. Ashour, and Christian P. Hulteberg (2017) "Novel process technologies for conversion of carbon dioxide from industrial flue gas streams into methanol". *Journal of CO₂ utilization* 21, 52-63.
- [30] Luyben, William L. (2012) Principles and case studies of simultaneous design. *John Wiley & Sons*.
- combustion carbon dioxide capture (PCC)". *Applied Energy* 205,1002-1011.
- [10] Artanto, Yuli, James Jansen, Pauline Pearson, Graeme Puxty, Aaron Cottrell, Erik Meuleman, and Paul Feron (2014) "Pilot-scale evaluation of AMP/PZ to capture CO₂ from flue gas of an Australian brown coal-fired power station". *International journal of Greenhouse Gas control* 20, 189-195.
- [11] Dash, Sukanta K., Bikash K. Mondal, Amar N. Samanta, and Syamalendu S. Bandyopadhyay (2015) "Post-Combustion CO₂ capture with sulfolane based activated alkanolamine solvent". *In Computer Aided Chemical Engineering* 37, 521-526.
- [12] Prentza, L., I. P. Koronaki, and M. T. Nitsas (2018) "Investigating the performance and thermodynamic efficiency of CO₂ reactive absorption—A solvent comparison study". *Thermal Science and Engineering Progress* 7, 33-44.
- [13] Ghanbarabadi, Hassan, Behnam Khoshandam, and David A. Wood (2019) "Simulation of CO₂ removal from ethane with Sulfinol-M+ AMP solvent instead of DEA solvent in the South Pars phases 9 and 10 gas processing facility". *Petroleum* 5, 90-101.
- [14] Ghanbarabadi, Hassan, Behnam Khoshandam, and David A. Wood (2019) "Simulation of CO₂ removal from ethane with Sulfinol-M+ AMP solvent instead of DEA solvent in the South Pars phases 9 and 10 gas processing facility". *Petroleum* 5, 90-101.
- [15] Sanni, Samuel Eshorame, Oluranti Agboola, Omololu Fagbiele, Esther Ojima Yusuf, and Moses Eterigho Emetere (2020) "Optimization of natural gas treatment for the removal of CO₂ and H₂S in a novel alkaline-DEA hybrid scrubber". *Egyptian Journal of Petroleum* 29, 83-94.
- [16] Zheng, Yicheng, Dongfang Guo, Lihu Dong, and Jian Chen (2011) "Simulation and pilot plant measurement for CO₂ absorption with mixed amines". *Energy Procedia* 4, 299-306.
- [17] Le Moulec, Y., and M. J. E. P. Kanniche (2011) "Optimization of MEA based post combustion CO₂ capture process: Flowsheeting and energetic integration". *Energy Procedia* 4, 1303-1309.
- [18] Le Moulec, Yann, Thibaut Neveux, Adam Al Azki, Actor Chikukwa, and Karl Anders Hoff (2014) "Process modifications for solvent-based post-combustion CO₂ capture". *International Journal of Greenhouse Gas Control* 31, 96-112.
- [19] Aromada, Solomon Aforkoghene, and Lars Erik Øi (2017) "Energy and economic analysis of improved absorption configurations for CO₂ capture". *Energy Procedia* 114,1342-1351.
- [20] Øi, Lars Erik, Terje Bråthen, Christian Berg, Sven Ketil Brekne, Marius Flatin, Ronny Johnsen, Iselin Grauer Moen, and Erik Thomassen (2014) "Optimization of configurations for amine based CO₂ absorption using Aspen HYSYS". *Energy Procedia* 51, 224-233.

Absorption unit simulation of carbon dioxide from ethane gas of Amirkabir Petrochemical and propose an optimal structure to reduce energy consumption

Mohammad javad shokouhi ghahfarokhi ², Sadegh Sahraei ^{1,*}, Vahid Zabihi ²

1. Department of Polymer Engineering, Faculty of Engineering, Lorestan University, Khorramabad, Iran (Corresponding Author)

2. Department of chemical Engineering, Dezful Branch, Islamic Azad University, Dezful, Iran.

ABSTRACT

In this paper, an optimal structure to reduce the consumption of steam and cooling water utilities in carbon dioxide absorption unit of Amirkabir petrochemical is presented and the simulation results were compared with the current energy supply structure of the petrochemical. The simulation validation showed that the proposed model has less error than 3%. According to the analysis, the energy consumption of the reboiler has been reduced by 49.49% for the proposed process. In addition, the analyzes indicated that the proposed structure is able to reduce the consumption of cooling energy in the condenser of the desorption tower and cooler of solvent by 52.53% and 76.84%, respectively. Accordingly, economic analysis was performed and it was found that the cost of providing steam and cooling water in the proposed process was 50.88% and 53.59% lower and in total has been reduced by 51.05%. Sensitivity analysis also showed that the expansion pressure of the clean solvent flow is directly related to the reboiler duty and the consumed steam cost. In addition, it was found that increasing the feed temperature of the desorption tower is another parameter that reduces the energy consumption of the boiler and cooling water in the cooler of solvent.

ARTICLE INFO

Article history:

Received: July 3, 2022

Received in revised form: December 26, 2022

Accepted: January 30, 2023

Key words:

Monoethanolamine

Economic analysis,

Energy analysis

Amirkabir petrochemical

Absorption unit

* Corresponding author

Sahraei.s@lu.ac.ir

All right reserved.