

شبیه‌سازی پایا و دینامیکی واحد شیرین سازی گاز توسط حلال جایگزین

زهرا زندی لک^۱، محمدرضا سردشتی بیرجندی^۲، فرهاد شهرکی^۳، جعفر صادقی^۴

۱. فارغ‌التحصیل کارشناسی ارشد، گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی شهید نیکبخت، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران

۲. استادیار، گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی شهید نیکبخت، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران

۳. استاده، گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی شهید نیکبخت، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران

۴. دانشیار، گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی شهید نیکبخت، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران

آدرس پست الکترونیک نویسنده مسئول مکاتبات: fshahraki@eng.usb.ac.ir

مقاله علمی - ترویجی

۱۷ صفحه، از صفحه ۵۷ تا ۷۳

تاریخ پذیرش: ۱۴۰۰/۱۱/۰۹

تاریخ دریافت: ۱۴۰۰/۰۹/۱۵

چکیده

در این مقاله به شبیه‌سازی و کنترل واحد شیرین سازی گاز با استفاده از حلال‌های آلکانول آمین‌ها پالایشگاه فجر جم پرداخته شده است. ابتدا شبیه‌سازی با محلول دی‌اتانول آمین انجام گردید. سپس برای بهبود عملکرد فرآیند جداسازی از حلال ترکیبی دی اتانول آمین و متیل دی اتانول آمین استفاده گردید. واحد در حالت پایا با استفاده از حلال ترکیبی دی اتانول آمین و متیل دی اتانول آمین در محیط Aspen® شبیه‌سازی شد و پس از اطمینان از دقت شبیه‌سازی، نتایج حاصل به‌عنوان نقطه شروع برای شبیه‌سازی دینامیک در محیط Aspen Dynamic® مورد استفاده قرار گرفت و به بررسی رفتار دینامیک واحد پرداخته شده است. دقت شبیه‌سازی در حالت پایا و دینامیک مطلوب بوده است و به‌طوری که میانگین خطا برای دی‌آمین ورودی به برج جذب ۰/۰۲۲ درصد است. نتایج حاصل از استفاده حلال ترکیبی جذب حدود ۹۹/۷۲ درصد گاز CO₂ و ۹۱/۷۷ درصد H₂S را نشان می‌دهد.

کلیدواژه‌ها: شیرین سازی گاز، جذب شیمیایی، واحد آمین، شبیه‌سازی پایا، شبیه‌سازی دینامیک

۱. مقدمه

در حالت کلی اگر مقدار H₂S موجود در گاز بیش از ۵/۷ میلی‌گرم در هر مترمکعب گاز طبیعی باشد به آن گاز ترش می‌گویند و محدوده مجاز CO₂ بین یک تا دو درصد است [۱]. گاز طبیعی دارای مقداری گاز اسیدی که بیشتر شامل H₂S و CO₂ است. وجود گاز اسیدی در گاز طبیعی منجر به فساد تدریجی وسایل و کاهش میزان حرارت دهی گاز طبیعی می‌شود [۲]. گاز H₂S علاوه بر خاصیت اسیدی آن که باعث زنگ‌زدگی در لوله‌ها است، گازی سمی و بدبو است که تنفس آن به مقدار حتی کم ایجاد مسمومیت

می‌نماید. علاوه بر این چنانچه با گاز طبیعی سوزانده شود، تولید انیدریدها، سولفور و سولفوریک می‌نماید که هر دو این گازها سمی می‌باشند. از سوی دیگر اگرچه مضرات وجود گاز کربنیک در گاز طبیعی به‌شدت هیدروژن نیست، ولی در مجاورت آب دارای خاصیت خوردگی بوده بنابراین باید آن‌ها را از گاز جدا نمود و یا از طریق تصفیه، مقدار آن‌ها را به حداقل قابل قبولی تقلیل داد. جدا کردن این مواد از گاز طبیعی در اصطلاح شیرین سازی گاز نامیده می‌شود [۳].





جذب در فاز مایع متداول‌ترین روش تصفیه گاز در پالایشگاه‌ها و فرآیندهای شیرین‌سازی است. فرآیندهای جذب در فاز مایع به دو دسته جذب فیزیکی و شیمیایی تقسیم می‌شوند. در روش جذب فیزیکی ناخالصی‌های جریان گاز از طریق ایجاد نیروهای بین‌مولکولی در فاز مایع حل می‌شوند. از مزیت‌های مهم این روش مصرف انرژی کم در قسمت احیاء و عدم تخریب حلال مصرفی است. حلال‌های شیمیایی به‌صورت زیر دسته‌بندی می‌شوند:

- فرآیندهای آمینی
- فرآیندهای کربناتی
- حلال‌های شیمیایی ویژه

فرآیندهای آمینی

(آلکانول آمین‌ها) متداول‌ترین و موردقبول‌ترین حلال‌های موجود در جذب شیمیایی برای جداسازی CO_2 و H_2S از جریان‌های گاز طبیعی می‌باشند. فعالیت بالا، امکان دسترسی باقیمت پایین آمین‌ها بخصوص مونو اتانول آمین و دی اتانول آمین آن‌ها را در موقعیت خوبی برای شیرین‌سازی قرار داده است [۴].

هر آلکانول آمین، حداقل دارای یک گروه هیدروکسیل و یک گروه آمین است. به‌طور کلی هیدروکسیل باعث کاهش فشار بخار و افزایش حلالیت در آب می‌شود. درحالی‌که گروه آمین دارای خاصیت بازی است که باعث جذب گازهای اسیدی می‌شود [۵].

معیارهای عمومی برای انتخاب آمین در واحدهای شیرین‌سازی در طول سال‌ها تغییر یافته است. تا دهه ۱۹۷۵ مونو اتانول آمین (MEA) در هر واحد شیرین‌سازی مورد استفاده قرار می‌گرفت. بعد از آن دی اتانول آمین (DEA) نتایج مطلوبی حاصل نمود. در ده سال اخیر دی اتانول آمین DGA^۱، متیل دی اتانول آمین MDEA^۲ و مخلوط آمین‌ها عمومیت یافته است. فعالیت بالای محلول و امکان دسترسی باقیمت پایین از مزایای فرآیندهای آمین محسوب می‌شود. استفاده از آمین‌ها در محلول آبی، گاز شیرین را از بخار آب اشباع می‌کند. بنابراین در اکثر فرآیندهای آمینی وجود یک مرحله آب‌گیری پس از شیرین‌سازی ضروری است. از مهم‌ترین

عواملی که باعث مشکل و افزایش هزینه‌ها هنگام استفاده از آلکانول آمین‌ها می‌گردد، خوردگی و اتلاف محلول، ایجاد کف و جرم‌گرفتگی تجهیزات است. تولید کف باعث اتلاف بیش‌ازحد آمین و تماس ضعیف میان گاز و محلول می‌شود و ظرفیت عبور گاز و راندمان فرآیند شیرین‌سازی را نیز کاهش می‌دهد. ایجاد کف موجب حمل ذرات معلق محلول توسط گاز می‌شود. این مسئله با استفاده از تجهیزات خاص (مانند مه‌زدا) و به‌کارگیری مواد ضد کف به حداقل می‌رسد. خوردگی نیز در جاهایی که محلول‌های اسیدی با غلظت بالا و در دماهای بالا حضور دارند، شدید خواهد بود [۶].

در این مقاله به بررسی میزان جذب گازهای اسیدی توسط محلول ترکیبی آمین (MDEA+DEA) در واحد شیرین‌سازی گاز پالایشگاه فجر جم پرداخته شده است. در این بررسی از نرم‌افزار Aspen Plus جهت شبیه‌سازی حالت پایا و از نرم‌افزار Aspen Dynamic[®] جهت شبیه‌سازی دینامیکی واحد شیرین‌سازی گاز طبیعی استفاده شده است. علاوه بر شبیه‌سازی واحد، جایگزینی حلال ترکیبی از لحاظ جذب و دفع و تغییر پارامتر دما در حالت پایا و دینامیک بر روی برج‌های جذب و دفع فرآیند شیرین‌سازی مورد بررسی قرار گرفته شده است.

۲. مروری بر مطالعات انجام‌شده بر روی فرآیند شیرین‌سازی با آمین‌ها

در سال ۱۸۶۱ میلادی ورتز^۴ برای اولین بار موفق شد که آلکانول آمین‌ها را از طریق گرما دادن آلکانل کلروهیدرین و آمونیاک به دست آورد [۷]. با اولین کاربرد در سال ۱۹۳۰ توسط باتمز^۵ برای شیرین‌سازی گاز، آلکانل آمین‌ها به پرکاربردترین حلال‌ها برای جذب گازهای اسیدی از جریان‌های گاز طبیعی تبدیل شدند و تری اتانول آمین (TEA)^۶ نخستین بار برای شیرین‌سازی گاز به‌صورت تجاری مورد استفاده قرار گرفت. سپس در کاربردهای متداول (MEA)، (DEA)، دی ایزو پروپانول آمین (DIPA)^۷، دی گلیکول آمین (DGA) جایگزین شدند [۸]. در سال ۱۹۳۹ روش استفاده از مخلوط آمین و گلیکول پیشنهاد شد که پالایش و خشک نمودن گاز را هم‌زمان انجام می‌داد. روش‌های جذب سطحی سولفینول در سال ۱۹۶۵ به وجود

4. Wurtz
5. Bottoms
6. Triethanolamine
7. Diisopropanolamine

1. Mono Ethanol Amine
2. Di Glycol Amine
3. Methyl-D-Ethanol Amine

آمد و روش فلور و استفاده از غربال‌های مولکولی به تدریج جایگزین روش‌های قدیمی گردید [۷].

اخلاقی در سال ۱۳۷۶، علت کاهش و تغییرات غلظت DEA به‌عنوان تابعی از دما، فشار و غلظت اولیه و سنتیک و اکشن DEA با دی‌اکسید کربن، مورد بررسی قرار گرفته است. طبق نتایج به‌دست‌آمده عملیات در دمای پایین (120°C)، غلظت اولیه متوسط (۲۰ درصد وزنی) و فشار پایین مناسب است. بررسی تغییرات ثابت سرعت ظاهری نسبت به غلظت و دما و همچنین تغییرات PH در اثر افزایش گازهای اسیدی جهت کنترل بهتر خوردگی و افزایش راندمان نیز توسط ایشان انجام شده که طبق نتایج به‌دست‌آمده نباید میزان بار برداشت گازهای اسیدی از ۵۵٪ بیشتر شود [۷].

حسن فنبری و همکاران به بهینه‌سازی غلظت MDEA در جریان حلال ورودی به برج جذب و تأثیر آن بر عملکرد سایر امکانات پردازش واحد تصفیه گاز در پالایشگاه سرخس پرداختند. نتایج به‌دست‌آمده پایین‌ترین نرخ هزینه‌ای که باید در فرایند اعمال شود را نشان داد. بنابراین، افزایش قابل توجه جریان آمین در فرایند در مقایسه با جریان‌های موجود در PFDS تولید، توصیه نمی‌شود، زیرا تغییرات در لوله‌گذاری شامل تغییر در قطر برج و سایر بخش‌های فرآیند می‌شود [۹].

در سال ۱۳۸۳، رحیمی و همکاران اثرات تغییر در پارامترهای طراحی واحد شیرین سازی گاز به نام آماک با استفاده از نرم‌افزار Hysys مورد مطالعه قرار دادند. پارامترهای که مورد بررسی قرار گرفت شامل: فشار آمین، دمای آمین، غلظت دی اتانول آمین، میزان جریان آمین در گردش، میزان جریان بالاسری از برج دفع (بار حرارتی ریبویلر)، تغییر در نوع آمین مصرفی از DEA به MDEA، تعداد سینی در برج جذب کنند و برج دفع‌کننده و استفاده از بخار باز به‌جای آب جبرانی به سیستم بوده است. نتایج به‌دست‌آمده از تغییر پارامترهای ذکر شده به‌صورت زیر است [۱۰].

افزایش فشار آمین موجب افزایش جزئی در مصرف برق شده و به‌صورت کلی هزینه عملیاتی را کاهش می‌دهد به دلیل اینکه باعث افزایش جذب گازهای اسیدی و کاهش در میزان آب جبرانی به سیستم شده است.

- افزایش دمای آمین سبب کاهش در مصرف برق، افزایش مقدار آب جبرانی و کاهش در جذب H_2S در مقابل افزایش جذب CO_2 شده است. در مجموع هزینه

عملیاتی را کاهش می‌دهد.

- افزایش غلظت DEA موجب افزایش هزینه عملیاتی شده به دلیل اینکه جذب گازهای اسیدی، مصرف برق، بخار و آب جبرانی افزایش یافته است.
- افزایش مقدار جریان آمین در گردش موجب افزایش هزینه عملیاتی شده به دلیل اینکه جذب گازهای اسیدی، مصرف برق و بخار افزایش یافته و میزان آب جبرانی به سیستم کاهش ناچیزی یافته است.

محمد کشتکار و همکاران به شبیه‌سازی دینامیکی کنترلر PID برای کنترل بهینه برج جذب سولفید هیدروژن با توجه به ترکیب درصد گازهای اسیدی در خوراک پرداختند. در این تحقیق تنظیم پارامترهای کنترلر به‌گونه‌ای است که خروجی کنترلر با کمترین نوسان و در کمترین زمان به مقدار تعیین شده برای خروجی سولفید هیدروژن (مقدار صفر) میل کند. هدف از شبیه‌سازی دینامیک، تعیین پارامترهای بهینه برای کنترلر دما است به‌طوری‌که مقدار H_2S در جریان گازهای خروجی از برج جذب کمترین نوسان را از مقدار استاندارد تعیین شده دارا باشد. جهت این کار از کنترلر PID استفاده گردید. نتایج نشان داد که می‌تواند فرایند را طوری کنترل کند که میزان H_2S با کمترین نوسان و کمترین زمان به سمت صفر میل کند [۱۱].

وال و همکاران در سال ۲۰۱۳ از مخلوط‌های آمین برای کاهش نیاز به انرژی برای شیرین سازی گاز استفاده کردند. مطالعات انجام شده تأثیرات مثبت مخلوط آمین‌ها بر روی کارایی فرایند شیرین سازی آمین‌ها از لحاظ تصفیه گاز و یا فرایند انرژی مورد نیاز را نشان دادند. این مقاله در مورد اثر مخلوطی از دو آمین MDEA و TEA در مورد عملکرد دستگاه گاز خنک کنند بحث می‌کند. این واحد خالص یک گاز خوراکی با $0.4, 26$ ٪ مول از H_2S و $0.5, 34$ ٪ مول از CO_2 است. عملکرد از نظر گاز اسید و هزینه‌های عملیاتی اندازه‌گیری می‌شود نتایج نشان می‌دهد که در حدود 0.3 ٪ کاهش در هزینه‌های در حال اجرا به وجود خواهد آمد [۱۲].

ترابی و همکاران در سال ۱۳۹۳، به بررسی استفاده غلظت‌های مختلف سولفولان در حلال Sulfinol-M در پالایشگاه گازی سرخس پرداخته شده است. نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهد که در صورت جایگزینی حلال Sulfinol-M به‌جای حلال آبی MDEA به میزان 26487 kg/hr کاهش (MDEA) و 50 ٪ آب مصرفی پالایشگاه و همچنین افزایش





ظرفیت پالایش گازترش از ۱۷۳۰۰۰ scmh به ۱۲۲۰۰۰ با دبی و انرژی کمتری است [۱۳].

فرضی و بحرپیما در سال ۱۳۹۵، به بررسی روش‌های بیولوژیکی حذف H_2S پرداختند. آن‌ها با استفاده از انواع مختلفی از باکتری‌هایی که می‌توانند طی واکنش‌هایی سبب اکسید شدن این ترکیب شوند، وارد فرآیندهای شیرین‌سازی نمودند. نتایج نشان داد که روش‌های بیولوژیکی حذف گازهای اسیدی مزایایی همچون هزینه، انرژی موردنیاز و آلودگی پایین دارد، می‌توانند جایگزینی مناسب برای فرایند شیرین‌سازی رایج با استفاده از محلول آمین باشند. همچنین در این تحقیق نشان داده شد که باکتری‌هایی از نژاد تیوباسیلوس بیشترین حذف گازهای اسیدی را دارند [۱۴].

مهدی خیرینیکا و همکاران در سال ۲۰۱۸ به مطالعه کارایی مخلوط‌های آبی DEA و MDEA در غلظت‌های مختلف جرمی برای حذف H_2S و CO_2 از گاز طبیعی پرداختند. در این مقاله تأثیر نرخ گردش آمین و MDEA به نسبت DEA بر روی مصرف بخار در برج احیاء، غلظت CO_2 و H_2S در گاز تصفیه‌شده و بارهای گاز اسیدی بررسی شده است. طبق نتایج به‌دست‌آمده اگرچه با افزایش غلظت DEA، غلظت گاز اسیدی کاهش می‌یابد، ولی بخار بیشتری در ریبویلر استفاده می‌شود، بنابراین انرژی موردنیاز برای بازیابی آمین بیشتر است. همچنین هرچه درصد آمین نوع اول DEA کمتر و آمین نوع سوم MDEA بیشتر باشد باعث کاهش هزینه و مصرف انرژی می‌شود. به‌طورکلی غلظت ۱۵ تا ۴۵ درصد وزنی MDEA و ۰ تا ۳۰ درصد وزنی DEA به ازای هر مورد در نظر گرفته‌شده است. در موارد پیشنهادی از مخلوط‌های جایگزین ۲۵ درصد وزنی MDEA و ۲۰ درصد وزنی DEA بهترین حالت برای جذب گازهای اسیدی از واحد موردنظر بوده است. همچنین میزان مصرف بخار کاهش‌یافته در نتیجه میزان انرژی کمتری موردنیاز بوده است [۱۵].

۳. ساختار یک واحد شیرین‌سازی با آلکانول آمین‌ها

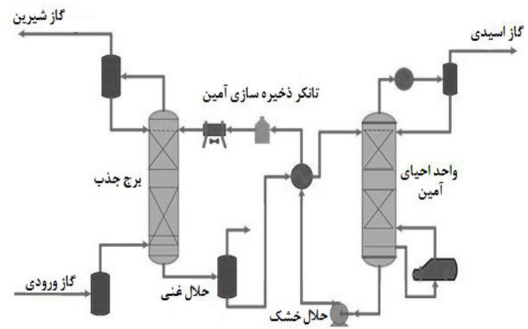
همان‌طور که در (شکل ۱) نشان داده‌شده است، گازترش حاوی H_2S و CO_2 از طریق یک جداکننده به واحد تصفیه وارد می‌گردد تا مایعات آزاد و ذرات جامد موجود در آن گرفته شوند، سپس از پایین برج جذب به‌صورت ناهم‌سو با محلول آبی آمین که از بالای برج واردشده تماس پیدا می‌کنند. گاز شیرین خروجی از بالای برج به دلیل وجود مقداری حلال یا ذرات جامد از یک جداکننده عبور می‌کند و

به واحد آب‌گیری می‌رود.

محلول آمین حاوی گازهای اسیدی که به آن محلول آمین غنی می‌گویند، از پایین برج جذب خارج می‌شود و برای دفع هیدروکربن‌های جذب‌شده از یک تانک تبخیر می‌گذرد. در تانک تبخیر آبی مقدار کمی از گازهای اسیدی نیز از محلول جدا می‌شود. سپس محلول غنی با عبور از مبدل گرمایی آمین-آمین گرم می‌شود و به بالای برج دفع می‌رود. محلول تمیز آمین نیز به قسمت پایین ستون دفع رفته و در تماس ناهم‌سو با بخار تولیدی جوش آور قرار می‌گیرد. بخار جوش‌آور گازهای اسیدی را از محلول غلیظ جدا می‌سازد. این گازها و بخار از بخش بالای برج دفع خارج می‌شوند و با گذر از یک کندانسور، بخش عمده‌ای از بخار به مایع تبدیل می‌گردد. گازهای اسیدی در جداکننده تفکیک و به سمت مشعل یا فرآیند تولید گوگرد می‌روند. بخار مایع‌شده نیز به بخش فوقانی ستون دفع بازمی‌گردد. سپس محلول تمیز آمین به همان مبدل گرمایی آمین-آمین پمپ می‌شود و قبل از اینکه وارد سینی بالایی تماس دهنده شود از یک خنک‌کننده با آب یا هوا می‌گذرد. به‌منظور پیشگیری از میعان هیدروکربن‌ها در محلول آمین، به هنگام تماس با گازترش، لازم است دمای محلول ورودی $10^{\circ}F$ (بیشتر از گاز ورودی) باشد. محلول آمین رقیق و سرد شده تا فشار برج جذب متراکم شده و سپس از میان تماس دهنده و به‌صورت ناهم‌سو با گازترش، به سمت پایین حرکت می‌کند و در دمای پایین و فشار بالا، با اجزای گاز اسیدی جریان گاز واکنش می‌دهد؛ محلول غنی برج جذب را ترک می‌کند و چرخه تکرار می‌شود.

۴. معرفی واحد

پالایشگاه گاز فجر جم (نام پیشین پالایشگاه گاز کنگان) یکی از بزرگ‌ترین پالایشگاه‌های گاز ایران، واقع در شهرستان جم استان بوشهر است. این پالایشگاه ظرفیت دریافت ۵۰ میلیون مترمکعب گاز از میدان پارس جنوبی را دارد. همچنین پالایشگاه فجر جم جهت پالایش بخشی از گازترش تولیدی از فاز ۶ میدان گاز پارس جنوبی طراحی شده است و ظرفیت اسمی پالایش گاز در این پالایشگاه ۸۰ میلیون مترمکعب در روز است. این پالایشگاه دارای ۸ ردیف واحد شیرین‌سازی گاز است و میعانات گازی تولیدی از میدان‌های گازی آغاز و دالان نیز توسط خط لوله هشت اینچی به طول ۱۵۴ کیلومتر به این پالایشگاه واردشده و در نهایت به بندر سیراف یا توسط یک خط لوله به پالایشگاه شیراز ارسال می‌شود.



شکل ۱. شماتیک کلی از واحد شیرین سازی با آلکانول آمین [۱۶]

۵- شبیه سازی فرآیند در حالت پایا

مراحل شبیه سازی پایا به صورت زیر است:

۱. تعریف مواد موجود در خوراک ورودی و همچنین موادی که در طول فرآیند به وجود می آیند.
۲. تعریف مدل ترمودینامیکی مناسب
۳. قرار دادن دستگاه های عملیاتی واحد مورد بررسی در محیط شبیه سازی و وارد کردن اطلاعات لازم هر کدام به منظور شبیه سازی پایای واحد

❖ تعریف مواد موجود در خوراک ورودی

شبیه سازی با توجه به درخواست پالایشگاه و نمونه گیری فصل تابستان پالایشگاه، انجام شده است.

گاز ترش ورودی به پالایشگاه قبل از ورود به واحد شیرین سازی و برج جذب از چندین بخش گذشته و بخش زیادی از مایعات گازی و ناخالصی ها و همچنین مواد جامد احتمالی خود را از دست می دهد. مشخصات ورودی به برج جذب بعد از گذشتن از این فیلترها در (جدول ۱) گزارش شده است.

✓ مشخصات جریان آمین ورودی به برج جذب

پالایشگاه گاز فجر جم عمدتاً با محلول دی اتانول آمین کار شیرین سازی را انجام می دهد، فقط در یک واحد با محلول ترکیبی آمین کار شده است. این جریان آمین که شامل دی- اتانول آمین، متیل دی- اتانول آمین و آب است، به صورت تازه وارد برج جذب شده و پس از جذب گازهای اسیدی، در برج دفع احیاء شده و دوباره به برج جذب برمی گردد. در واقع جریان آمین یک سیکل را طی می کند که مشخصات اولیه آن در (جدول ۲) آورده شده است.

جدول ۱. مشخصات خوراک گاز ورودی به برج جذب

جزء	درصد مولی
N ₂	۵.۲۳
CO ₂	۱.۹
H ₂ S	۰.۰۲
H ₂ O	۰.۳
C ₁	۸۵.۴۳
C ₂	۴.۲۱
C ₃	۱.۲۳
iC ₄	۰.۳
nC ₄	۰.۳۴
iC ₅	۰.۲
nC ₅	۰.۲
nC ₆	۰.۳
nC ₇	۰.۴
RSH	۰.۰۱
دبی مولی (kmol/day)	۵۱۶۴۴۲.۸
دما (°C)	۵۵
فشار (bar)	۷۹.۵

جدول ۲. مشخصات جریان آمین ورودی به برج جذب

جزء	درصد مولی
MDEA	-
DEA	۰.۰۷
H ₂ O	۰.۹۳
دما (°C)	۵۵
فشار (bar)	۷۸.۵
دبی مولی (kmol/day)	۳۴۸۵۲۶.۸

❖ انتخاب مدل ترمودینامیکی

انتخاب مدل های ترمودینامیکی مناسب به عنوان نقطه شروع برای شبیه سازی درست یک فرآیند یک امر بسیار مهم است.

سه عامل کلیدی در این مورد عبارتند از:

۱. مشخصه های سیستم (نوع و دسته مواد موجود در سیستم)
۲. شرایط عملیاتی فرآیند (دما و فشار)
۳. فازهای موجود در فرآیند (مایع و بخار)



یک فرآیند که به طور کامل از نظر انتخاب تجهیزات، شرایط قرارگیری و عملیاتی بهینه شده است، در صورت انتخاب نادرست معادله حالت می تواند کاملاً بی ارزش باشد [۱۷].

یکی از پایه های اصلی شبیه سازی انتخاب معادله ترمودینامیکی مناسب است که خصوصیات یک معادله مناسب به صورت زیر است:

خصوصیات فیزیکی مخلوط را به عنوان تابعی از دما و فشار به طور صحیح پیش بینی کند.

هر معادله تنها برای دسته خاصی از مواد و شرایط عملیاتی محدودی مناسب است و انتخاب معادله ترمودینامیکی نامناسب ممکن است منجر به نتایج شبیه سازی اشتباه، مخصوصاً در فرآیندهای جداسازی گردد [۱۸].

معادلات حالت برای ترکیبات هیدروکربنی در بازه وسیعی از شرایط عملیاتی مناسب می باشند، اما کاربرد آن ها محدود به سیستم های غیرقطبی یا مواد مختصر قطبی است. از معادلات فشار بخار می توان برای مواد و مخلوط های ساده در فشارهای پایین استفاده کرد.

با توجه به توضیحات داده شده و اینکه آب یکی از اجزاء اصلی مواد ورودی است و نیز اینکه فرآیند شیرین سازی شامل واکنش هایی است که ترکیبات یونی در نتیجه آن تولید می شود، مدل انتخابی EL-NRTL مدل مناسبی برای شبیه سازی واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه است.

✓ تعریف مواد هنری^۱

اثر تغییر فشار بر انحلال پذیری مواد جامد و مایع معمولاً کم است ولی انحلال پذیری گازها در یک محلول با افزایش یا کاهش فشاری که بر محلول وارد می شود، به میزان قابل توجهی تغییر می کند. فقط محلول های رقیق در فشارهای نسبتاً پایین از قانون هنری به خوبی پیروی می کنند. گازهایی که انحلال پذیری آن ها بسیار زیاد است، عموماً با حلال خود ترکیب می شوند، این محلول ها از قانون هنری پیروی نمی کنند. مدل های ترمودینامیکی مختلفی وجود دارند که می توانند تعادل فازی را در سیستم آب با هیدروکربن حساب کنند. مدل های ترمودینامیکی از ضرایب فعالیت و ثوابت هنری برای مدل سازی فاز آبی استفاده می کنند، در حالی که سایر مدل ها از روش معادله حالت استفاده می کنند [۱۹].

در این مطالعه با توجه به وجود مواد هیدروکربنی و آب و نیز با توجه به توضیحات داده شده در بالا، نرم افزار شبیه ساز نیازمند تعریف مواد هیدروکربنی به عنوان مواد هنری است، از این رو $C_1, N_2, H_2S, CO_2, RSH, nC_7, nC_6, nC_5, iC_5, iC_4, C_3, C_2$ به عنوان مواد هنری معرفی می شود.

در نرم افزار شبیه ساز Aspen از مواد هنری که در بالا ذکر شد، $C_1, N_2, H_2S, CO_2, iC_5, iC_4, C_3, C_2, nC_5$ ثوابت هنری را خود نرم افزار محاسبه می کند، اما ثوابت هنری بقیه مواد در (جدول ۳) گزارش شده است، به صورت دستی وارد می شود. T, D برحسب کلوین است.

جدول ۳. پارامترهای ثابت هنری برای مواد هیدروکربنی در آب

جزء	A	B	C	D	T_{min}	T_{max}	Refrence
nC_5	۱۳۳,۱۸۹	۵۷۶۹,۲	-۴۱,۷۹۸۸	-۰,۰۰۱۳۶	۲۷۳,۱۵	۴۲۳,۱۵	[۲۵]
nC_6	۱۳۳,۷۷۹	-۵۷۶۹,۲	-۴۱,۷۹۸۸	-۰,۰۰۱۴۷	۲۷۳,۱۵	۴۱۳,۱۵	[۲۵]
nC_7	۱۵۳,۷۲۵	-۵۷۶۸,۳	-۵۰,۹۱۵۱	۰,۰۱۰۰۲	۲۷۳,۱۵	۳۷۳,۱۵	[۲۵]
RSH	۱۶,۳۴۳	-۳۲۰۴,۷۵	-	-	۲۹۸	۳۳۳	[۲۶]

✓ تعریف واکنش های موجود

بسیاری از فرآیندهای جذب صنعتی همراه با واکنش شیمیایی بوده که معمولاً در فاز مایع و بین ماده جذب شونده و ترکیب شونده ای که در حلال موجود است، صورت می گیرد. این واکنش دارای دو اثر مثبت بر روی شدت جذب است. ابتدا ماهیت ماده جذب شونده در اثر واکنش تغییر خواهد کرد و این امر باعث کاهش فشار جزئی تعادلی حل شونده

پارامترهای ثابت هنری برای مواد هیدروکربنی در آب که در Error! Reference source not found. آمده است، مربوط به رابطه (۱) است. $H_{solute-water}$ برحسب پاسکال است.

$$\log_{10}(H_{solute-water}) = A + \frac{B}{T} + C * \log_{10} T + D * T \quad (1)$$

1.Henry

خواهد شد و در نتیجه سبب ازدیاد اختلاف غلظت‌های آن ماده در توده گاز و سطح مشترک می‌گردد و لذا شدت جذب نیز افزایش می‌یابد. دومین اثری که واکنش شیمیایی بر شدت انتقال جرم دارد این است که ضریب انتقال جرم گاز-مایع را افزایش داده و این امر نیز باعث افزایش شدت جذب می‌گردد [۵].

زمانی که محلول آمین (MDEA + DEA) جهت جذب CO_2 , H_2S به کار برده شوند، واکنش‌های شیمیایی CO_2 و H_2S حل شده در فاز مایع فقط به صورت مولکولی نیستند، بلکه به صورت یونی و غیر فرار می‌باشند. در این سیستم واکنش‌های در نظر گرفته می‌شود که در (جدول ۴) گزارش شده است.

جدول ۴. واکنش‌های شیمیایی انجام شده در دو برج جذب و دفع

شماره واکنش	واکنش شیمیایی
R1	$\text{DAE}^+ + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{DEA} + \text{H}_3\text{O}^+$
R2	$\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{HCO}^{3-}$
R3	$\text{HCO}^{3-} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{CO}_3^{2-}$
R4	$\text{DEACO}^{-1} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{DEA} + \text{HCO}^{3-}$
R5	$\text{H}_2\text{S} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{HS}^-$
R6	$\text{HS}^- + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{S}^{2-}$
R7	$2\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{OH}^-$
R8	$\text{MDEA}^+ + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{MDEA} + \text{H}_3\text{O}^+$

- واکنش‌های R1, R4 واکنش‌های تجزیه DEA^+ و MDEA^+
- واکنش‌های R2, R3 تشکیل و تجزیه بی‌کربنات
- واکنش‌های R5, R6 تشکیل و تجزیه بی‌سولفات
- واکنش R7; واکنش تجزیه آب
- واکنش R8 تجزیه MDEA^+

برای محاسبه ثابت‌های تعادل از رابطه (۲) استفاده شده است.

$$\ln(K_{eq}) = A + \frac{B}{T} + C * \ln(T) + D * T \quad (2)$$

که ثابت تعادل است و برای واکنش‌های R1-R8، نیازمند ضرایب ثابتی است که در (جدول ۵) لیست شده است. واحد دما برحسب کلونین است.

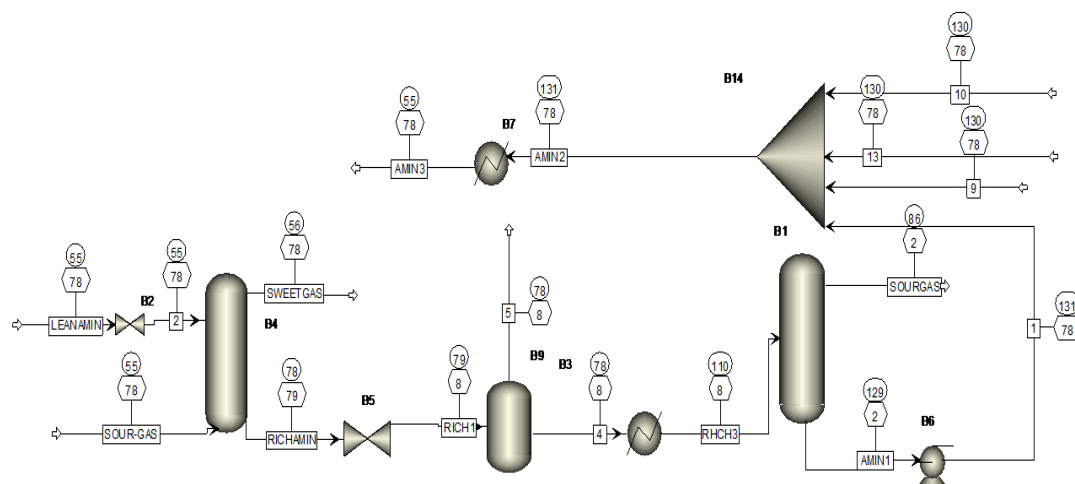
❖ **قرار دادن دستگاه‌های عملیاتی واحد در محیط شبیه‌سازی**
پس از اعمال داده‌های ورودی و اتصال دستگاه‌ها، شبیه‌سازی واحد به صورت (شکل ۲) به دست آمده است. علت باز بودن حلقه و کامل نکردن واحد این است که در شبیه‌سازی پایا به دلیل ایده‌آل عمل کردن واحد شرایط برای رسیدن مقدار دو جریانی که باید از نظر تمام شرایط باهم یکی شوند تا بتوان این دو جریان را به هم اتصال داد، وجود نداشت. از این رو حلقه در مرحله دینامیک بسته می‌شود.

❖ نتایج شبیه‌سازی حالت پایا

همان‌طور که در (شکل ۲) ملاحظه می‌شود، پس از جایگذاری تجهیزات و وصل نمودن جریان‌های خوراک و وارد نمودن اطلاعات مربوطه و موردنیاز و همچنین انتخاب مدل ترمودینامیکی مناسب و اجرای نرم‌افزار، باید نتایج حاصل از شبیه‌سازی پایا اطلاعات پالایشگاه مقایسه گردد. برای این منظور میزان خطای ناشی از تفاوت اطلاعات واقعی و نتایج نرم‌افزار برای تعدادی جریان خروجی محاسبه گردیده شده است. در (جدول ۶) مقایسه اطلاعات مربوط به جریان خروجی از بالای برج جذب مربوط به حلال DEA را نشان داده شده است. اطلاعات اجزاء در (جدول ۶) برحسب کیلو مول در روز است.

جدول ۵. ضرایب ثابت‌های برای واکنش‌های R1-R8

Reaction	A	B	C	D*10 ²	T
R1	-۱۳,۳۳۷۳	-۴۲۱۸,۷۰۸	۰	۰,۹۸۷۱۷۵	
R2	۲۳۱,۴۶۵	-۱۲۰۹۲,۱	-۱۲۰۹۲,۱	۰	۲۷۳-۶۷۳
R3	۲۱۶,۰۴۹	-۱۲۴۳۱,۷	-۳۵,۴۸۱۹	۰	۲۷۳-۵۲۳
R4	۱۶,۵۰۲۶	-۴۰۶۸,۷۶	-۱,۵۰۲۷	۰	
R5	۲۱۴,۵۸۲	-۱۲۹۹۵,۴	-۳۳,۵۴۷۱	۰	۲۷۳-۵۴۸
R6	-۳۳,۵۴۷۱	-۸۵۸۵,۴۷	۰	۰	۲۷۳-۴۹۸
R7	۱۳۲,۸۹۹	-۱۳۴۴۵,۹	-۲۲,۴۷۷۳	۰	۲۷۳-۴۹۸
R8	-۹۴۱۶۵	-۴۲۳۴,۹۸	۰	۰	۲۷۳-۴۲۲



شکل ۲. دیاگرام شبیه‌سازی حالت پایای فرآیند

جدول ۶. نتایج جریان خروجی از بالای برج جذب در شبیه‌سازی پایا و مقایسه با اطلاعات پالایشگاه

عنوان	نتایج شبیه‌سازی	اطلاعات پالایشگاه	درصد خطا
دبی مولی (kmol/day)	۵۰۷۳۱۳	۵۰۶۶۵۸٫۴	۰٫۱۲۹
دما (°C)	۵۵٫۵۵	۵۸	۴٫۲
فشار (bar)	۷۸٫۴۵	۷۸٫۵	۰٫۰۰۶۳
CH ₄	۴۴۱۵۴۳	۴۴۱۷۳۷٫۶	
C ₂ H ₆	۲۱۶۸۳٫۶	۲۱۶۰۳٫۷	
C ₃ H ₈	۶۳۵۰٫۹۶۹	۶۷۰۱٫۲	
i-C ₄	۱۵۴۹٫۲۶۲	۱۴۳۷٫۸	
n-C ₄	۱۷۵۵٫۷۱۷	۲۰۶۶٫۴	
i-C ₅	۱۰۳۲٫۸۳۲	۹۹۸	
n-C ₅	۶۷۱٫۲۳۶۹	۷۰۰٫۷	
n-C ₆	۱۵۴۹٫۲۵۷	۱۵۰۹	
n-C ₇	۲۰۶۵٫۷۵۶	۱۸۸۰٫۷	
H ₂ S	۰٫۳۲۳۵۵۵	۱٫۵	۰٫۰۹۶۷
CO ₂	۰٫۳۸۵۶۳۴	۱۵٫۱	۰٫۹۹۷
H ₂ O	۱۸۷۱٫۹۲۵	۱۵۱۱٫۹	۰٫۱۹۲۳
RSH	۴۶٫۸	۴۸٫۳	
DEA	۰٫۰۵۳	-	
MDEA	۰٫۰۰۰۷	-	
N ₂	۲۷۱۹۲٫۶۳	۲۶۴۴۵٫۹	

همان‌طور که در (جدول ۶) ملاحظه می‌کنید به دلیل ایده‌آل بودن عملکرد سیستم در نرم‌افزار بسیاری از اتلافات و مشکلات احتمالی در فرآیند واقعی می‌تواند وجود داشته باشد که در سیستم ایده‌آل در نظر گرفته نشده است، لذا جداسازی گازهای اسیدی و شیرین‌سازی گاز در نرم‌افزار به صورت ایده‌آل بوده و در نتیجه مقادیر جذب بیشتری را نشان می‌دهد. البته این درصد خطا با توجه به کم بودن مقادیر این جریان‌ها ایجاد شده است و اختلاف موجود قابل چشم‌پوشی و مورد پذیرش بوده و در نتایج نهایی اشکالی به وجود نمی‌آورد. دلیل دیگر کم بودن این مقادیر در مقایسه با پالایشگاه، این است که چون در حالت واقعی به جای یک یا دو گاز که باید جذب شوند، مواد جانبی زیادی وجود دارد که می‌توانند حلال‌های آمین را درگیر جذب کنند و باعث کاهش جذب ماده اصلی مورد نظر گردد.

علاوه بر مقایسه داده‌های پالایشگاهی و نرم‌افزار از جریان خروجی از بالای برج جذب برای حلال DEA در حالت پایا، نتایج جریان خروجی از بالای برج جذب در شبیه‌سازی پایا با استفاده از حلال ترکیبی و مقایسه با اطلاعات پالایشگاه در (جدول ۷) نمایش داده شده است.

بر اساس نتایج ذکر شده در (جدول ۷)، استفاده از حلال ترکیبی که موجب کاهش مصرف آمین به میزان قابل توجهی گردید. میزان جذب در مقایسه با مقادیر گزارش شده از پالایشگاه به نسبت خوبی انجام شده است.

نتایج جریان خروجی از پایین برج جذب در شبیه‌سازی پایا با استفاده از حلال ترکیبی و مقایسه با اطلاعات پالایشگاه نیز در (جدول ۸) گزارش شده است.

همان‌طور که در (جدول ۸) قابل توجه است، میزان دبی آمین و آب است. طبق شبیه‌سازی انجام شده میزان هدر رفت ناچیزی گزارش شده و مقادیر قابل توجه از پایین برج جذب خارج شده است که در مرحله بعد وارد برج احیا شده و مجدد به برج جذب برگردانده شده است.

علاوه بر جریان‌های مقایسه شده، جریان خروجی از بالای برج دفع در شبیه‌سازی پایا با حلال ترکیبی با اطلاعات پالایشگاه به صورت خلاصه در (جدول ۹) گزارش شده است.

طبق (جدول ۹) گازهای اسیدی به میزان بسیار خوبی دفع شده و میزان هدر رفت آمین بسیار ناچیز گزارش شده است.

جدول ۷. نتایج جریان خروجی از بالای برج جذب در شبیه‌سازی پایا با استفاده از حلال ترکیبی و مقایسه با اطلاعات پالایشگاه

عنوان	نتایج شبیه‌سازی	اطلاعات پالایشگاه	درصد خطا
دبی مولی (kmol/day)	۵۰۷۴۴۳	۵۰۶۶۵۸٫۴	۰٫۱۵۵
دما (°C)	۵۷	۵۸	۱٫۷
فشار (bar)	۷۸٫۴۵	۷۸٫۵	۰٫۰۶۳۶
CH ₄	۴۴۱۵۸۱	۴۴۱۷۳۷٫۶	
C ₂ H ₆	۲۱۶۸۴٫۱۲	۲۱۶۰۳٫۷	
C ₃ H ₈	۶۳۵۱٫۰۶۵	۶۷۰۱٫۲	
i-C ₄	۱۵۴۹٫۲۶۸	۱۴۳۷٫۸	
n-C ₄	۱۷۵۵٫۷۳۲	۲۰۶۶٫۴	
i-C ₅	۱۰۳۲٫۸۳۶	۹۹۸	
n-C ₅	۶۷۱٫۲۴۵	۷۰۰٫۷	
n-C ₆	۱۵۴۹٫۲۶۲	۱۵۰٫۹	
n-C ₇	۲۰۶۵٫۷۵۷	۱۸۸۰٫۷	
H ₂ S	۰٫۰۲۸۵	۱٫۵	۹٫۷۴
CO ₂	۰٫۰۴۰۶۴۵	۱۵٫۱	۰٫۹۹۷
H ₂ O	۱۹۶۱٫۹۳۹	۱۵۱۱٫۹	۰٫۲۳
RSH	۴۷٫۳۳۶۷۸	۴۸٫۳	
DEA	۰٫۵۱۱۶۴۶	-	
MDEA	۰٫۱۶۰۴۳۲۵	-	
N ₂	۲۷۱۹۳٫۱۴	۲۶۴۴۵٫۹	

برای بستن چرخه فرآیند شیرین سازی در شبیه‌سازی نیاز است که مشخصات جریان برگشتی با مشخصات جریان آمین ورودی به بالای برج جذب یکسان و یا میزان ناچیزی داشته باشد که مقادیر این جریان‌ها در (جدول ۱۰) گزارش شده است.

با توجه به (جدول ۱۰)، جریان برگشتی به برج جذب دارای دما و ترکیب درصد تقریباً یکسانی با جریان آمین ورودی داشته فقط فشار و دبی مولی متفاوت است که دلیل تفاوت دبی مولی در میزان دفع بهتر گازهای اسیدی نسبت به اطلاعات گزارش شده توسط پالایشگاه است.

بعد از بررسی نتایج حاصل از شبیه‌سازی حالت پایا و مقایسه با اطلاعات گزارش شده از پالایشگاه می‌توان به این نتیجه رسید که روند شبیه‌سازی جذب و جداسازی خوبی را نشان می‌دهد. البته اختلاف ناچیز مقادیر شبیه‌سازی با پالایشگاه به دلیل رفتار ایده‌آل نرم‌افزار و عدم اعمال شرایطی که باعث اتلاف یا بروز مشکل در سیستم می‌گردد. شرایط فشار و دمای جریان‌ها در شبیه‌سازی و پالایشگاه تقریباً یکسان بوده که بیانگر عملکرد خوب سیستم به همراه مدل ترمودینامیکی مورد استفاده است.

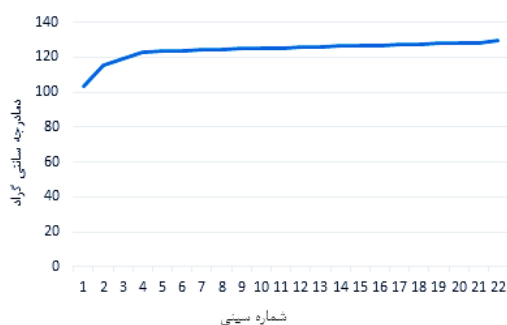
جدول ۸. نتایج جریان خروجی از پایین برج جذب در شبیه‌سازی پایا با استفاده از حلال ترکیبی و مقایسه با اطلاعات پالایشگاه

عنوان	نتایج شبیه‌سازی	اطلاعات پالایشگاه
دبی مولی (kmol/day)	۳۲۴۷۶۵	
دما (°C)	۷۸٫۲۴	۷۱٫۷
فشار (bar)	۷۸٫۸۷	۷۸٫۸
CH ₄	۱۵۸٫۰۹۴۹	۴۵۸٫۴
C ₂ H ₆	۶٫۴۷	۳۱٫۲
C ₃ H ₈	۱٫۱۸۱	۲۵٫۵
i-C ₄	۰٫۰۶۰۸	
n-C ₄	۰٫۱۷۳۸	
i-C ₅	۰٫۰۵	
n-C ₅	۰٫۱۳	
n-C ₆	۰٫۶۷	
n-C ₇	۰٫۰۱۴۵	
H ₂ S	۸۵٫۹۳۲۴	۷۹٫۴
CO ₂	۹۶۱۷٫۲۲	۹۵۸۰٫۵
H ₂ O	۲۸۹۲۱۴	
RSH	۴٫۳	
DEA	۱۹۰۴۰٫۶۱	
MDEA	۶۶۳۰٫۹۱۷	
N ₂	۶٫۳۶	



جدول ۱۰. نتایج جریان برگشتی به برج جذب و مشخصات جریان آمین

عنوان	جریان برگشتی	جریان آمین
دبی مولی (kmol/day)	۳۱۵۷۳۹	۳۱۵۷۶۵.۶
دما (°C)	۵۵	۵۵
فشار (bar)	۷۸.۵	۷۷.۹۵
H ₂ O	۲۹۰۰۵۱	۲۹۰۰۵۱
DEA	۱۹۰۴۰.۶۷	۱۹۰۴۰.۶۷
MDEA	۶۶۳۱۰.۷۸	۶۶۳۰.۹۱۷

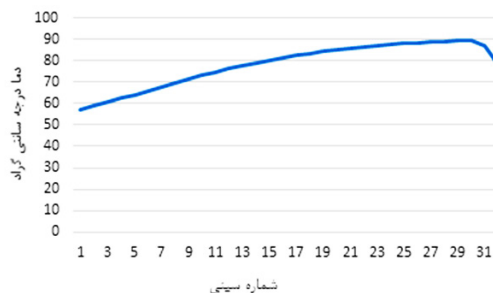


شکل ۴. تغییرات دمایی برج دفع بر حسب شماره سینی در حالت پایا

با توجه به (شکل ۴)، در بالای برج دفع که ورودی خوراک است دما افزایش ناگهانی داشته و سپس در طول برج به دلیل وجود ریبولر در حال افزایش است.

۵. انتقال شبیه‌سازی پایا به دینامیک

شبیه‌سازی حالت پایا موازنه‌های جرم و انرژی حالت‌های مختلف واحدهای فرایندی را در شرایط پایا بررسی کرده و بهترین حالت را برای فرآیند پیشنهاد می‌کند که این پیشنهادات با محاسبه اندازه دستگاه‌های مختلف با فرض معمول ثابت بودن شرایط فرآیند ارائه شده است. در حالی که همان‌طور که گفته شد، هیچ دستگاهی در طول عمر مفید خود کاملاً در شرایط پایدار (تغییرات صفر) عمل نمی‌کند، بنابراین مهم‌ترین و مؤثرترین روش برای پاسخ به تغییرات و اغتشاش ورودی به سیستم فرآیندی با کمترین هزینه مصرفی طراحی واحد در حال دینامیک است که در حین طراحی تأثیر پارامترهای مختلف، بررسی و کنترل شود. شبیه‌سازی دینامیکی یک واحد، این امکان را می‌دهد تا بتوان تغییرات پارامترهای مختلف که رفتار تجهیزات را تحت تأثیر خود قرار می‌دهند کنترل کرد [۲۰].



شکل ۳. تغییرات دمایی برج جذب بر حسب شماره سینی در حالت پایا

۷. بررسی تغییرات دمای برج جذب و دفع

در (شکل ۳) و (شکل ۴)، تغییرات دمای برج جذب و دفع شبیه‌سازی حالت پایا بر حسب شماره سینی نشان داده شده است.

در ابتدای برج جذب جریان آمین برگشتی و در انتهای آن جریان گاز به عنوان جریان‌های خوراک می‌باشند. جریان‌های ورودی به دلیل اینکه دمایی کمتر از دمای برج جذب دارند با توجه به (شکل ۳)، موجب افت دمایی در ابتدا و انتهای برج جذب می‌شوند.

جدول ۹. نتایج جریان خروجی از بالای برج دفع در شبیه‌سازی پایا و مقایسه با اطلاعات پالایشگاه

عنوان	نتایج شبیه‌سازی	اطلاعات پالایشگاه
دبی مولی (kmol/day)		
دما (°C)	۱۲۳	۱۲۶
فشار (bar)	۲	۲.۲۴
CH ₄	۱۷.۷۱	۵۱
C ₂ H ₆	۰.۷۵۳	
C ₃ H ₈	۰.۱	
i-C ₄	۰.۰۰۱۴	
n-C ₄	۰.۰۱	
i-C ₅	۰.۰۰۱۶۳	
n-C ₅	۰.۰۱۶	
n-C ₆	۰.۰۰۲۳	
n-C ₇	۰.۰۰۰۰۰۰۹۷	
H ₂ S	۷۹.۳۲	۷۹
CO ₂	۹۵۹۸.۳۸۶	۹۵۱۸.۴
H ₂ O	۱۳۲۹۰.۷۶	
RSH	۴.۲۱	
DEA	۳۸۹ × ۱۰ ^{-۱۰}	
MDEA	۰.۰۰۰۰۰۰۰۰۲۳۶	
N ₂	۰.۴۴	

در این بخش شبیه‌سازی پایا تکمیل شده و آماده انتقال به حالت دینامیک است. لزوم شبیه‌سازی دینامیک، ابعاد گذاری و انواع روش‌های شبیه‌سازی دینامیکی در ادامه بیان خواهد شد. در این تحقیق از نرم‌افزار Aspen Dynamic برای شبیه‌سازی حالت دینامیک استفاده شد.

❖ ابعاد گذاری:

برای انتقال شبیه‌سازی پایا به دینامیک دسته‌ای از دستگاه‌ها در محیط پایا و در قسمت دینامیک دستگاه اطلاعاتی را درخواست می‌کند. از تجهیزات موجود در شبیه‌سازی حاضر برج جذب، جداساز و برج دفع نیاز به ورود برخی از اطلاعات مثل ابعاد (طول و قطر) مخزن جریان برگشتی، ابعاد پایه ستون و قطر برج دارد. برای حصول اطمینان از وارد نمودن کلیه اطلاعات، بر روی نماد دینامیک بالای صفحه اصلی شبیه‌سازی کلیک می‌شود. حال نوبت

به انتقال شبیه‌سازی حالت پایا به نرم‌افزار دینامیک می‌رسد. برای انجام این کار بر روی سربرگ فایل کلیک نموده و گزینه صادر کردن را انتخاب کرده و شبیه‌سازی را به صورت یکی از روش‌های شبیه‌سازی دینامیک ذخیره می‌کنیم.

شبیه‌سازی دینامیکی به دو روش، بر اساس جریان و بر اساس فشار امکان‌پذیر است. در شبیه‌سازی مورد مطالعه به دلیل اینکه بیشترین تمرکز و توجه بر روی میزان دبی جریان‌ها است لذا از شبیه‌سازی دینامیکی بر اساس جریان استفاده شده است.

❖ شبیه‌سازی واحد در Aspen Dynamic 2006.5

پس از انتقال شبیه‌سازی به اسپن دینامیک مشاهده می‌شود نرم‌افزار، در نمودار جریان اولیه به صورت پیش فرض کنترل‌کننده‌هایی را برای برخی تجهیزات و جریان‌های مربوطه قرار داده است.

جدول ۱۱. مشخصات کنترل‌کننده‌های پیش فرض

مشخصه متغیر کنترل شونده	نوع کنترل‌کننده	بهره تناسبی	زمان انتگرالی (دقیقه)	عملکرد	متغیر کنترل‌کننده
فشار برج جذب	PI	۲۰	۱۲	مستقیم	دبی بخار خروجی از برج جذب
سطح مایع برج جذب	P	۱۰	۶۰	مستقیم	دبی مایع خروجی از برج جذب
فشار جداساز	PI	۲۰	۱۲	مستقیم	دبی بخار خروجی از جداساز
سطح مایع جداساز	P	۱۰	۶۰	مستقیم	دبی مایع خروجی جداساز
فشار برج دفع	PI	۲۰	۱۲	مستقیم	دبی گاز خروجی برج دفع
سطح مایع مخزن جریان برگشتی برج دفع	P	۱۰	۶۰	مستقیم	دبی مایع برگشتی برج دفع
سطح مایع برج دفع	P	۱۰	۶۰	مستقیم	دبی مایع خروجی برج دفع

شبیه‌سازی ۷ کنترل‌کننده به صورت پیش فرض قرار گرفته‌اند که مشخصات آن‌ها در (جدول ۱۱) آورده شده است. در ادامه کار و رسیدن به حالت پایا، نیاز به کنترل‌کننده‌هایی پیش فرض دیگری است که در (جدول ۱۲) آورده شده است. در نهایت بعد از اتصال و تنظیمات آن‌ها شماتیک از شبیه‌سازی فرآیند در حالت دینامیک در (شکل ۵) نمایش داده شده است.

هر کنترل‌کننده‌ای که به صورت خودکار ایجاد شده، یک متغیر فرآیندی^۱ PV، میزان مقرر عمل‌گر^۲ SP و خروجی کنترل‌کننده^۳ OP دارد که مقادیر آن‌ها از نتایج حالت پایا از اجرای Aspen Plus محاسبه شده است. همچنین هر کنترل‌کننده پارامترهای میزان‌کننده‌ی خود مانند بهره، زمان انتگرال، زمان مشتق و مانند آن‌ها را دارد. برای این

1 Process variable

2 Set Point

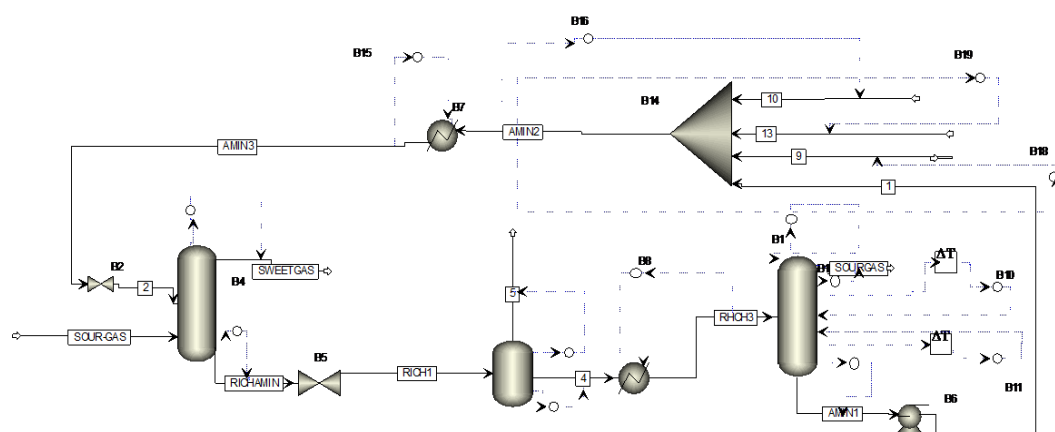
3 Output[†]

جدول ۱۲. مشخصات کنترل کننده‌های پیش فرض

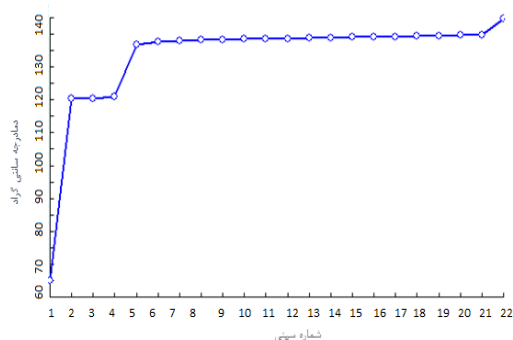
مشخصه متغیر کنترل شونده	نوع کنترل کننده	بهره تناسبی	زمان انتگرالی (دقیقه)	عملکرد	متغیر کنترل کننده
دمای مبدل گرم کننده	PI	۲۰	۱	غیرمستقیم	بار حرارتی مبدل
دمای بالای برج دفع	P	۴۴.۹۸	۰.۳۴۴	غیرمستقیم	بار حرارتی کندانسور
دمای پایین برج دفع	PI	۲۱.۹۸	۰.۹۸۷	غیرمستقیم	بار حرارتی ریپویلر
غلظت AEDM	PI	۱۰.۶	۳۱.۸	مستقیم	دبی مولی MDEA
غلظت AED	PI	۱۱.۵	۴۱.۱۳	مستقیم	دبی مولی DEA
دمای مبدل خنک کننده	PI	۱	۲۰	غیرمستقیم	بار حرارتی مبدل

❖ نتایج حالت دینامیک

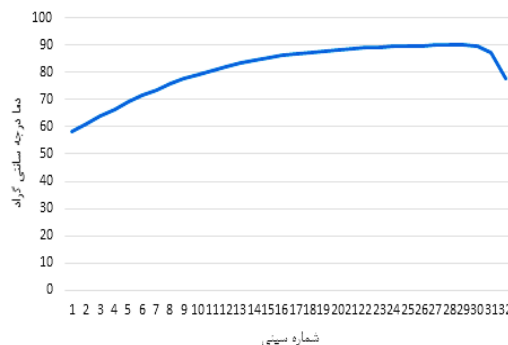
همان‌طور که در (شکل ۵) نشان داده می‌شود، پس از آنکه کنترل کننده‌ها نصب شد برنامه برای اطمینان از صحت کلیه شرایط لحاظ شده اجرا گردید، یک المان تأخیر زمانی برای کنترل کننده‌های دمای برج دفع نصب انجام گیرد.



شکل ۵. دیاگرام شبیه‌سازی حالت دینامیک فرآیند



شکل ۷. تغییرات دمایی برج دفع برحسب شماره سینی در حالت دینامیک



شکل ۶. تغییرات دمایی برج جذب برحسب شماره سینی در حالت دینامیک

جدول ۱۳. نتایج جریان خروجی از بالای برج جذب در شبیه‌سازی پایا با استفاده از حلال ترکیبی شبیه‌سازی دینامیک و مقایسه با اطلاعات پالایشگاه

عنوان	نتایج شبیه‌سازی پایا	اطلاعات پالایشگاه	نتایج شبیه‌سازی دینامیک
دبی مولی (kmol/day)	۵۰۷۴۴۳	۵۰۶۶۵۸٫۴	۵۰۷۵۵۴٫۴
دما (°C)	۵۷	۵۸	۵۸٫۲
فشار (bar)	۷۸٫۴۵	۷۸٫۵	۷۸٫۴۵
CH ₄	۴۴۱۵۸۱	۴۴۱۷۳۷٫۶	۴۴۱۵۹۰٫۴
C ₂ H ₆	۲۱۶۸۴٫۱۲	۲۱۶۰۳٫۷	۲۱۶۸۴٫۶۸
C ₃ H ₈	۶۳۵۱٫۰۶۵	۶۷۰۱٫۲	۵۸۷۱٫۱۲
i-C ₄	۱۵۴۹٫۲۶۸	۱۴۳۷٫۸	۱۵۴۹٫۲۷
n-C ₄	۱۷۵۵٫۷۳۲	۲۰۶۶٫۴	۱۷۵۵٫۴۴
i-C ₅	۱۰۳۲٫۸۳۶	۹۹۸	۱۰۳۲٫۸۴
n-C ₅	۶۷۱٫۲۴۵	۷۰۰٫۷	۶۷۱٫۰۴
n-C ₆	۱۵۴۹٫۲۶۲	۱۵۰۹	۱۵۴۹٫۲۷۲
n-C ₇	۲۰۶۵٫۷۵۷	۱۸۸۰٫۷	۲۰۶۵٫۶۸
H ₂ S	۰٫۲۸۵	۱٫۵	۰٫۳
CO ₂	۰٫۴۰۶	۱۵٫۱	۰٫۵۵
H ₂ O	۱۹۶۱٫۹۳۹	۱۵۱۱٫۹	۲۰۶۴٫۹۶
RSH	۴۷٫۳۴	۴۸٫۳	۴۷٫۴۵
DEA	۰٫۵۱۱۶	-	۰٫۵۶۸
MDEA	۰٫۱۶۰۴	-	۱۷۵
N ₂	۲۷۱۹۳٫۱۴	۲۶۴۴۵٫۹	۲۷۱۹۳٫۴۴

البته به صورت محدود دریکی از واحدها از محلول فعال شده متیل دی اتانول آمین استفاده شده است. با توجه به هدف مقاله از بررسی جایگزینی حلال ترکیبی و تأثیر و ارزیابی عملکرد حلال ترکیبی، واحد برای سه نوع حلال (MDEA، DEA) و حلال ترکیبی) در حالت پایا جداگانه شبیه‌سازی شده است و نتایج در (جدول‌های ۱۴ و ۱۵) آورده شده است.

با توجه به (جدول ۱۴) نتایج جریان خروجی از بالای برج جذب در شبیه‌سازی پایا برای دو محلول آمین و با استفاده از حلال ترکیبی مشاهده می‌شود که مقادیر مقایسه شده گازهای اسیدی بین نتایج به دست آمده از استفاده محلول‌های آمین تأیید می‌کند که حلال ترکیبی برای جذب گازهای اسیدی موفق‌تر است.

با مقایسه مقادیر گزارش شده برای CO₂ و H₂S در (جدول ۱۵) مشاهده می‌شود که مقدار CO₂ و H₂S موجود در جریان خروجی از بالای برج جذب برای حالت استفاده از حلال ترکیبی تفاوت قابل ملاحظه‌ای در مقایسه با دو محلول آمین دارد. همین موضوع تأیید می‌کند که استفاده از حلال ترکیبی در جهت جذب گازهای اسیدی موفق‌تر عمل کرده است.

جدول ۱۴. نتایج جریان خروجی از بالای برج جذب در شبیه‌سازی پایا برای دو محلول آمین و با استفاده از حلال ترکیبی

عنوان	نتایج MDEA	نتایج DEA	نتایج حلال ترکیبی
دبی مولی (kmol/day)	۶۳۶۶۴۸	۵۰۷۱۳۷	۵۰۷۴۴۳
دما (°C)	۵۵٫۷۳	۵۶٫۵	
درصد مولی			
CH ₄	۸۷٫۸۶۹	۸۷٫۱۹۴	۸۷٫۰۲
C ₂ H ₆	۴٫۱۹۶	۴٫۲۶۶	۴٫۲۷
C ₃ H ₈	۱٫۶۸	۱٫۳۲	۱٫۲۵
i-C ₄	۰٫۲۳	۰٫۲۸۳	۲٫۹
n-C ₄	۰٫۱۷۲	۰٫۴	۰٫۳۴۶
i-C ₅	۰٫۱۷	۰٫۲	۰٫۱۳۲
n-C ₅	۰٫۱۲۲	۰٫۱۴	
n-C ₆	۰٫۱۸	۰٫۳	۰٫۳۸۶
n-C ₇	۰٫۳	۰٫۳۷	۰٫۴
H ₂ S	$۳٫۷۶ \times 10^{-۵}$	$۳٫۹۴ \times 10^{-۶}$	$۲٫۶۱۶ \times 10^{-۶}$
CO ₂	$۷٫۸۳ \times 10^{-۵}$	$۲٫۹۷ \times 10^{-۴}$	$۸٫۰۱ \times 10^{-۶}$
H ₂ O	۰٫۳۶	۰٫۳	۰٫۳۸۶
RSH	۰٫۰۱۹۱	$۹٫۳ \times 10^{-۲}$	۰٫۰۰۹۳
DEA			$۳٫۱۶ \times 10^{-۵}$
MDEA	۰٫۰۰۰۱۰۲		۰٫۰۰۳۱
N ₂	۵۰۶۰۶	۵۰۷۱۲	۵۰۳
Pz	$۹٫۷ \times 10^{-۴}$		

در (جدول ۱۳) جریان خروجی از بالای برج جذب و مقایسه آن با حالت پایا و داده‌های پالایشگاهی را نمایش می‌دهد.

بر اساس نتایج به دست آمده از شبیه‌سازی‌های انجام شده در حالت دینامیک نتایج برخی از اجزا به ویژه دما و میزان CO₂ و H₂S نسبت به حالت پایا به واقعیت نزدیک‌تر است. علاوه بر این، تغییرات دمایی برج جذب و دفع بر حسب شماره سینی، به ترتیب در (شکل‌های ۶ و ۷) نشان داده شده است. همان‌طور که در (شکل‌های ۶ و ۷) ملاحظه می‌شود، بر اساس تغییرات دمایی برج دفع در سینی شماره ۵ و ۲۱ پرش دمایی رخ داده که برای کنترل دمایی بالا و پایین برج دفع سینی شماره ۱۹ و ۷ انتخاب شده است. همچنین بهینه‌ترین سینی برای جریان خوراک برای دفع بهتر گاز اسید سینی شماره ۳ در نظر گرفته شده است.

۶. مقایسه دو محلول استفاده شده در پالایشگاه فجر جم با حلال ترکیبی

همان‌طور که قبلاً گفته شد معمولاً در پالایشگاه فجر جم از محلول دی اتانول آمین برای شیرین‌سازی گاز استفاده می‌شود.



۶. نتیجه گیری

همان طور که بیان شد در صنایع نفت، گاز و پتروشیمی، شبیه سازی واحدهای صنعتی به وسیله نرم افزارهای شبیه سازی است. طراحی و کنترل بهتر فرآیندهای شیمیایی با شبیه سازی دینامیکی امکان پذیر می شود. شبیه سازی حالت پایا موازنه جرم و انرژی حالت های مختلف واحدهای فرآیندی را در شرایط پایا بررسی کرده و بهترین حالت را برای فرآیند پیشنهاد می کند که این پیشنهادات با محاسبه اندازه دستگاه های مختلف با فرض معمول ثابت بودن شرایط فرآیند ارائه شده است. در حالی که بیان شد، هیچ دستگاهی در طول عمر مفید خود کاملاً در شرایط پایدار (تغییرات صفر) عمل نمی کند، بنابراین مهم ترین و مؤثرترین روش برای پاسخ به تغییرات و اغتشاشات ورودی به سیستم فرآیندی با کمترین هزینه مصرفی طراحی واحد در حالت دینامیک است که در حین طراحی تأثیر پارامترهای مختلف، بررسی و کنترل شود.

در این مقاله شبیه سازی واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه فجر جم با نرم افزار Aspen Plus® و Aspen Dynamic® انجام و مورد تحلیل و ارزیابی قرار گرفت

• نتایج حاصل از شبیه سازی مطابقت خوبی با اطلاعات پالایشگاه داشته و خطای ناچیزی را در برخی موارد نشان داد که این خطای جزئی ناشی از تفاوت عملکرد فرآیند در نرم افزار باحالت واقعی و نیز تأثیر کوچک بودن مقادیر در مواد اختلافی، است. در حالت واقعی بسیاری از موارد ناخواسته و نامناسب موجب دور شدن فرآیند از عملکرد حالت بهینه خود می شود. این خطاها در مورد میزان جریان CO_2 و H_2S جداساز شده در برج جذب بیشتر به چشم می خورد که نرم افزار نتایج بهتر و بهینه تری را نشان داده و گازهای اسیدی بیشتری را از جریان گاز درون برج جذب جدا می کند. شرایط فشار و دمای جریان ها در شبیه سازی و پالایشگاه تقریباً یکسان بوده که بیانگر عملکرد خوب سیستم به همراه مدل ترمودینامیکی مورد استفاده است.

• کنترل کننده های مناسب جهت کنترل بهتر فرآیند و نوسانات آن از جمله کنترل کننده دما، سطح، فشار و غلظت مورد استفاده قرار گرفت. نحوه عملکرد سیستم به این صورت بود که جریان آمین ورودی به برج جذب، مطابق با تغییرات جریان H_2S خروجی از بالای برج تغییر کرده به طوری که با افزایش جریان H_2S دبی آمین افزایش و با کاهش آن کاهش یافت.

• تغییرات دبی آمین ورودی به برج در جریان های مختلف H_2S خروجی از بالای برج مورد بررسی قرار گرفت و در پایان با توجه به شرایط پالایشگاه میزان دبی $315765/9 \text{ kmol/day}$ برای جریان آمین ورودی به برج جذب و جذب گازهای اسیدی از جریان گاز ترش ورودی به برج، مناسب تشخیص داده شد که با این میزان جریان آمین، دبی H_2S در جریان بالای برج جذب $0/34$ و دبی CO_2 نیز (kmol/day) $0/128$ به دست آمد که با توجه به مقادیر استاندارد، قابل قبول است.

• استفاده از حلال ترکیبی، میزان جریان آمین ورودی به برج را به میزان (kmol/day) $32761/2$ کاهش داده و جداسازی مناسبی انجام گرفته شده است.

• بهترین درصد برای محلول ترکیبی برای جذب گازهای اسیدی $6/22$ درصد از DEA و $2/03$ درصد از MDEA در دبی مولی 330 مترمکعب بر ساعت گزارش شده است.

• نتایج تغییرات دما در طول برج جذب، افت دمایی در ابتدا و انتهای برج جذب را نشان می دهد، زیرا در ابتدای برج جذب جریان آمین برگشتی و در انتهای آن جریان گاز به عنوان جریان های خوراک به دلیل اینکه دمایی کمتر از دمای برج جذب دارند موجب افت دمایی در ابتدا و انتهای برج جذب می شوند. همچنین در بالای برج دفع که ورودی خوراک است دما افزایش ناگهانی داشته و سپس در طول برج به دلیل وجود ریویولر در حال افزایش است.

جدول ۱۵. نتایج جریان خروجی از بالای برج جذب در شبیه‌سازی دینامیک برای دو محلول آمین و با استفاده از حلال ترکیبی

عنوان	نتایج MDEA	نتایج DEA	نتایج حلال ترکیبی
دبی مولی (kmol/day)	۶۴۹۱۸۵	۵۰۷۱۳۸	۵۰۷۵۵۴٫۴
دما (°C)	۵۵٫۸	۵۶٫۵	۵۸٫۲
درصد مولی			
CH ₄	۸۷٫۸۶۷	۸۷٫۱۹۴	۸۷
C ₂ H ₆	۴٫۱۹۶	۴٫۲۶۶	۴٫۲۷
C ₃ H ₈	۱٫۱۶۸	۱٫۳۲۶	۱٫۲۵
i-C ₄	۰٫۲۳	۰٫۲۸۳	۲٫۹
n-C ₄	۰٫۳۴۵	۰٫۴	۰٫۳۴۶
i-C ₅	۰٫۱۷	۰٫۲	۰٫۱۳۲
n-C ₅	۰٫۱۲۲	۰٫۱۴	
n-C ₆	۰٫۱۷۲	۰٫۳	۰٫۳۸۶
n-C ₇	۰٫۳	۰٫۳۷	۰٫۴
H ₂ S	$۶٫۲ \times 10^{-۵}$	$۲٫۵۶ \times 10^{-۵}$	$۲٫۶۱۶ \times 10^{-۶}$
CO ₂	$۶٫۷۲ \times 10^{-۵}$	$۲٫۷۶ \times 10^{-۴}$	$۱٫۰۵ \times 10^{-۵}$
H ₂ O	۰٫۳۶	۰٫۳	۰٫۴۰۶
RSH	۰٫۰۰۱۹۵	$۹٫۳ \times 10^{-۴}$	۰٫۰۰۹۳
DEA			$۱٫۱ \times 10^{-۵}$
MDEA	۰٫۰۰۰۱۰۹		$۳٫۴ \times 10^{-۵}$
N ₂	۵٫۰۶۰۶	۷۱۲٫۵	۵٫۳۵
Pz	$۹٫۷ \times 10^{-۴}$		

مراجع:

- [1]. Leppin D., Large-Scale Sulfur Recovery, Gas TIPS, Vol. 10, 2004.
- [2]. Kazemi A., Kharaji A.G., Mehrabani-Zeinabad A., Faizi V., Kazemi J., Shariati A., Synergy between two natural gas sweetening processes, Journal of Unconventional Oil and Gas Resources, Vol. 14, 2016, pp. 6-11.
- [3]. Haghtalab A., Izadi A., Simultaneous measurement solubility of carbon dioxide

and hydrogen sulfide into aqueous blends of alkanolamines at high pressure, Fluid Phase Equilibria, Vol. 375, 2014, pp. 181-190.

- [4]. Madox R., Gas Condition and Processing, Campbell Petroleum Series; 3rd edition, 1985.

[۵]. ملیحه سلیمی، شبیه‌سازی دینامیکی برج جذب واحدهای شیرین‌سازی گازترش توسط آمین‌ها، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، ۱۳۸۴.

- [6]. Rodriguez V., GPSA Engineering Data Book (Gas Processing), Vol. 2, 12th ed, 1998.

[۷]. کوروش اخلاقی، حسین آتشی، بررسی سنتیکی علت کاهش غلظت آمین در واحدهای تصفیه گاز، پایان‌نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه سیستان و بلوچستان، ۱۳۷۶.

[۸]. آرش شاملو، بهینه‌سازی اقتصادی شیرین‌سازی گاز طبیعی شهید هاشمی نژاد به کمک جذب و غشا، پایان‌نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه شاهرود، ۱۳۸۹.

- [9]. Ghanbarabadi H., Karimi Zad Gohari F., Optimization of MDEA concentration in flow of input solvent to the absorption tower and its effect on the performance of other processing facilities of gas treatment unit in Sarakhs refinery, Journal of Natural Gas Science and Engineering, Vol. 20, 2014, pp. 208-213.

[۱۰]. مسعود رحیمی، سید سیاوش مدائنی، فرشید هاشمی، بهینه‌سازی واحد جدید شیرین‌سازی گاز طبیعی،

نهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران، ۱۳۸۳

[۱۱]. محمد کشتکار، مجتبی میرزائی، شبیه‌سازی دینامیکی کنترلر برای کنترل برج جذب سولفید هیدروژن با توجه به ترکیب درصد گازهای اسیدی در خوراک، نخستین کنفرانس سراسری دستاوردهای نوین در شیمی و مهندسی شیمی، ۱۳۹۴.

- [12]. Jian-Gang L., You-Fei Z., Du-Liang H., Selective absorption of H₂S from gas mixtures into aqueous solutions of blended amines of methyldiethanolamine and

[20]. Bolhar-Nordenkampf M., Friedl A., Koss U., Tork T., Modelling selective H₂S absorption and desorption in an aqueous MDEA-solution using a rate-based non-equilibrium approach, Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, Vol. 43, 2004, pp. 701-715.

2-tertiarybutylamino-2-ethoxyethanol in a packed column, Separation and purification technology, Vol. 52, 2006, pp. 209-217.

[۱۳]. محمد کشتکار، مجتبی میرزائی، شبیه‌سازی دینامیکی کنترلر برای کنترل برج جذب سولفید هیدروژن با توجه به ترکیب درصد گازهای اسیدی در خوراک، نخستین کنفرانس سراسری دستاوردهای نوین در شیمی و مهندسی شیمی، ۱۳۹۴.

[۱۴]. رضا فرضی، وحید رضا بحرپیما، بررسی واحد شیرین سازی گازترش و روش‌های جدید بیولوژیکی حذف S₂H، مجله فرآیند نو، دوره ۱۱، شماره ۵۴، ۱۳۹۵، صفحه ۷۰-۸۱.

[15]. Kheirininik, Mahdi, Rahmanian N., Farsi M., Garmsiri M., Revamping of an acid gas absorption unit: An industrial case study, Journal of Natural Gas Science and Engineering, Vol. 55, 2018, pp. 534-541.

[16]. de Ávila S.G., Logli M.A., Silv L.C.C., Fantini M.C.A., Matos J.R., Incorporation of monoethanolamine (MEA), diethanolamine (DEA) and methyldiethanolamine (MDEA) in mesoporous silica: An alternative to CO₂ capture, Journal of Environmental Chemical Engineering, Vol. 4, 2016, pp. 4514-4524.

[۱۷]. حامد مولوی، حسن‌پور حسن، طراحی و شبیه‌سازی فرآیندهای شیمیایی با نرم‌افزار Aspen، انتشارای طرح ویرایش دوم، ۱۳۸۲.

[۱۸]. اسماعیل کوهستانیان، جعفر صادقی، داود محبی کلهری، شبیه‌سازی و طراحی فرآیندهای نفت، گاز و شیمیایی با Aspen Plus. سازمان انتشارات جهاد دانشگاهی، چاپ اول، ۱۳۹۶.

[19]. Chapoy A., Haghighi H., Tohidi B., Development of a Henry's constant correlation and solubility measurements of n-pentane, i-pentane, cyclopentane, n-hexane, and toluene in water, J. Chem. Thermodynamics, Vol. 40, 2008, pp. 1030-1037.



Stable and Dynamic Simulation of Gas Sweetening Unit by Alternative Solvent

Zahra Zandi Lak¹, Mohammad Reza Sardashti Birjandi², Farhad Shahraki^{3*}, Jafar Sadeghi⁴

1. Master Graduate Department of Chemical Engineering, Shahid Nikbakht Faculty of Engineering, University of Sistan and Baluchestan, Zahedan, Iran
2. Assistant Professor, Department of Chemical Engineering, Shahid Nikbakht Faculty of Engineering, University of Sistan and Baluchestan, Zahedan, Iran
3. Professor Department of Chemical Engineering, Shahid Nikbakht Faculty of Engineering, University of Sistan and Baluchestan, Zahedan, Iran
4. Associate Professor Department of Chemical Engineering, Shahid Nikbakht Faculty of Engineering, University of Sistan and Baluchestan, Zahedan, Iran

Corresponding Author, Email Address: fshahraki@eng.usb.ac.ir

Abstract

In this research, the simulation and control of gas sweetening unit of Fajr Jam refinery were studied. Initially, the simulation was carried out with diatolenamine solution. Then, a combination of ethanolamine and methyl ethanolamine was used to improve the process performance. The unit was simulated in a stable-state using a combination of ethanolamine and methyl ethanolamine in Aspen Plus[®] and after ensuring simulation accuracy, the results were used as the starting point for dynamic simulation in Aspen Dynamic[®] and the dynamic behavior of the unit was studied. Finally, the optimal operating conditions of the process were obtained using the surface response method. The simulation accuracy has been desirable in steady-state and dynamic forms and the average error for the intensity of the amine flow rate input to the tower is 0.022%. The results of using the combination solution show adsorption of about 99.72% and 91.77% of carbon dioxide and hydrogen sulfide gas, respectively.

Keywords: Gas sweetening, Chemical adsorption, Amine unit, Stable simulation, Dynamic simulation

