

توسعه روشی با راندمان جداسازی بالا برای تغلیظ گاز سولفید هیدروژن در مخلوط گازهای اسیدی

علی تقی ذوقی^{۱*}، هادی حسین نژاد مکی^۲، محمد مهدی یارفر^۳، سعید پاک سرشت^۴، مرضیه زارع^۵، افشین بختیاری^۶

^۱ پژوهشکده توسعه فناوریهای فرآورش و انتقال گاز، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران، ایران، صندوق پستی: ۱۹۹۸-۱۴۶۶۵

^۲ پالایشگاه گاز شهید هاشمی نژاد، سرخس، ایران

^۳ مدیریت پژوهش و فناوری شرکت ملی گاز ایران، تهران، ایران

^۴ شرکت مهندسی مشاور نفتون آریا، تهران، ایران

دریافت: ۹۲/۳/۱ پذیرش: ۹۲/۶/۲۰

چکیده

در این پژوهش برای جداسازی گاز سولفید هیدروژن از مخلوط گازهای اسیدی، فرآیندی با راندمان بالا توسعه داده شده است. در این فرآیند عوامل اصلی تاثیر گذار شامل نوع حلال، چیدمان فرآیندی و شرایط فرآیندی مناسب هستند. به دلیل محدودیت‌های موجود در نرم افزارهای شبیه ساز تجاری، از حلال‌های متدوال شیرین سازی استفاده شده است. با استفاده از نرم افزار شبیه ساز تجاری Hysys ابتدا از میان آمین-های دی‌ایزوپروپانول آمین و متیل‌دی‌اتانول آمین که جذب انتخاب پذیر گازهای اسیدی را دارند، حلال متیل دی اتانول آمین به عنوان حلال مناسب انتخاب گردید. در مرحله بعدی با استفاده از تکنیک طراحی آزمایش، در بین سه چیدمان فرآیندی مختلف پارامترهای فرآیندی موثر در افزایش انتخاب پذیری بر اساس یک تابع هدف تعریف شده، بهینه شدند. نتایج محاسبات نشان داد که پس از بهینه نمودن پارامترهای فرآیندی برای هر یک از سه چیدمان فرآیندی، از نقطه نظر تابع هدف تعریف شده، چیدمان دوم حداکثر مقدار تابع هدف و انتخاب پذیری را نشان می‌دهد (مقدار تابع هدف $1/6225$ و مقدار انتخاب‌پذیری $3/3287$)، اما از دیدگاه میزان مصرف انرژی چیدمان سوم پایین ترین مصرف انرژی ($1/0 \times 10^8$ kcal/h) را نشان می‌دهد.

کلمات کلیدی: فرآیند جذب، بازیافت گوگرد، تغلیظ گاز اسیدی، جذب انتخاب پذیر، متیل‌دی‌اتانول آمین

مقدمه

برخی از چاه های گاز طبیعی حاوی درصد بالایی گاز دی اکسید کربن نسبت به گاز سولفید هیدروژن می باشند. در واحدهای شیرین سازی، این گازهای اسیدی از گاز طبیعی جدا می‌گردند. نتیجتاً مقدار سولفید هیدروژن در گازی اسیدی حاصل از واحد های شیرین سازی گازی کمتر از ۲۰ درصد مولی خواهد بود. برای

بازیابی گوگرد از گازهای اسیدی معمولاً از واحدهای کلاوس^۱ استفاده می‌شوند. این مقدار سولفید هیدروژن برای واحدهای بازیابی گوگرد نامناسب می‌باشد. از دو دهه پیش تاکنون بدلیل افزایش سخت‌گیری‌های استانداردهای زیست محیطی، تکنولوژی غنی‌سازی گاز سولفید هیدروژن مورد توجه قرار گرفت. در این تکنولوژی تلاش می‌گردد که غلظت گاز سولفید هیدروژن مناسب برای واحدهای بازیابی گوگرد گردد. کاملاً بدیهی است که به هر میزان غلظت گاز سولفید هیدروژن در خوراک ورودی بالاتر باشد حجم تجهیزات واحد کلاوس کوچکتر و مصرف انرژی این واحد کمتر خواهد بود.

یکی از فرآیندهای صنعتی که تاکنون برای جداسازی گازهای اسیدی از گاز طبیعی مورد استفاده قرار گرفته، استفاده از حلال‌های آمینی بوده است. در سال‌های اخیر حلال‌های مورد استفاده در سطح فرآیندی سه پیشرفت داشته‌اند: اولاً حلال‌های توسعه داده شده با مصرف انرژی کمتری قابل بازیابی بوده‌اند، ثانیاً حلال‌هایی که بطور انتخاب‌پذیری گازهای اسیدی را جذب می‌نمایند در مقیاس صنعتی استفاده شده‌اند و ثالثاً تاکنون مطالعات گسترده‌ای در خواص ترموفیزیکی مخلوط حلال‌ها انجام پذیرفته است. این مزیت‌های بر شمرده شده، سبب گردیده است از این فرآیند برای تغلیظ گاز سولفید هیدروژن از گازهای اسیدی استفاده شود. در ادامه تلاش شده است که بطور اجمالی تحقیقاتی که تا کنون برای توسعه روش‌های تغلیظ گازهای اسیدی توسط محققان مطرح شده است مرور گردد. تحقیقات انجام شده تاکنون را می‌توان به سه دسته تقسیم‌بندی نمود که در ادامه در هر دسته به برخی کارهای انجام شده اشاره می‌گردد: دسته اول تحقیقات انجام شده بر روی توسعه حلال‌هایی که بطور انتخاب‌پذیری گازهای اسیدی را جذب می‌نمایند. استوگرین^۲ و همکاران [۱] تلاش نمودند که با استفاده از فرآیند کلاسیک واحدهای شیرین‌سازی، انتخاب‌پذیری را در بارگذاری‌های (نسبت مولی گاز اسیدی به آمین) مختلف برای حلال‌هایی از جمله: هیدروکسی پروپیل پیرولیدن^۳، نرمال هیدروکسی اتیل پیرولیدن^۴، دی اتیل آمینو اتوکسی اتانول (DEAEE)، متیل دی اتانول آمین (MDEA) و دی اتانول آمین (DEAE)، و متیل بوتیل آمینو اتوکسی اتانول^۵ (MTBEE)، مورد مطالعه و بررسی قرار دهند. در بررسی‌های انجام شده توسط این محققین اثر طول زنجیره متصل و تعداد ترکیبات حلقوی متصل به آمینی مورد مطالعه و بررسی قرار گرفت. بوش^۶ [۲] اثر جذب انتخاب‌پذیری گازهای اسیدی را توسط حلال‌های فیزیکی از جمله سولفولان و نرمال متیل پیرولیدن را در سیکل کلاسیک تصفیه گاز بررسی نمود. همچنین در این تحقیق برای جذب ترکیب کربونیل سولفید از ماده هیدرولیز کننده ۱ و ۲- دی متیل لیدازول به‌همراه حلال فیزیکی بهره برده شد. پری^۷ و همکاران [۳] حلال فلکس-سورب^۸ را در فرآیند کلاسیک واحدهای شیرین‌سازی به کار بردند. نتایج نشان داد که این حلال در محدوده وسیعی از غلظت گاز سولفید هیدروژن ورودی قابل بکارگیری است و از نقطه نظر نرخ در گردش حلال و مصرف انرژی با برخی از حلال‌های متداول قابل رقابت است. گراونوالد^۹ و همکاران [۴] از حلال متانول برای جذب انتخاب

¹ Calus

² Stogryn

³ Hydroxypropylpyrroliding

⁴ n-Hydroxyethylpyrrolidin

⁵ N-Methyl-N-tertiarybutyl amino ethoxy ethanol

⁶ Bush

⁷ Perry

⁸ FelxSorb

⁹ Gruenwald



پذیری گاز سولفید هیدروژن استفاده نمودند. حلال متانول در فشار ۲۰ بار و دمای ۱۰- درجه سانتیگراد به- طور انتخاب پذیر گازهایی را ترکیبات گوگرد دارند را جذب می نمایند. فرآیند جذب گازهای اسیدی، نظیر فرآیند شیرین سازی گاز طبیعی با حلال های آمینی است، تفاوت اصلی در شرایط عملیاتی برج های دفع و جذب از نقطه نظر دما می باشد. دسته دوم تحقیقات انجام شده تاکنون بر روی تغلیظ گاز سولفید هیدروژن توسط حلال های آمینی معطوف با افزایش راندمان عملکردی برج های جذب بمنظور افزایش انتخاب پذیری جذب بوده است. لاسلو^۱ و همکاران [۵] برج جذبی را توسعه دادند که در آن زمان تماس گاز اسیدی با حلال جاذب قابل تغییر و تنظیم بود. به این ترتیب با کنترل حجم گاز و مایع، زمان تماس گاز - مایع تغییر می نماید. بوتول^۲ و همکاران [۶] برج جذب سینی دار را توسعه دادند که بر خلاف برج های جذب متداول که مایع از بالاترین بخش برج و گاز از پایین وارد می گردد، در این برج جذب محل و ورودی مایع متعدد است به این ترتیب شبیه کاری که لاسلو و همکاران [۵] انجام داده بودند زمان تماس گاز مایع قابل کنترل بوده و این موضوع سبب افزایش انتخاب پذیری جذب گاز سولفید هیدروژن خواهد شد. تفاوت دیگر کار این محققین با کار لاسلو و همکاران [۵] این است که نوع حلال استفاده شده نیز متفاوت می باشد. در دسته سوم اصل بر استفاده از حلال های صنعتی نظیر متیل دی اتانول آمین^۳ و یا دی ایزوپروپانول آمین^۴ بوده و تلاش اصلی معطوف بر تغییرات فرآیندی به منظور حداکثر نمودن بازدهی جداسازی انتخاب پذیر گاز سولفید هیدروژن از گاز دی اکسید کربن بوده است. از جمله این تحقیقات می توان به موارد زیر اشاره نمود. ماک^۵ و همکاران [۷] ضمن استفاده از حلال MDEA تغییراتی را در فرآیند کلاسیک شیرین سازی به روش حلال های آمینی ایجاد نمودند از آن جمله می توان به استفاده از دو برج جذب، استفاده از خنک کننده میانی در برج های جذب و استفاده از جریان تمیز^۶ و جریان نیمه تمیز^۷ اشاره نمود. در این فرآیند نشان داده شد که با کاهش زمان تماس گاز-مایع و همچنین کاهش دمای حلال می توان راندمان جداسازی را افزایش داد. ماک و همکاران [۷] با استفاده از حلال DIPA تغییراتی در فرآیند کلاسیک شیرین سازی دادند، از آن جمله استفاده از دو برج جذب با فشارهای متفاوت، استفاده از جریان آمین غنی شده برج اول در برج دوم، تغییرات شرایط فرآیندی شامل دما و فشار جذب در برج های جذب. نتایج نشان داد که با افزایش فشار و کاهش دما انتخاب پذیری افزایش می یابد.

همانگونه که مرور روش های جداسازی انتخاب پذیری گاز سولفید هیدروژن از گازهای اسیدی نشان داد، تحقیقات بر روی سه جنبه مختلف تاکنون معطوف بوده است. در اغلب موارد برای دستیابی به راندمان بالای جداسازی، کاهش زمان تماس گاز-مایع و یا استفاده از حلال های انتخاب پذیری مدنظر قرار گرفته است. در این تحقیق تلاش شده است که با استفاده از ابزارهای موجود شبیه سازی روشی توسعه داده شود که دو ویژگی اصلی را دربرداشته باشد. اول آنکه راندمان بسیار بالا در جداسازی انتخاب پذیر داشته باشد و دوم اینکه از نقطه نظر صنعتی امکان پذیر باشد. با در نظر گرفتن این اهداف و باتوجه به محدودیت های موجود

¹ Laslo

² Butwell

³ MDEA

⁴ DIPA

⁵ Mak

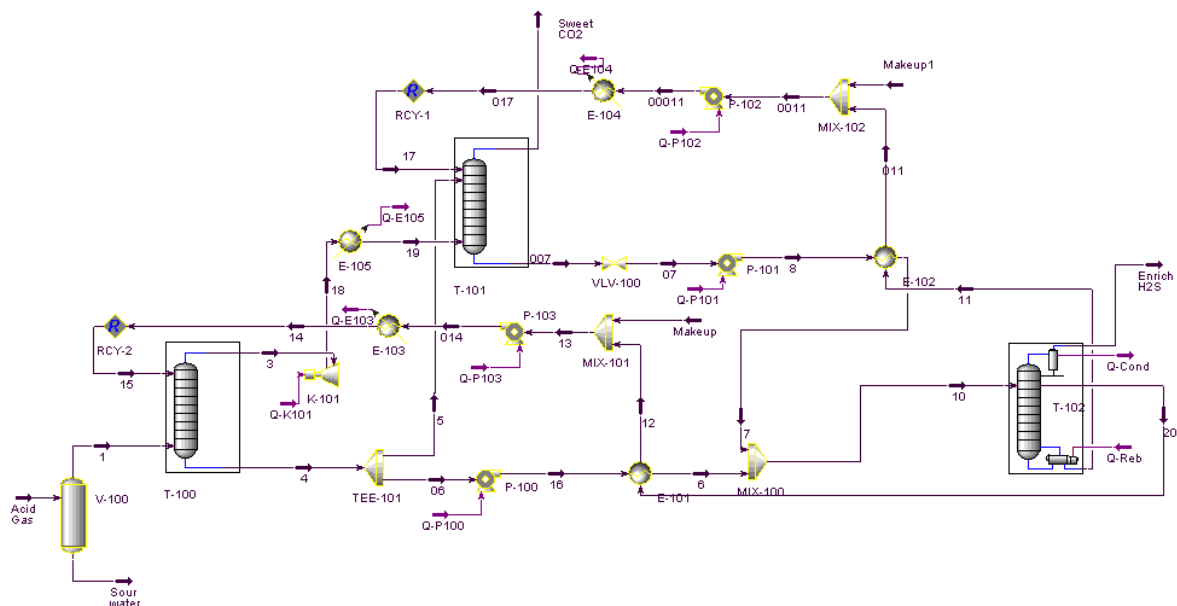
⁶ Lean Amine

⁷ Semi-Lean Amine

نرم افزارهای شبیه ساز تجاری نظیر HYSYS، ProMax و یا Aspen Plus استفاده از هر حلالی امکان پذیر نمی باشد و همچنین روش هایی که بر روی طراحی های خاص تجهیزات داخلی برج معطوف هستند عملاً دارای محدودیت هایی در نرم افزار های شبیه ساز می باشند. لذا در این تحقیق با فرض استفاده از حلال های آمینی صنعتی نظیر MDEA و DIPA و نرم افزار شبیه ساز تجاری HYSYS بطور سیستماتیک پارامترهای موثر بر روی فرآیند نظیر: تعداد سینی های برج جذب، نسبت تقسیم جریان آمین تمیز، دمای کندانسور برج احیاء، دمای کندانسور برج احیاء، دمای آمین تمیز، فشار عملیاتی برج های جذب، بارگذاری آمین در خروجی از برج احیاء و همچنین چیدمان های مختلف فرآیندی بررسی شده و در نهایت فرآیندی با مزایای ذکر شده و همچنین شرایط عملیاتی بهینه توسعه داده شده است.

روش توسعه فرآیند واحد تغلیظ گاز اسیدی

در این کار جهت توسعه روشی برای جذب انتخاب پذیر گاز H_2S از مخلوط گازهای اسیدی، از روش سوم اشاره شده در بخش مقدمه استفاده شده است. در این تحقیق فرآیند توسعه داده شده بر اساس شکل (۱) می باشد. همانگونه که در این شکل نشان داده شده است پتانسیل استفاده از جریان های آمین تمیز و نیمه تمیز و همچنین استفاده از خنک کننده های میانی در نظر گرفته شده است.



شکل ۱. شماتیک کلی فرآیند توسعه داده شده برای جداسازی انتخاب پذیر سولفید هیدروژن از گازهای اسیدی با راندمان بالا

در این کار سه نوع چیدمان فرآیندی مختلف جهت جداسازی انتخاب پذیر گازهای اسیدی در نظر گرفته شده است. چیدمان اول که همان چیدمان ارائه شده در شکل (۱) می باشد دارای دو برج جذب و یک برج احیاء می باشد. برج جذب اول به منظور جذب اولیه گازهای اسیدی و برج جذب دوم به منظور جذب انتخاب پذیر H_2S در فرآیند استفاده می شود. چیدمان دوم مشابه چیدمان اول می باشد با این تفاوت که جهت جذب هر چه بیشتر H_2S ، در برج های جذب خنک کننده هایی تعبیه شده است. لازم به توضیح است از آنجایی که فرآیند جذب معمولاً گرمازا بوده، این امر افزایش دمای برج را سبب می شود و همچنین جذب H_2S نسبت به CO_2 سریع تر می باشد. لذا با تعبیه این خنک کننده ها، دمای عملیاتی برج جذب کاهش یافته و در نتیجه جذب انتخاب پذیر H_2S افزایش می یابد.

چیدمان سوم مشابه چیدمان نوع دوم می‌باشد با این تفاوت که در طراحی فرآیند تغلیظ، از جریان‌های آمین تمیز و نیمه تمیز استفاده شده است (جریان‌های آمین تمیز و نیمه تمیز به ترتیب از قسمت پایین و میانی برج احیا گرفته می‌شوند). استفاده از جریان آمین تمیز/ نیمه تمیز باعث می‌شود که بار حرارتی ریپویلر در برج احیاء به طور چشمگیری کاهش یابد. بمنظور انجام محاسبات شبیه سازی از نرم افزار شبیه‌ساز تجاری HYSYS و بسته سیالاتی Amine Package موجود در این نرم افزار استفاده شده است.

انتخاب حلال

به منظور انتخاب حلال مناسب، بر اساس فرآیندی که در شکل (۱) نشان داده شده است، برای یک نمونه خوراک که شرایط آن در جدول (۱) آورده شده است برای شرایط عملیاتی یکسان، عملکرد حلال‌های MDEA و DIPA با یکدیگر مقایسه شده اند. نتایج حاصل از شبیه سازی توسط دو حلال MDEA و DIPA در جدول (۱) نشان می‌دهد که حلال DIPA حتی با داشتن دبی و غلظت بالاتر، از میزان جذب پایین‌تری نسبت به MDEA برخوردار می‌باشد. به علاوه میزان انرژی مصرفی برای بازیابی گازهای اسیدی در برج احیاء با استفاده از حلال DIPA تقریباً ۳/۴ برابر حالتی است که از حلال MDEA برای جداسازی گازهای اسیدی استفاده شود.

جدول ۱. نتایج حاصل از شبیه سازی فرآیند تغلیظ با استفاده از حلال‌های MDEA و DIPA

پارامترها	حلال MDEA	حلال DIPA
شرایط خوراک		
دمای گاز اسیدی (°C)	۵۲	۵۲
فشار گاز اسیدی (kPa)	۱۵۱.۶۸	۱۵۱.۶۸
نرخ جریان گاز اسیدی (kmol/h)	۱۶۵۴	۱۶۵۴
جزء مولی سولفید هیدروژن	۰/۳۳	۰/۳۳
جزء مولی دی اکسید کربن	۰/۵۶	۰/۵۶
جزء مولی آب	۰/۱۱	۰/۱۱
نرخ در گردش حلال (kmol/h)	۱۵۰۳۱	۲۵۰۰۰
کسر جرمی حلال	۰/۴۹۹	۰/۵۴۹
نتایج محاسبات		
جریان مولی H ₂ S در جریان Enrich_H ₂ S (kmol/h)	۵۴۴/۵۶	۵۲۴/۶۸
جریان مولی CO ₂ در جریان Enrich_H ₂ S (kmol/h)	۱۷۱/۴۴	۸۱۹/۴۵
جریان مولی H ₂ S در جریان Enrich_CO ₂ (kmol/h)	۱/۵۲	۲۱/۱۷
جریان مولی CO ₂ در جریان Enrich_CO ₂ (kmol/h)	۷۵۵/۵۲	۱۰۱/۵۶
بار حرارتی ریپویلر (kCal/h)	۲/۲۶۸×۱۰ ^۸	۸/۲۹۳×۱۰ ^۸
بار حرارتی کندانسور (kCal/h)	۲/۱۵۲×۱۰ ^۸	۸/۰۴۱×۱۰ ^۸

بهینه سازی پارامترهای فرآیندی

هدف از ایجاد واحد تغلیظ، افزایش نسبت مولی H₂S به CO₂ در جریان خروجی از فرآیند می‌باشد. بر اساس فلودپارگرام ارائه شده در شکل (۱) پارامترهای موثر فرآیندی عبارتند از: دمای آمین تمیز ورودی به برج های

جذب، فشار عملیاتی برج‌های جذب، میزان بارگذاری گازهای اسیدی در آمین خروجی از برج احیاء، مقدار تفکیک آمین تمیز بین دو برج جذب، تعداد سینی های برج جذب و استفاده از خنک کننده میانی در برج- های جذب است. برای بهینه نمودن همزمان تمامی این پارامترهای فرآیندی نیاز به تعریف یک تابع هدف است. تابع هدف در نظر گرفته شده در این تحقیق به گونه ای تعریف شده است که همزمان دو عامل کسر مولی و جریان مولی H_2S در جریان خروجی از فرآیند را در نظر بگیرد. به عبارت دیگر با بهینه سازی پارامترهای فرآیندی توسط این تابع هدف، در جریان خروجی از واحد تغلیظ کسر مولی و جریان مولی H_2S به بیشترین مقدار ممکن می رسد. تابع هدف در نظر گرفته شده مطابق رابطه (۱) است.

$$(Separation Factor)_{H_2S} = H_2S \text{ recovery} + (H_2S \text{ mole fraction})_{Enrich H_2S \text{ Stream}} \quad (1)$$

در این رابطه بازیابی سولفید هیدروژن توسط رابطه (۲) بیان می گردد:

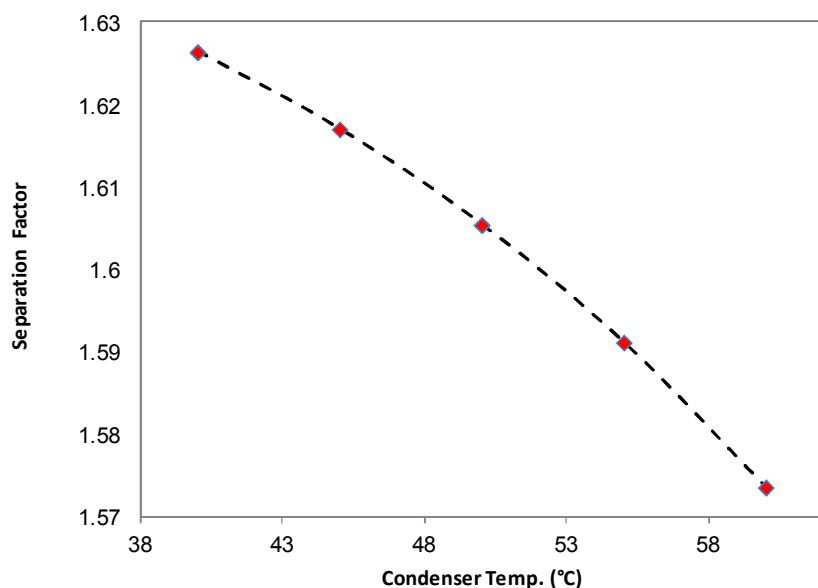
$$H_2S \text{ Recovery} = \frac{(Molar \text{ Flow } H_2S)_{Enrich H_2S}}{(Molar \text{ Flow } H_2S)_{Acid \text{ Gas}}} \quad (2)$$

همچنین جهت مقایسه هرچه بهتر پارامتر Selectivity نیز گزارش شده است که به صورت زیر تعریف می- شود:

$$Selectivity = \frac{(Molar \text{ Flow } H_2S)_{Enrich H_2S} / (Molar \text{ Flow } H_2S)_{Acid \text{ gas}}}{(Molar \text{ Flow } CO_2)_{Enrich H_2S} / (Molar \text{ Flow } CO_2)_{Acid \text{ gas}}} \quad (3)$$

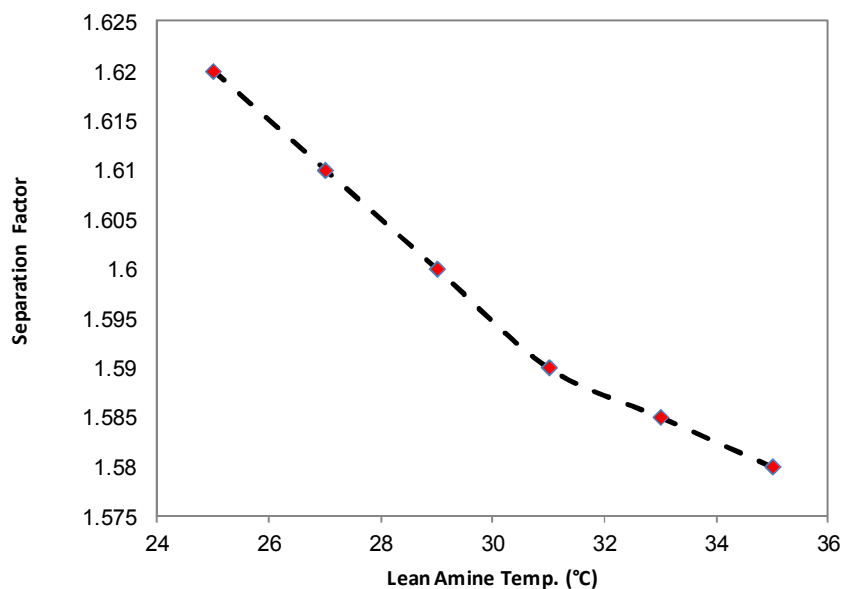
علاوه بر رابطه (۱)، یک پارامتر مهم در فرآیندهای تغلیظ مقدار مصرف انرژی کل فرآیند که شامل مصرف انرژی در مبدل‌های حرارتی و پمپ‌ها هست که این پارامتر نیز در بهینه سازی در نظر گرفته شده است. بمنظور تعیین محدوده هریک از پارامترهای فرآیندی، ابتدا برای یک خوراک ثابت (بر اساس جدول (۱)) و مشخص و با ثابت نگه داشتن سایر پارامترهای فرآیندی، اثر یک پارامتر مشخص فرآیندی در محدوده‌ای از شرایط عملیاتی بر روی تابع هدف نشان داده شده است. سناریوی اول برای اکثر پارامترهای فرآیندی در نظر گرفته شده است.

در شکل (۲) اثر دمای کندانسور برج احیاء نشان داده شده است. مطابق شکل با افزایش دمای کندانسور از ۴۰ به ۶۰ درجه سانتیگراد ضریب جداسازی سولفید هیدروژن از ۱/۶۲ به ۱/۵۷ کاهش می‌یابد. از سوی دیگر کاهش دمای کندانسور باعث افزایش بار حرارتی کندانسور و ریبولر برج احیاء خواهد شد.



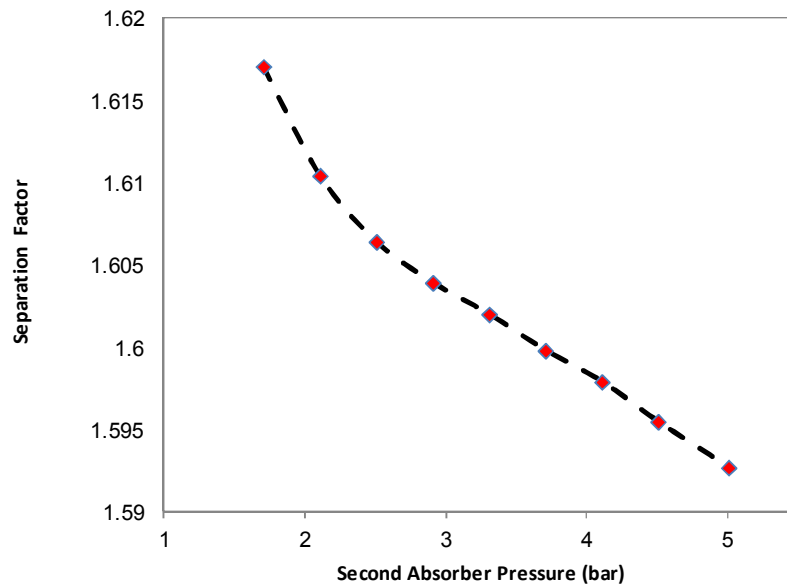
شکل ۲. تأثیر دمای کندانسور برج احیاء بر ضریب جداسازی H_2S

در فرآیند تغلیظ طراحی شده، آمین تمیز خروجی از برج احیاء به دو جریان تقسیم شده و به عنوان حلال جاذب در دو برج جذب استفاده می شود. در شکل (۳) اثر تغییر دمای آمین تمیز بر روی ضریب جداسازی گازهای اسیدی و بار حرارتی مورد بررسی قرار گرفته است.



شکل ۳. تأثیر دمای آمین تمیز ورودی به برج های جذب بر ضریب جداسازی H_2S

تأثیر افزایش فشار عملیاتی برج جذب دوم بر راندمان کلی جداسازی در شکل (۴) مورد بررسی قرار گرفته است. همانگونه که شکل (۴) نشان داده شده است، افزایش فشار عملیاتی برج جذب دوم باعث کاهش ضریب جداسازی H_2S می گردد.

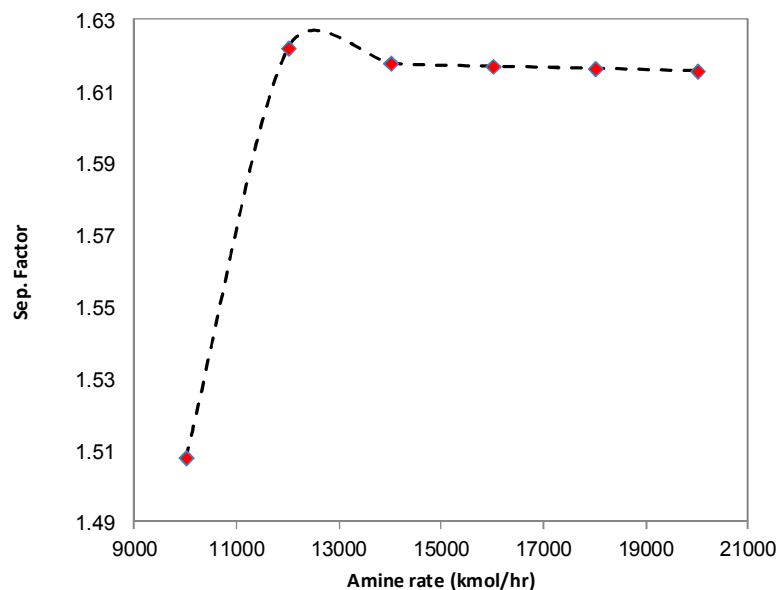


شکل ۴. تأثیر فشار عملیاتی برج جذب دوم بر ضریب جداسازی H_2S

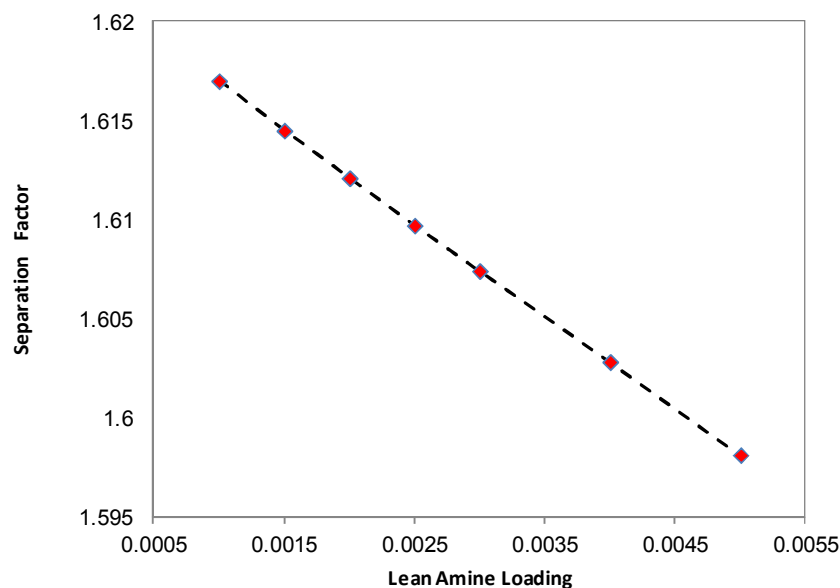
نرخ و غلظت آمین در گردش از عوامل مهم در فرآیند جذب گازهای اسیدی توسط حلال‌های آمینی بوده که تأثیر به‌سزایی در هزینه‌های اقتصادی آن دارد. با توجه به اینکه کاهش غلظت آمین در گردش موجب افزایش نرخ آمین در گردش در یک شرایط عملیاتی ثابت می‌گردد در این کار حداکثر غلظت مجاز MDEA برابر ۵۰٪ وزنی در نظر گرفته شده است. بنابراین بایستی نرخ بهینه آمین در گردش به گونه‌ای تعیین شود که با حداقل دبی در گردش بیشترین مقدار جداسازی انجام شود. مطابق شکل (۵) مشاهده می‌شود که ضریب جداسازی با نرخ در گردش آمین رابطه مستقیم داشته و با افزایش نرخ در گردش آمین، ضریب جداسازی به طور چشم‌گیری افزایش می‌یابد. شکل (۵) همچنین نشان می‌دهد که با افزایش نرخ در گردش تا ۱۲۰۰۰ کیلو مول بر ساعت، ضریب جداسازی H_2S روند صعودی داشته و در دبی‌های بالاتر آمین تقریباً ثابت می‌ماند. دلیل این موضوع را می‌توان به اشباع شدن محلول آمین از جاذب مرتبط دانست. یکی از پارامترهایی که در طراحی برج احیاء مطرح می‌شود میزان بارگذاری آمین با گازهای اسیدی می‌باشد که به صورت زیر تعریف می‌شود.

$$\text{MDEA Loading} = \frac{\text{Mole Flow } H_2S + \text{Mole Flow } CO_2}{\text{Mole Flow MDEA}} \quad (3)$$

شکل (۶) اثر این پارامتر را بر ضریب جداسازی نشان می‌دهد. در این ضریب جداسازی H_2S با افزایش میزان بارگذاری آمین به طور نسبتاً چشمگیری کاهش می‌یابد. چون با افزایش بارگذاری آمین تمیز یا به عبارت دیگر با افزایش گازهای اسیدی موجود در آمین قدرت جذب آمین کاهش و در نتیجه راندمان جداسازی کاهش می‌یابد.

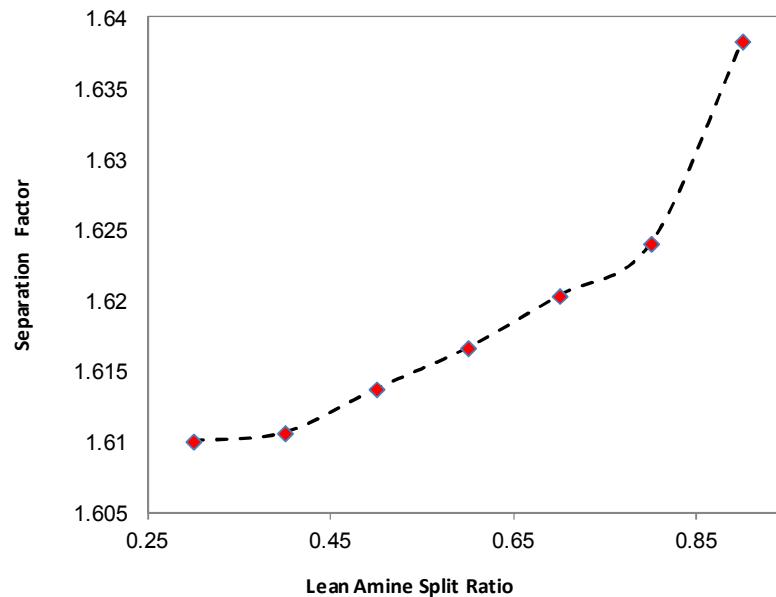


شکل ۵. تأثیر نرخ آمین در گردش بر ضریب جداسازی H_2S



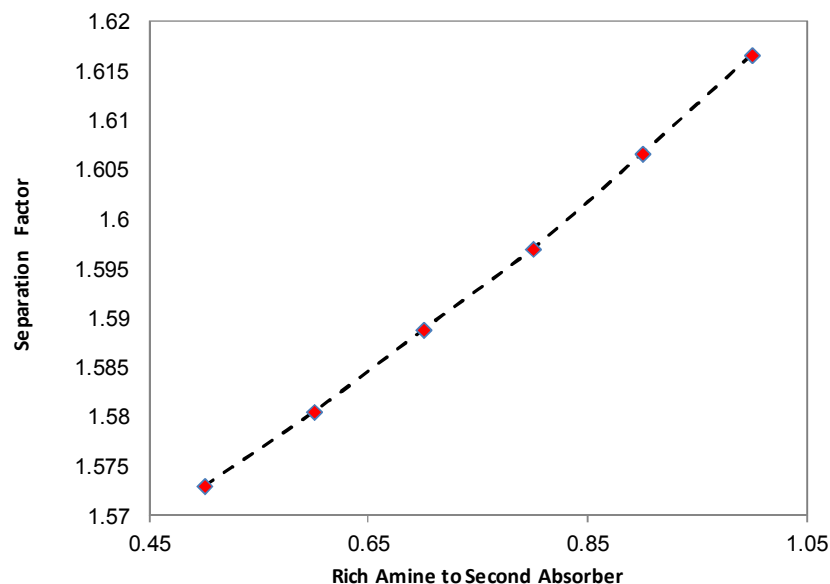
شکل ۶. تأثیر میزان بارگذاری آمین در خروجی از برج احیاء بر ضریب جداسازی H_2S

بر اساس چیدمان سوم آمین تمیز خروجی از برج احیاء به دو جریان تقسیم شده و وارد برج های جذب می-گردد. نتایج حاصل از شبیه سازی برای کسر جریان های مختلف در شکل (۷) نشان داده شده است. نتایج به دست آمده نشان می دهد که هر چه نسبت جریان ورودی به برج جذب اول بیشتر باشد ضریب جداسازی H_2S افزایش می یابد هر چند این افزایش چندان زیاد و قابل توجه نمی باشد. با توجه به نتایج به دست آمده بایستی کسر تفکیک جریان را به گونه ای انتخاب نمود که ضرایب جداسازی گازهای اسیدی به حداکثر ممکن برسند.



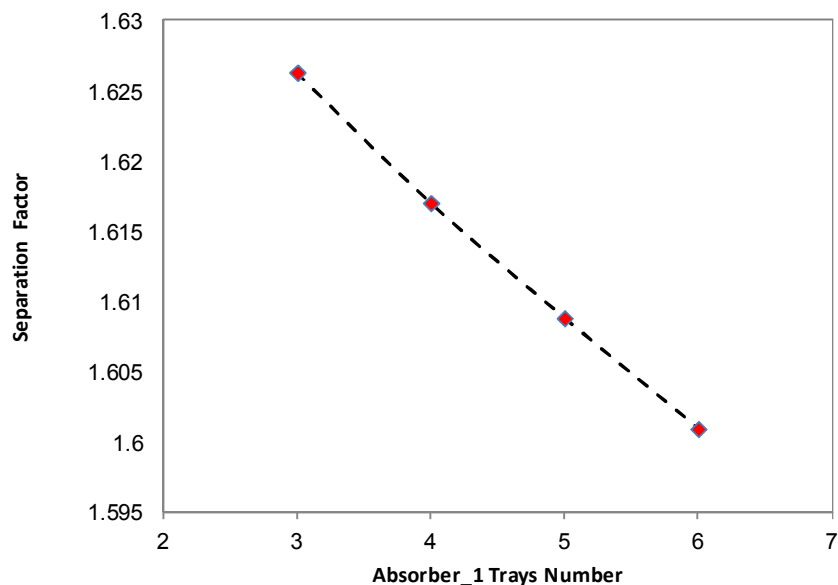
شکل ۷. تأثیر درصد تقسیم جریان آمین تمیز بین برج جذب اول و دوم بر ضریب جداسازی H_2S

همانگونه که در شکل (۱) نشان داده شده است استفاده مجدد آمین غنی برج جذب در برج جذب دوم بمنظور افزایش راندمان جداسازی مورد توجه قرار گرفته است. اثر میزان استفاده این جریان بین صفر تا کل جریان در شکل (۸) مورد بررسی قرار داده شده است. نتایج شبیه سازی نشان می‌دهد که با افزایش مقدار این جریان تابع هدف مورد نظر افزایش می‌یابد.

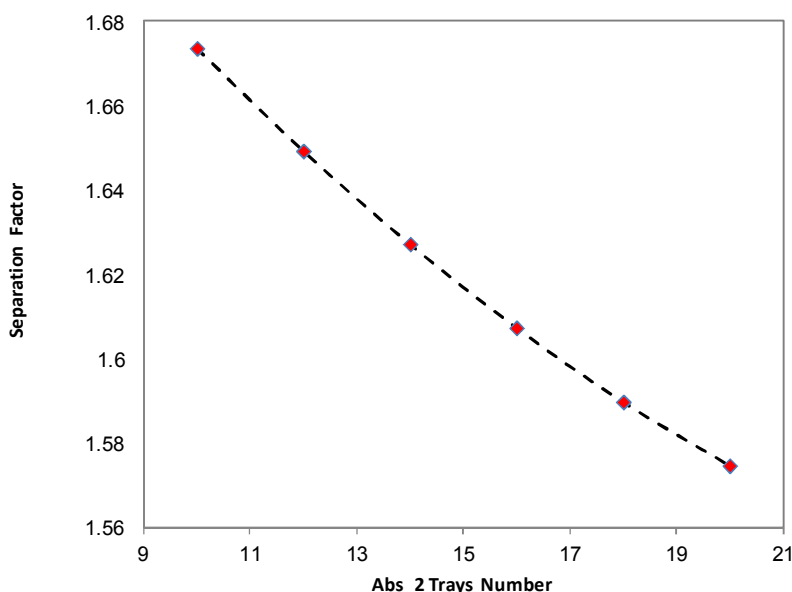


شکل ۸. تأثیر درصد تقسیم جریان آمین غنی بین برج احیا و برج جذب دوم بر ضریب جداسازی H_2S به منظور بررسی اثر تعداد سینی‌های برج جذب اول و دوم بر راندمان جداسازی، شبیه سازی در تعداد سینی‌های متفاوت انجام شده و نتایج در شکل های (۹) و (۱۰) نشان می‌دهند که هر چه تعداد سینی‌های برج جذب افزایش یابد ضریب جداسازی H_2S کاهش می‌یابد. این امر به این دلیل قابل توجیه می‌باشد که هر

چه تعداد سینی‌ها افزایش یابد زمان اقامت در برج بیشتر شده، CO_2 بیشتری جذب می‌شود و در نتیجه درصد H_2S در خروجی کاهش می‌یابد.



شکل ۹. تأثیر تعداد سینی های برج جذب اول بر ضریب جداسازی H_2S



شکل ۱۰. تأثیر تعداد سینی های برج جذب دوم بر ضریب جداسازی H_2S

پس از مشخص شدن پارامترهای مؤثر فرآیندی و تعریف نمودن یک تابع هدف مناسب، می‌توان پارامترهای بهینه را محاسبه نمود. به دلیل وجود اثر متقابل بین پارامترها در صورت داشتن n پارامتر فرآیندی چنانچه بخواهیم اثر هر پارامتر را در L سطح بررسی شود نیاز به L^n شبیه سازی جهت ورود پارامترهای مربوطه و حصول نتایج مورد نیاز خواهد بود. به همین دلیل جهت انجام عمل بهینه سازی و صرفه جویی در زمان از

تکنیک طراحی آزمایش^۱ استفاده شده است. طراحی آزمایش خانواده‌ای از تکنیک‌های آماری است که هنگامی که تعداد زیادی عامل به طور همزمان بر روی یک پاسخ مؤثر باشند، برای مطالعه اثر آنها به کار می‌رود. در فرآیند تغلیظ گاز اسیدی نیز تعداد قابل ملاحظه‌ای متغیر مستقل می‌توان یافت که بر روی کارایی این فرآیند مؤثرند. با توجه به اینکه این عوامل همگی همزمان بر روی پاسخ مؤثرند و نیز احتمالاً خود بر روی یکدیگر اثر متقابل دارند، روش طراحی آزمایش به عنوان ابزار مناسب برای شناسایی اثر هر یک از این عوامل و نیز انتخاب بهترین مقدار برای هر یک از متغیرها جهت دستیابی به بالاترین کارایی فرآیند تعیین شده است. برای اجرای این روش، نخست پاسخ مناسب یا یک تابع هدف، انتخاب می‌شود. این تابع به صورت مجموع درصد مولی H_2S در جریان غنی از این گاز و مقدار بازیافت مولی H_2S در این جریان تعریف شده که بیانگر وزن مساوی اختصاص داده شده به این دو متغیر می‌باشد (رابطه ۱). سپس مجموعه متغیرهای مستقلی که به نظر می‌رسید بر روی پاسخ مؤثر باشند، شناسایی شد. در مرحله بعد به منظور بررسی اثر هر یک از این متغیرها بر روی پاسخ، برای آنها دو مقدار (سطح) در نظر گرفته می‌شود. انتخاب این سطوح بر اساس تجربه و شناخت از طبیعت فرآیند و همچنین انجام محاسبات شبیه سازی صورت گرفته است. مقدار هر یک از این سطوح در هر حالت ممکن است به صورت متفاوت انتخاب شود. سپس بر اساس تعداد متغیرها و سطوح انتخاب شده، روش مناسب طراحی آزمایش‌ها انتخاب شده که در هر طرح آزمایشی، تعدادی آزمایش طرح ریزی و اجرا می‌شوند. آزمایش‌ها در این بررسی شامل اجرای شبیه‌سازی در شرایطی هستند که متغیرهای مورد بررسی در سطوح خاص (و از پیش تعیین شده) قرار دارند. تحلیل نتایج حاصل از این شبیه سازی‌ها، نخست میزان تأثیر هر یک از متغیرها را در اختیار قرار می‌دهد و سپس امکان بهینه سازی فرآیند را نیز فراهم می‌سازد. روش انتخاب شده در این بررسی، روش عاملی جزئی^۳ از روش $1/32 FF$ استفاده شده است. چنانچه قرار بود کلیه ترکیب‌های ممکن از قرارگیری سطوح عوامل در کنار یکدیگر، مورد آزمایش قرار گیرد (طرح عاملی کامل)، تعداد آزمایش‌های لازم برابر 2^9 یعنی ۵۱۲ آزمایش می‌شد. در روش انتخاب شده، یک سی و دوم این مقدار یعنی تنها ۱۶ آزمایش برای هر حالت لازم می‌باشد. در طراحی آزمایش‌ها از نرم افزار Design Expert Ver. 6.2 استفاده شده است. این نرم افزار پس از دریافت پاسخ، متغیرها و سطوح آنها و همچنین نوع روش طراحی آزمایش، یک ماتریس از آزمایش‌های لازم را در اختیار قرار می‌دهد که می‌بایست ابتدا این آزمایش‌ها انجام شده و سپس نتایج آن به منظور تحلیل در اختیار نرم افزار قرار گیرد. هر یک از این آزمایش‌ها در واقع یک‌بار شبیه سازی فرآیند مورد نظر بوده که در محیط نرم افزار HYSYS انجام شده و برای هر یک از آنها پاسخ مورد نظر یعنی تابع هدف تعیین می‌شود. این پاسخ‌ها سپس به نرم افزار طراحی آزمایش داده شده و مرحله بعد که عملیات تحلیل بر روی نتایج است، توسط این نرم افزار انجام شد. در مرحله تحلیل نتایج، نخست یک فرم برای تابع فرض شد که تابعیت پاسخ را از متغیرهای مورد بررسی نشان می‌دهد. متداول ترین تابع، تابع خطی است. سپس با انطباق نتایج حاصل از آزمایش‌ها با فرم تابع، ضرایب آن تعیین شد. در مرحله بعد با تحلیل واریانس^۴ احتمال معنی دار بودن این

^۱ Experimental Design

^۲ Mole recovery

^۳ Fractional factorial

^۴ ANOVA

تابع ارزیابی شد و با توجه به اینکه تحلیل انجام یافته با درصد قابل قبولی (۹۵٪ اطمینان) نشان دهنده معنی دار بودن تابع از نظر آماری بود، این تابع مورد پذیرش قرار گرفت. ضرایب به دست آمده برای متغیرها در تابع، نشان دهنده سهم تأثیر هر یک از متغیرها است. البته این متغیرها ابتدا به صورت بدون بعد درآمده و سپس در تابع مورد استفاده قرار می‌گیرند. در نهایت می‌توان عملیات بهینه‌سازی را نیز بر روی تابع به دست آمده انجام داد. هدف از بهینه‌سازی در این بررسی، دستیابی به بالاترین مقدار ممکن برای تابع هدف است. این هدف برای نرم افزار تعریف و دامنه مجاز برای هر یک از متغیرها نیز به نرم افزار داده شد. سپس نرم افزار، مجموعه‌ای از نقاطی که تابع هدف در آنها در بالاترین مقدار خود قرار دارد را در خروجی نشان می‌دهد. همچنین برای هر یک از این نقاط، مقدار تابع هدف پیش بینی شده را نیز نشان می‌دهد.

جدول ۲. مقادیر سطوح انتخاب شده برای هر یک از متغیرهای مورد بررسی

متغیرها	چیدمان اول		چیدمان دوم		چیدمان سوم	
	سطح ۱	سطح ۲	سطح ۱	سطح ۲	سطح ۱	سطح ۲
شدت جریان آمین در گردش (kmol/h)	۱۶۰۰۰	۱۸۰۰۰	۱۴۰۰۰	۱۶۰۰۰	۱۵۰۰۰	۱۹۰۰۰
دمای کندانسور (°C)	۴۵	۶۵	۴۵	۶۵	۴۵	۶۵
میزان بارگذاری آمین تمیز	۰/۰۰۱	۰/۰۰۲	۰/۰۰۱	۰/۰۰۲	۰/۰۰۱	۰/۰۰۲
دمای آمین تمیز (°C)	۲۵	۳۰	۲۵	۳۰	۲۵	۳۰
نسبت تفکیک آمین تمیز	۰/۰۶	۰/۰۸	۰/۰۶	۰/۰۸	۰/۰۴	۰/۰۶
نسبت تفکیک آمین غنی	۰/۰۸	۱/۰	۰/۰۸	۱/۰	۰/۰۸	۱/۰
تعداد سینی های برج جذب اول	۴	۶	۴	۶	۴	۶
تعداد سینی های برج جذب دوم	۱۵	۲۰	۱۵	۲۰	۱۵	۲۰
فشار برج جذب دوم (bar)	۱/۷	۵/۰	۱/۷	۵/۰	۱/۷	۴/۰

نتایج

در این بخش با استفاده از مقادیر پارامترهای موثر بر فرآیند، که توسط روش طراحی آزمایش، پیشنهاد شده است. این نقاط مجدداً در نرم افزار HYSYS شبیه سازی شده تا هم از بهینه بودن آنها اطمینان حاصل شده و هم مناسب ترین آنها از تمام جهات انتخاب شود. لازم به توضیح است که اگرچه در این مطالعه تابع هدف شامل غلظت و میزان بازیافت H_2S در جریان غنی از H_2S می باشد، لیکن در اصل متغیرهای دیگری در فرآیند بهینه نیز باید مورد توجه قرار گیرند. به همین دلیل بیش از یک طرح بهینه از نرم افزار استخراج شده تا سایر این متغیرها نیز بررسی شوند. از جمله این متغیرها می توان به غلظت H_2S در جریان غنی از CO_2 اشاره کرد. با توجه به اینکه این جریان در اتمسفر تخلیه می‌گردد، هر چه مقدار H_2S در آن کمتر باشد، مطلوب تر می‌باشد. همچنین میزان مصرف انرژی کل فرآیند تغلیظ نیز از جمله متغیرهای حائز اهمیت در طرح بهینه است. با در نظر گرفتن تمامی شرایط فوق، برای هر یک از حالت‌های این مطالعه، شرایط فرآیندی بهینه تعیین شده است. در ادامه برای هر یک از سه چیدمان فرآیندی نتایج شرایط بهینه ارائه شده توسط نرم افزار Design Expert ارائه شده است. در جدول (۳) برای چیدمان اول (شکل (۱)) نتایج مربوط به بهینه سازی تابع هدف معرفی شده توسط رابطه (۱) آورده شده است. این نتایج شامل ۱۰ ترکیب از عوامل

مختلف است که به ترتیب بالاترین مقادیر تابع هدف را ایجاد می‌کنند. همانگونه که مشاهده می‌گردد مقادیر انتخاب پذیری متفاوت می‌باشند. نتایج به دست آمده در جدول ۳ نشان می‌دهد که در صورت به کارگیری پارامترهای بهینه شده مورد ۱ (Run 1)، همان پارامترهای به دست آمده ضریب جداسازی نسبت به سایر موارد دیگر، بیشینه خواهد بود (برابر ۱/۶۱۴). اما از طرف دیگر پارامترهای دیگر نظیر درصد مولی H_2S در جریان غنی از CO_2 یا همان جریان Sweet CO_2 و همچنین بار حرارتی کل با اهمیت می‌باشند. لذا به منظور بررسی دقیق‌تر سایر پارامترهای مهم فرآیندی بر اساس جدول (۳) در جدول (۶) آورده شده‌اند. بنابراین بایستی حالت بهینه را از بین موارد به دست آمده طوری انتخاب کرد که ضریب جداسازی به بیشترین مقدار ممکن و بار حرارتی و درصد مولی H_2S به کمترین مقدار ممکن برسند. مقایسه و بررسی موارد موجود در جدول (۶) نشان می‌دهد که مورد ۲ مناسب‌تر می‌باشد. چون ضریب جداسازی آن نسبتاً بالاست و بار حرارتی و درصد مولی H_2S در آن کم می‌باشد. همچنین می‌توان با تغییراتی اندک نتایج بهینه‌سازی را بهبود بخشید. همین تحلیل در مورد چیدمان دوم و سوم صادق است. نتایج پارامترهای بهینه ارائه شده در جداول (۴) و (۵) به ترتیب آورده شده است.

جدول ۳. نتایج حاصل از بهینه سازی پارامترهای فرآیندی با استفاده از روش طراحی آزمایش (چیدمان اول)

اجرای محاسبات	۱	۲	۳	۴	۵	۶	۷	۸	۹	۱۰
نرخ در گردش	۱۷۸۹۳	۱۶۰۰۲	۱۶۰۰۰	۱۶۰۰۰	۱۸۰۰۰	۱۶۰۰۰	۱۶۰۹۷	۱۸۰۰۰	۱۶۰۰۰	۱۶۰۸۲
دمای کندانسور	۴۵	۴۷	۴۵	۴۵	۴۸	۵۱	۴۸	۴۵	۴۵	۵۰
میزان بارگذاری آمین تمیز	۰/۰۰۱	۰/۰۰۲	۰/۰۰۲	۰/۰۰۱	۰/۰۰۱	۰/۰۰۲	۰/۰۰۱	۰/۰۰۱	۰/۰۰۱	۰/۰۰۱
دمای آمین تمیز ($^{\circ}C$)	۲۹	۲۵	۲۵	۲۵	۲۶	۲۵	۲۸	۲۹	۲۷	۲۵
نسبت تفکیک آمین تمیز	۰/۸	۰/۶	۰/۷	۰/۸	۰/۸	۰/۸	۰/۸	۰/۶	۰/۸	۰/۸
نسبت تفکیک آمین غنی	۱	۱	۰/۹	۱	۱	۱	۰/۹	۱	۱	۰/۹
تعداد سینی برج جذب اول	۴	۴	۴	۴	۴	۴	۴	۴	۴	۶
تعداد سینی برج جذب دوم	۱۵	۱۵	۱۵	۱۵	۱۵	۱۵	۱۵	۱۵	۱۸	۱۸
فشار برج جذب دوم (bar)	۱/۷	۲/۷	۱/۷	۳	۱/۷	۵	۴	۴/۵	۳/۸	۵
تابع هدف	۱/۶۱۴	۱/۶۱۰	۱/۶۰۶	۱/۶۰۴	۱/۵۹۹	۱/۵۹۸	۱/۵۹۲	۱/۵۹۰	۱/۵۸۷	۱/۵۶۰
انتخاب پذیری	۳/۶۶۷	۳/۰۷۵	۳/۱۸۶	۳/۴۵۳	۳/۶۹۰	۳/۳۲۳	۲/۹۹۶	۲/۷۲۳	۳/۳۱۷	۲/۴۸۴

جدول ۴. نتایج حاصل از بهینه سازی پارامترهای فرآیندی با استفاده از روش طراحی آزمایش (چیدمان دوم)

اجرای محاسبات	۱	۲	۳	۴	۵	۶	۷	۸	۹	۱۰
نرخ در گردش	۱۴۴۵۲	۱۴۰۰۳	۱۴۰۲۷	۱۵۹۹۹	۱۵۸۸۸	۱۴۴۷۶	۱۶۰۰۰	۱۶۰۰۰	۱۴۷۱۳	۱۴۰۹۱
دمای کندانسور	۴۵	۴۶	۴۵	۴۵	۴۵	۴۵	۴۵	۵۰	۴۵	۴۵
میزان بارگذاری آمین تمیز	۰/۰۰۱	۰/۰۰۲	۰/۰۰۱	۰/۰۰۲	۰/۰۰۱	۰/۰۰۲	۰/۰۰۲	۰/۰۰۲	۰/۰۰۱	۰/۰۰۱
دمای آمین تمیز (°C)	۲۷	۲۵	۲۸	۳۰	۳۰	۲۵	۳۰	۲۹	۲۵	۲۵
نسبت تفکیک آمین تمیز	۰/۷۵	۰/۷۱	۰/۶۱	۰/۶۲	۰/۶۷	۰/۶	۰/۸	۰/۶	۰/۸	۰/۶۴
نسبت تفکیک آمین غنی	۱	۱	۱	۱	۱	۱	۱	۱	۰/۹	۱
تعداد سینی برج جذب اول	۴	۴	۴	۴	۵	۴	۶	۴	۵	۴
تعداد سینی برج جذب دوم	۱۵	۱۵	۱۵	۱۵	۱۶	۱۶	۱۵	۱۶	۱۵	۱۹
فشار برج جذب دوم (bar)	۱/۷	۲	۳/۶	۳/۴	۲/۲	۵	۴/۵	۱/۷	۴/۹	۵
تابع هدف	۱/۶۳۰	۱/۶۲۱	۱/۶۲۰	۱/۶۱۷	۱/۶۱۷	۱/۶۰۴	۱/۶۰۳	۱/۶۰۰	۱/۵۹۶	۱/۵۹۰
انتخاب پذیری	۳/۶۲۵	۳/۴۸۱	۳/۰۳۶	۲/۹۲۶	۲/۸۶۱	۲/۹۴۰	۲/۸۰۵	۳/۰۵۲	۲/۹۵۷	۲/۶۰۶

جدول ۵. نتایج حاصل از بهینه سازی پارامترهای فرآیندی با استفاده از روش طراحی آزمایش (چیدمان سوم)

اجرای محاسبات	۱	۲	۳	۴	۵	۶	۷	۸	۹	۱۰
نرخ در گردش	۱۵۰۰۵	۱۶۷۹۲	۱۵۲۴۷	۱۵۰۹۴	۱۸۱۹۶	۱۹۰۰۰	۱۵۰۰۱	۱۹۰۰۰	۱۶۲۹۸	۱۵۰۰۰
دمای کندانسور	۴۵	۴۵	۴۵	۴۵	۴۵	۴۵	۴۵	۴۵	۴۵	۴۵
میزان بارگذاری آمین تمیز	۰/۰۰۱	۰/۰۰۱	۰/۰۰۲	۰/۰۰۲	۰/۰۰۱	۰/۰۰۲	۰/۰۰۲	۰/۰۰۲	۰/۰۰۱	۰/۰۰۲
دمای آمین تمیز (°C)	۲۵	۲۵	۲۵	۲۵	۲۷	۲۵	۳۰	۳۰	۲۸	۲۵
نسبت تفکیک آمین تمیز	۰/۴	۰/۶	۰/۴	۰/۴	۰/۶	۰/۵	۰/۴	۰/۵	۰/۶	۰/۴
نسبت تفکیک آمین غنی	۱	۱	۱	۱	۰/۸	۰/۹	۱	۰/۸	۰/۹	۱
تعداد سینی برج جذب اول	۴	۴	۶	۴	۵	۴	۶	۴	۵	۶
تعداد سینی برج جذب دوم	۱۵	۱۵	۱۵	۱۶	۱۵	۱۶	۱۵	۱۵	۱۷	۱۷
فشار برج جذب دوم (bar)	۱/۷	۱/۸	۱/۷	۲/۶	۱/۷	۱/۷	۱/۷	۲/۹	۱/۷	۳/۸
تابع هدف	۱/۶۲۶	۱/۶۲۴	۱/۶۱۵	۱/۶۱۵	۱/۶۰۶	۱/۶۰۵	۱/۶۰۴	۱/۵۹۴	۱/۵۹۳	۱/۵۸۸
انتخاب پذیری	۳/۳۹۸	۳/۴۲۱	۳/۱۵۰	۳/۱۱۵	۳/۰۸۹	۳/۰۱۲	۲/۹۴۶	۲/۷۴۴	۲/۷۹۴	۲/۶۷۹

جدول ۶. تعیین سایر پارامترهای اساسی با استفاده از شبیه سازی پارامترهای بهینه شده

مصرف انرژی کل $\times 10^4$ (kCal/h)	بار حرارتی ریویلر $\times 10^4$ (kCal/h)	بارگذاری آمین غنی	مقدار H_2S در جریان Sweet CO_2 (ppm)	تابع هدف	انجام محاسبات
۴/۹۷	۴/۸۵۲	-۰/۳۳۴	۱۷۱۰۰	۱/۶۲۰	۱
۲/۶۲	۱/۲۹۹	-۰/۴۰۵	۱۷/۶	۱/۵۹۶	۲
۲/۶۲	۱/۳۰۸	-۰/۴۰۰	۱۹۱۰	۱/۶۰۴	۳
۴/۳۶	۲/۱۷۱	-۰/۳۸۱	۱۷۵۰۰	۱/۶۰۷	۴
۵/۰۱	۲/۵	-۰/۳۳۳	۱۲۵۰۰	۱/۶۲۱	۵
۲/۶۷	۱/۳۱۹	-۰/۳۹۴	۷۸۵/۹	۱/۶۰۲	۶
۴/۲۳	۲/۰۹۸	-۰/۴۰۱	۱۱۴۰۰	۱/۵۷۹	۷
۴/۶۳	۲/۳۰۱	-۰/۳۷۶	۹/۶	۱/۵۷۹	۸
۴/۳۲	۲/۱۴۶	-۰/۳۸۷	۱۵۵۰۰	۱/۶۰۳	۹
۴/۰۱	۱/۹۸۹	-۰/۴۳۶	۱۲۵۰	۱/۵۴۶	۱۰
	۱/۹۱۶				
۳/۸۴	۱/۱۷۵	-۰/۴۲۳	۱۴۵۰	۱/۶۳۹	۱
۲/۳۷	۱/۷۶۵	-۰/۴۴۲	۷۲/۷	۱/۶۲۶	۲
۳/۵۸	۱/۳۰۳	-۰/۴۵۹	۱۷/۷	۱/۶۰۸	۳
۲/۶۵	۱/۹۸۳	-۰/۴۰۷	۱۵/۷	۱/۵۹۷	۴
۴/۰۰	۱/۱۷۶	-۰/۴۱۶	۲۰/۸	۱/۵۹۴	۵
۲/۴۰	۱/۲۹۳	-۰/۴۵۰	۷/۰	۱/۵۹۸	۶
۲/۶۱	۱/۳۱۴	-۰/۴۱۸	۲۴/۷	۱/۵۸۱	۷
۲/۶۶	۱/۸۴۳	-۰/۴۰۱	۲۶/۷	۱/۵۹۵	۸
۳/۷۱	۱/۶۹۸	-۰/۴۴۷	۱۲۸۰	۱/۵۹۴	۹
۳/۴۵	۰/۵۶۷۸	-۰/۴۸۵	۵/۵	۱/۵۷۴	۱۰
۴/۹۷	۰/۴۲۵۹	-۰/۳۳۴	۱۷۱۰۰	۱/۶۲۰	۱
۲/۶۲	۰/۵۷۴۸	-۰/۴۰۵	۱۷/۶	۱/۵۹۶	۲
۳/۶۲	۰/۵۶۵۵	-۰/۴۰۰	۱۹۱۰	۱/۶۰۴	۳
۴/۳۶	۰/۴۵۶۸	-۰/۳۸۱	۱۷۵۰۰	۱/۶۰۷	۴
۵/۰۱	۰/۵۹۴۶	-۰/۳۳۳	۱۲۵۰۰	۱/۶۲۱	۵
۲/۶۷	۰/۵۶۲	-۰/۳۹۴	۷۸۵/۹	۱/۶۰۲	۶
۴/۲۳	۰/۵۹۴	-۰/۴۰۱	۱۱۴۰۰	۱/۵۷۹	۷
۴/۶۳	۰/۴۰۹	-۰/۳۷۶	۹/۶	۱/۵۷۹	۸
۴/۳۲	۰/۵۶۰۷	-۰/۳۸۷	۱۵۵۰۰	۱/۶۰۳	۹
۴/۰۱		-۰/۴۳۶	۱۲۵۰	۱/۵۴۶	۱۰

چیدمان اول

چیدمان دوم

چیدمان سوم

در نهایت برای هریک از سه چیدمان مطرح شده نتایج بهینه نهایی در جدول (۷) آورده شده است.

جدول ۷. مقایسه نتایج بهینه شده نهایی هریک از سه چیدمان فرآیندی

چیدمان سوم	چیدمان دوم	چیدمان اول	
مقادیر پارامترها			
۱۹۰۰۰	۱۶۰۰۰	۱۶۰۰۰	نرخ در گردش (kmol/h)
۴۵	۴۵	۴۵	دمای کندانسور (°C)
۰/۰۰۱	۰/۰۰۱	۰/۰۰۱	میزان بارگذاری آمین تمیز
۲۵	۲۵	۲۵	دمای آمین تمیز (°C)
۱	۰/۶	۰/۶	نسبت تفکیک آمین تمیز
۱	۱	۱	نسبت تفکیک آمین غنی
۴	۴	۴	تعداد سینی برج جذب اول
۱۶	۱۶	۱۶	تعداد سینی برج جذب دوم
۱/۵	۱/۵	۱/۵	فشار برج جذب دوم (bar)
پاسخ های بدست آمده			
۱/۶۱۷۹	۱/۶۲۲۵	۱/۶۰۷۲	تابع هدف
۴۷/۰۷۸	۲۱/۶۲۳	۲۵/۹۳۶	H ₂ S ppm
۰/۴۲۶۴	۰/۳۹۳۵	۰/۴۰۳۴	میزان بارگذاری آمین غنی
۱/۰۰	۴/۳۱	۴/۲۱	انرژی کل مصرف (۱۰ ^۸ ×kCal/h)
۳/۱۹۹۸	۳/۳۲۸۷	۳/۰۹۷۴	انتخاب پذیری

بحث و نتیجه گیری

در این بخش به تفسیر نتایج پرداخته می شود. نتایج محاسبات در جدول (۷) نشان می دهد که نرخ در گردش آمین برای چیدمان اول سطح پایین و برای چیدمان دوم و سوم سطح بالا، جواب بهینه می باشد (سطوح در جدول (۲) توضیح داده شده)، دلیل این امر تفاوت فرآیندی این سه چیدمان است. همانگونه که انتظار می رود هرچه دمای کندانسور کمتر باشد میزان هدر رفت آب و همچنین حلال آمینی کمتر خواهد بود. نتایج شرایط بهینه ارائه شده در جدول (۷) این موضوع را تایید می کند. به علاوه در مورد بارگذاری و دمای حلال آمین تمیز، کاملاً روشن است که هر مقدار میزان بارگذاری گازهای اسیدی پایین تر و همچنین هر چقدر دمای حلال پایین تر باشد حلال عملکرد بهتری در جذب گازهای اسیدی در برج جذب نشان می دهد. نتایج محاسبات برای هریک از سه چیدمان این موضوع را نشان می دهد. همانگونه که در بخش مقدمه آورده شد یکی از پارامترهای کلیدی در جداسازی گازهای اسیدی از یکدیگر حلال انتخاب پذیر و همچنین

زمان تماس گاز-مایع می‌باشد، نتایج جدول (۷) نشان می‌دهد که برای هر سه چیدمان، حداقل تعداد سینی برای برج های جذب اول و دوم شرایط بهینه را می‌دهد. همچنین در مورد فشار، نتایج محاسبات شبیه سازی نشان می‌دهد که برای افزایش انتخاب پذیری حلال تا حد ممکن باید فشار برج‌های جذب پایین باشند. نهایتاً براساس نتایج جدول (۷)، در شرایط عملیاتی بهینه، چیدمان دوم از نظر تابع هدف و میزان انتخاب پذیری نتیجه بهتری را تولید می‌کند (مقدار تابع هدف $1/6225$ و مقدار انتخاب پذیری $3/3287$) درحالی که مصرف انرژی برابر $4/31 \times 10^8$ کیلوکالری بر ساعت است که از گزینه های دیگر بیشتر است. از دیدگاه مصرف انرژی چیدمان سوم مصرف انرژی $1/0 \times 10^8$ کیلوکالری بر ساعت را دارا است که از تمامی چیدمان‌های دیگر پایین‌تر است، اما مقادیر تابع هدف و انتخاب پذیری (به ترتیب $1/6179$ و $3/1998$) کمتر از چیدمان دوم است. انتخاب بهترین چیدمان بستگی به عواملی از جمله ترکیب گاز خوراک و همچنین انتظارات فرآیندی خواهد داشت.

منابع

1. Togryn E.L., Process for selective removal of H₂S from mixtures containing H₂S and CO₂ with hetrocyclic tertiary aminoalkanols, US Patent 4483833, 1984.
2. Bush W.V., Process for the selectivity removal of hydrogen sulfide and carbon sulfide from light hydrocarbon gases containing carbon dioxide, US Patent 4749555, 1988.
3. Perry D., Fedich R.B., Parks L.E., Better acid gas enrichmen ,J. of Sulphur, 201., pp. 38-42.
4. Gruenwald G.W., "Process for a selective removal mailnly of H₂S and CO₂ by scrubbing from fuel and synthesis gases", US Patent 3531917, 1970.
5. Laslo J.A., Selective removal of a gaseous component from a multi-component gas stream., US Patent 4198387, 1980.
6. Butwell K.F., "Process for acid gas removal, US Patent 4093701, 1978.
7. Mak J., Method and configurations for acid gas enrichment, US Patent 0019899 A1, 2008.