

شبیه سازی واحد شیرین سازی گاز و بررسی تأثیر پارامترهای عملیاتی بر روی بازده جذب

سولفید هیدروژن از گاز ترش با استفاده از نرم افزار Aspen Plus

مرتضی اسفندیاری^۱، داریوش جعفری^۲

^۱دانشیار گروه مهندسی شیمی، دانشگاه بجنورد، بجنورد، ایران، M.esfandyari@ub.ac.ir

^۲گروه مهندسی شیمی دانشگاه آزاد اسلامی واحد بوشهر، بوشهر، ایران

* نویسنده مسئول: مرتضی اسفندیاری

چکیده

در این پژوهش یک واحد شیرین سازی گازی با آمین با استفاده از نرم افزار Aspen Plus شبیه سازی شده و تأثیر پارامترهای عملیاتی شامل دمای خوراک ورودی، دبی خوراک ورودی، فشار خوراک ورودی، دمای حلال ورودی، دبی حلال ورودی، فشار برج جذب و تعداد سینی های برج بر روی بازده جذب سولفید هیدروژن از گاز ترش بررسی گردید. با توجه به نتایج به دست آمده می توان نتیجه گرفت که با کاهش دما و دبی خوراک ورودی به برج، افزایش فشار خوراک ورودی، افزایش میزان فشار برج، افزایش دما و دبی حلال ورودی و همچنین تعداد سینی ها (۲۶ تا ۳۰ عدد)، بهترین میزان جذب سولفید هیدروژن در خروجی واحد حاصل می گردد. همچنین نتایج مطالعه موردی انجام شده در ارتباط با تغییرات توان ریپویلر نسبت به مقدار آمین برگشتی از برج احیاء نشان داد که با افزایش دبی حلال در گردش، توان ریپویلر افزایش می یابد. **کلمات کلیدی:** شبیه سازی، جذب، سولفید هیدروژن، واحد آمین، Aspen Plus.

۱- مقدمه

سوخت های فسیلی حدود ۸۶٪ از منابع انرژی مورد استفاده جهان را تأمین می کنند و در این میان گاز طبیعی نقشی عظیم را در اقتصاد و توسعه اخیر جهان ایفا نموده و می توان آن را به عنوان مهمترین سوخت فسیلی در نظر گرفت. گاز طبیعی استحصال شده از زمین دارای ناخالصی هایی همچون سولفید هیدروژن و دی اکسید کربن بوده که به عنوان آلاینده های هوا دارای اثراتی مضر بر محیط زیست و سلامت انسان و همچنین تجهیزات می باشند [۱]. این گازهای اسیدی به صورت ناخالصی هایی هستند که موجب مشکلاتی از جمله خوردگی می شوند، از این رو نیاز است که قبل از استفاده از گاز طبیعی، ناخالصی های همراه با آن حذف شوند. علاوه بر این گاز سولفید هیدروژن در مقادیر بالاتر از ۱۰ ppm در هوا، سلامتی انسان را به خطر انداخته و مقادیر بالاتر از ۶۰۰ ppm می تواند منجر به مرگ شود. همچنین براساس استانداردهای موجود مقدار سولفید هیدروژن در گاز نباید از ۳ ppm تجاوز کند [۲]. همانطور که ذکر شد از آنجاکه این گازهای اسیدی موجب بروز مشکلاتی برای تجهیزات و همچنین سلامتی انسان می شوند، رو نیاز است که قبل از استفاده از گاز حذف شوند که به این فرآیند شیرین سازی گاز طبیعی می گویند [۳ و ۴]. برخی از چاه های گاز طبیعی حاوی مقادیر متفاوتی از گازهای دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن می باشند که پس از جداسازی آنها در واحدهای شیرین سازی مقدار سولفید هیدروژن در گازهای اسیدی حاصل از واحدهای شیرین سازی کمتر از ۲۰ درصد مولی خواهد بود [۵] فرآیندهای شیرین سازی با توجه به تنوع شرایط عملیاتی از جمله غلظت های متفاوت سولفید هیدروژن همواره مورد تحقیق و مطالعه بوده و با توجه توسعه ایجاد شده در نتیجه این تحقیقات جذب سولفید هیدروژن توسط محلول آمین، یکی از فرآیندهای با اهمیت در واحدهای پالایشگاهی است. برج های سینی دار و پر شده از تجهیزات متداول در زمینه جذب سولفید هیدروژن هستند [۶]. آلکانوآمین های مورد استفاده در این فرآیند بازهای آلی ضعیفی بوده که در تعداد گروه های آلی متصل به اتم نیتروژن با یکدیگر تفاوت داشته و به ۳ نوع اول، دوم و سوم تفکیک می گردند. از میان آنها مونودی-متیل آمین (MDEA) به نحو چشمگیری در حذف سولفید هیدروژن کاربرد دارد [۷]. بررسی ها نشان می دهد که MDEA واکنش کندتری را با دی اکسید کربن داشته که راه را بر حذف انتخابی این ماده نسبت به H_2S هموار می سازد، حال آنکه استفاده از MDEA به جای دی اتانول آمین (DEA) سبب افزایش بازده واحد شیرین سازی آمین می گردد. همچنین این نوع آمین خوردگی کمتری را نسبت به سایر آمین ها ایجاد نموده و احیای آن نیازمند انرژی کمتری است [۸-۱۰]، حال آنکه DEA به عنوان یک آمین نوع دوم با گوگرد واکنش پذیری کمتری داشته و محصولات واکنش آن خورنده نیستند [۱۱]. مطالعات مختلف نشان می دهد که انحلال پذیری H_2S در

MDEA در بازه دمایی ۱۰ تا ۱۲۰ درجه سانتیگراد و فشار ۰/۱۴۱ تا ۶۹۰۰ کیلوپاسکال از ۱۱/۹ تا ۵۱ درصد وزنی متغیر است [۱۲]. در تمامی تحقیقات گذشته روندی مشابه را برای اثر پارامترهای مختلف عملیاتی مانند دما، دبی و فشار خوراک ورودی و حلال بر میزان جذب سولفید هیدروژن نشان داده‌اند [۱۳ و ۱۴].

هدف از انجام این پژوهش، شبیه‌سازی جذب سولفید هیدروژن و بررسی میزان جذب آن بر سینی‌های برج جذب با توجه به تغییرات پارامترهای عملیاتی شامل دمای خوراک ورودی، دبی خوراک ورودی، فشار خوراک ورودی، دمای حلال ورودی، دبی حلال ورودی، فشار برج جذب و تعداد سینی‌های برج جهت افزایش میزان جذب و مقایسه نتایج خروجی حاصل از نرم‌افزار Aspen Plus با نتایج واقعی می‌باشد. همچنین در این تحقیق اثر دبی حلال ورودی بر توان ریبولر و دما و فشار برج احیاء بر دفع سولفید هیدروژن به صورت موردی بررسی می‌گردد.

۲- توضیح واحد

۲-۱- بخش جداسازی

یکی از مهمترین بخش‌های این فرآیند، واحد جداسازی است. مطابق شکل ۱ برای گرفتن ذرات جامدات و مایعات هیدروکربوری، از یک درام (D-101) استفاده شده است. این درام جهت جداسازی تمامی لخته‌های مایعی که امکان دارد در لوله از گاز ترش به صورت میعان جدا شده باشد، طراحی شده است. پس از درام D-101، فیلتر F-101 قرار دارد که دارای ۲ بخش مجزا است. فیلتر F-101 دارای یک جزء منعقدکننده بوده که دارای راندمان بالایی است و توانایی جداسازی ذرات معلق مایع را دارا می‌باشد و ذرات تا قطر ۱ میکرومتر را جداسازی می‌نماید. فیلتر جامدات، درون F-101 و در ورودی فیلتر منعقدکننده قرار گرفته است و ذرات جامد ناشی از خوردگی لوله را جدا نموده که مهم‌ترین آنها سولفید آهن می‌باشد. مایعات و به ویژه هیدروکربورهای جدا شده از فیلتر و درام جهت جداسازی بهتر به واحد ۱۰۳ ارسال می‌شوند. شایان ذکر است که در زمان تعمیرات می‌توان فیلتر را کنارگذر نمود.

۲-۲- بخش جذب

جهت جلوگیری از میعان هیدروکربن و تشکیل فوم و مشکلات بعدی که ممکن است به دلیل وجود هیدروکربورها در برج C-101 به وجود آید، محلول آمین سبک با دمای ۵ تا ۱۵ درجه سانتیگراد بالاتر از دمای گاز خوراک، از بالای برج وارد می‌شود. مایعاتی که امکان دارد به همراه گاز فرآوری شده، از برج خارج شده باشند، در D-102 جداسازی می‌شوند. این درام در مواقعی که به طور غیر معمول در C-102 فوم ایجاد شود، به عنوان یک درام سرچ جهت جدا شدن حلال (آمین) عمل می‌کند. فاز مایع با توجه به کنترل سطح مایع، جدا شده و به درام فلش آمین سنگین فرستاده می‌شود. یک بخش جداگانه برای کفگیری هیدروکربن‌ها در برج جذب در نظر گرفته شده است. تشخیص لایه هیدروکربن به وسیله اختلاف فشار در برج جذب PID-0026 و گیج سطح LG-0026 انجام می‌شود. عملیات کفگیری هیدروکربن‌ها باید به وسیله اپراتور و به صورت دستی انجام شود. این هیدروکربن‌ها به D-106 فرستاده می‌شود.

۲-۳- درام فلش آمین سنگین^۱

با کنترل سطح آمین در پایین برج جذب، مطابق شکل ۱ آمین سنگین به D-103 فرستاده می‌شود. فشار عملیاتی در این درام ۹ bar است و بسیاری از هیدروکربن‌هایی که در آمین سنگین هستند در فاز بخار در این درام جدا می‌شوند. این درام شامل تیغه‌های عمودی ضد موج^۲ و حذف‌کننده گرداب است. همچنین بخش مجزایی جهت کفگیری هیدروکربن‌ها و جداسازی آنها در مواقع ضروری در نظر گرفته شده است. به دلیل اینکه این گازها دارای مقدار بسیار زیادی H₂S هستند با جریان مجزایی از آمین سبک تماس داده می‌شوند تا H₂S آن به مقدار مجاز ۵۰۰ ppm برسد. برج جذب گاز سوخت دقیقاً بر روی این درام قرار گرفته است. گاز فلش شده شیرین به عنوان سوخت بویلر به شبکه گاز کم فشار سوخت فرستاده می‌شود، که بیشتر شامل هیدروکربون‌های سبک و نیز مقداری CO₂ می‌باشد. میزان آمین سنگین درون درام به وسیله کنترل ارتفاع سطح که بعد از مبدل آمین/آمین (E-101) قرار دارد،

^۱- Rich Amine Flash Dram

^۲- Baffle

کنترل می‌شود. هیدروکربن‌ها به صورت دستی به کف‌گیری^۳ فرستاده می‌شود.

۴-۲- مبدل حرارتی آمین سنگین/آمین سبک

جریان آمین سنگین خروجی از D-103، پیش از ورود به برج احیاء، توسط آمین سبک در مبدل E-103 پیش‌گرم می‌شود. شیر کنترل سطح D-103 در خروجی مبدل آمین/آمین قرار گرفته است و دلیل آن کم کردن مقدار بخارات ایجاد شده تا حد امکان می‌باشد. دمای آمین سنگین تا ۱۰۵ درجه سانتیگراد بالا می‌رود و با عبور از یک شیر فشار شکن، دو فازی شده و دمای آن به ۹۷/۶ درجه سانتیگراد می‌رسد و آماده ورود به برج احیاء با فشار نسبی ۱/۳ bar می‌شود. میزان آمین سبک خروجی از ته برج احیاء، توسط یک شیر، کنترل می‌شود و دمای آن بعد از عبور از مبدل به ۷۲ درجه سانتیگراد می‌رسد.

۵-۲- مشخصات خوراک

شرایط دما، فشار و نرخ جریان خوراک و همچنین ترکیب آن به ترتیب در در جداول ۱ و ۲ نشان داده شده است:

جدول ۱- مشخصات جریان خوراک ورودی

Parameter	Unit	Value
Temperature	°C	25
Pressure	bar (abs)	67.1
flow rate	MMSCFD	486

جدول ۲: ترکیب جریان خوراک ورودی

Component	Concentration	Component	Concentration
H ₂ O (Mole %)	0.055	C ₆ Cut (Mole %)	0.137
N ₂ (Mole %)	3.469	C ₇ Cut (Mole %)	0.08
CO ₂ (Mole %)	1.827	C ₈ Cut (Mole %)	0.043
H ₂ S (Mole %)	0.689	C ₉ Cut (Mole %)	0.013
C ₁ (Mole %)	84.956	C ₁₀ ⁺ (ppm)	50
C ₂ (Mole %)	5.431	COS (ppm)	3
C ₃ (Mole %)	2.005	M-Mercaptane (ppm)	23
IC ₄ (Mole %)	0.369	E-Mercaptane (ppm)	142
NC ₄ (Mole %)	0.568	nPMercaptane (ppm)	43
IC ₅ (Mole %)	0.173	nBMercaptane (ppm)	6
NC ₅ (Mole %)	0.156	HX1Thiol (ppm)	2

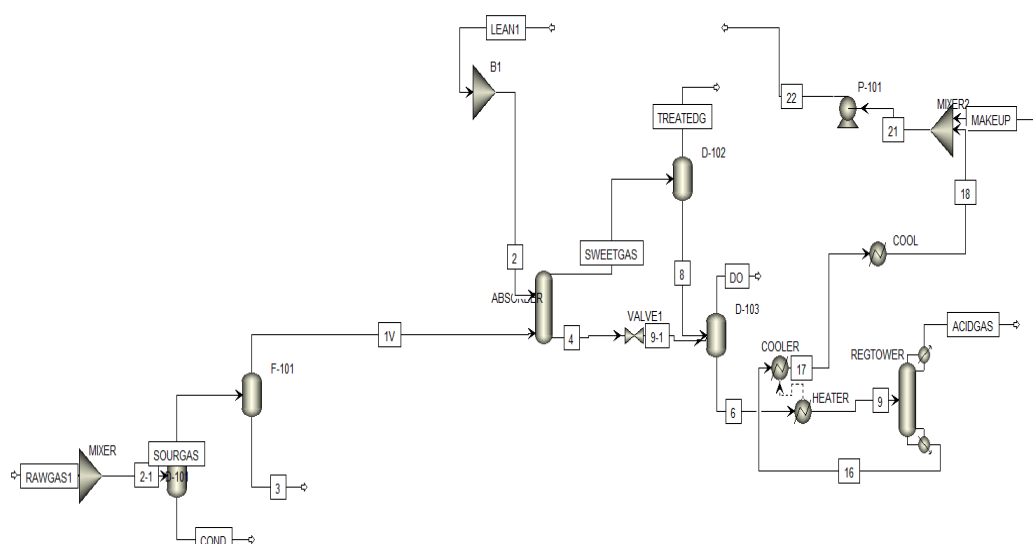
³-Skim Pot

۳- شبیه‌سازی واحد آمین با استفاده از نرم‌افزار Aspen Plus

با استفاده از نرم افزار اسپین پلاس، واحد آمین شبیه سازی شده و در شکل ۱ نشان داده شده است.

فرضیات شبیه‌سازی انجام شده شامل موارد زیر است:

- گاز خروجی عاری از سولفید هیدروژن است.
- دبی خوراک و سایر شرایط عملیاتی بر عملکرد جداسازی تأثیرگذار است.
- فقط سولفید هیدروژن جذب می‌شود.
- فرآیند در حالت پایا است.



شکل ۱: شبیه‌سازی واحد آمین با استفاده از نرم‌افزار Aspen Plus

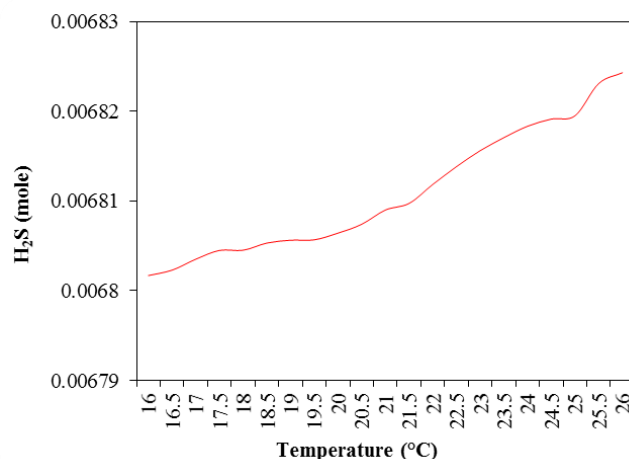
۴- نتایج و بحث

در شبیه‌سازی انجام شده کلیه دماها و فشارها در جریانات مطابق نقشه‌های فرآیندی می‌باشند. در نتیجه دما و فشار از پارامترهای تنظیم شونده در فرآیند شبیه‌سازی حاضر محسوب می‌شوند.

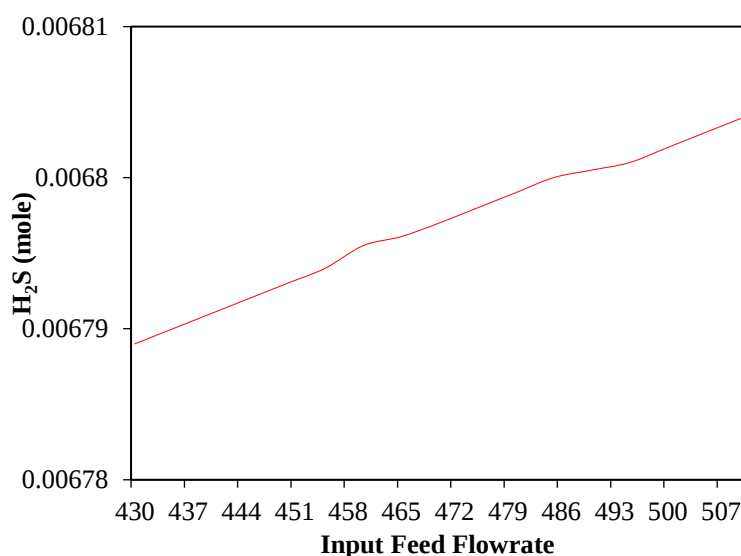
۴-۱- بررسی پارامترهای فرآیندی در برج جذب

یکی از اهداف شبیه‌سازی واحد آمین، بررسی تأثیر شرایط عملیاتی بر روی عملکرد برج جذب و میزان تغییر غلظت سولفید هیدروژن خروجی از برج می‌باشد. با در نظر گرفتن شرایط موجود در واحد و امکان تغییر پارامترهای بررسی شده، پارامترهایی را به عنوان عوامل تأثیرگذار بر روی عملکرد برج انتخاب و اثرات آنها بر روی سیستم بررسی شد. همانطور که در شکل ۲ قابل مشاهده است، با افزایش دمای خوراک ورودی، میزان مول سولفید هیدروژن در خروجی افزایش یافته که به معنای کاهش بازده جذب این ماده در خروجی برج است. شایان ذکر است که این روند مطابق انتظار نزولی است. همچنین دمای متوسط خوراک ورودی به برج جذب، ۲۳/۹ درجه سانتیگراد بوده و هر چه دما کمتر باشد، میزان سولفید هیدروژن خروجی از جریان گاز شیرین کمتر خواهد بود.

شکل ۳ تأثیر دبی خوراک ورودی به برج جذب بر جذب سولفید هیدروژن نشان می‌دهد. همانطور که مشاهده می‌شود با افزایش میزان دبی خوراک، مقدار سولفید هیدروژن خروجی افزایش می‌یابد و روند کلی تغییرات مطابق انتظار نزولی می‌باشد.

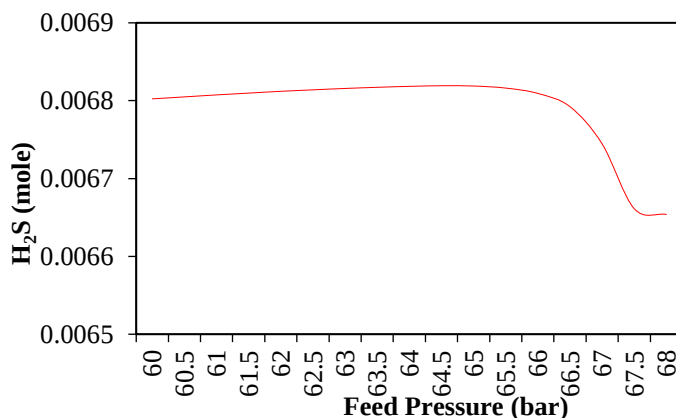


شکل ۲: تأثیر دمای خوراک ورودی به برج جذب بر میزان سولفید هیدروژن



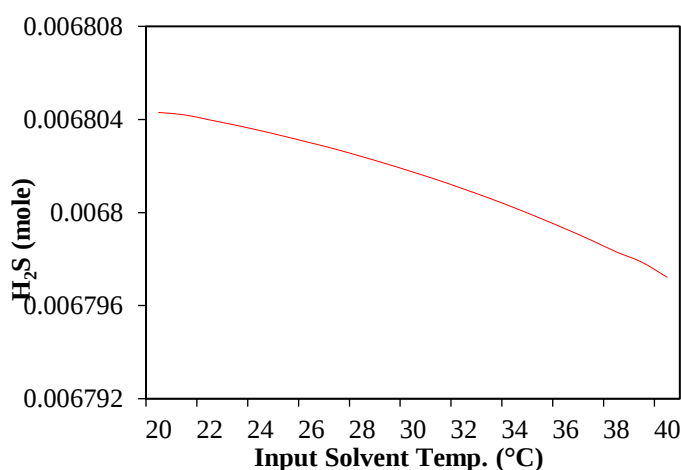
شکل ۳: تأثیر دبی خوراک ورودی به برج جذب بر میزان سولفید هیدروژن

شکل ۴ اثر فشار خوراک ورودی بر عملکرد برج جذب را نشان می‌دهد. با توجه به این نمودار، در ابتدا با افزایش فشار خوراک ورودی، میزان جذب سولفید هیدروژن خروجی افزایش می‌یابد. این روند مطابق انتظار صعودی است. همچنین فشار متوسط در برج جذب، ۶۶/۳ بار می‌باشد و از فشار ۶۶ بار به بالا، میزان سولفید هیدروژن خروجی از جریان گاز شیرین کمتر خواهد بود.



شکل ۴: تأثیر فشار خوراک ورودی به برج جذب بر میزان سولفید هیدروژن

با توجه به شکل ۵ می‌توان مشاهده کرد که با افزایش دمای حلال ورودی، میزان جذب سولفید هیدروژن افزایش یافته و این روند مطابق انتظار صعودی است. همچنین دمای متوسط حلال ورودی به برج جذب، ۳۵ درجه سانتیگراد می‌باشد. به طور کلی می‌توان گفت که هر چه دما بیشتر باشد، میزان سولفید هیدروژن خروجی از جریان گاز شیرین کمتر خواهد بود.

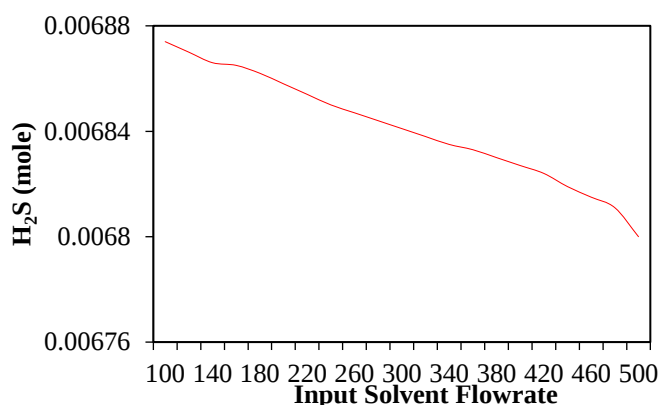


شکل ۵: تأثیر دمای حلال ورودی به برج جذب بر میزان سولفید هیدروژن

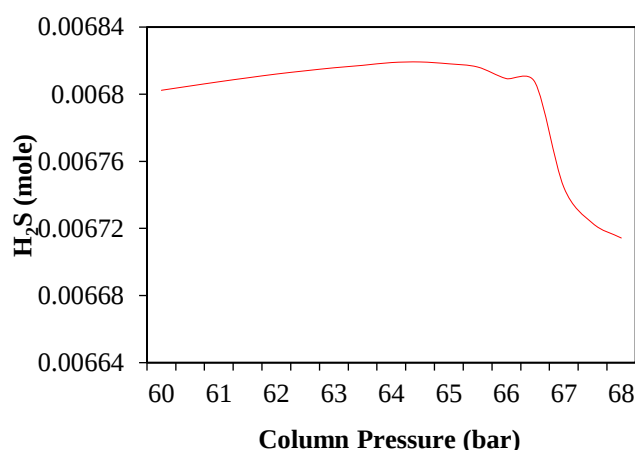
شکل ۶ روند تغییرات جذب سولفید هیدروژن را با توجه به دبی حلال ورودی نشان داده است. با توجه به این شکل، با افزایش دبی حلال ورودی، میزان سولفید هیدروژن خروجی از جریان گاز شیرین کاهش می‌یابد.

در شکل ۷ به بررسی تغییرات فشار در برج جذب و تأثیر آن بر سولفید هیدروژن خروجی از جریان گاز شیرین پرداخته شده است. همانطور که ملاحظه می‌شود، که در محدوده فشار ۶۶ بار تا ۶۸ بار، میزان جذب سولفید هیدروژن به صورت محسوسی افزایش می‌یابد و بهترین جذب در فشار ۶۸ بار می‌باشد. اما برای برج واحد آمین فشار برج را ۶۶/۳ در نظر گرفته شده است.

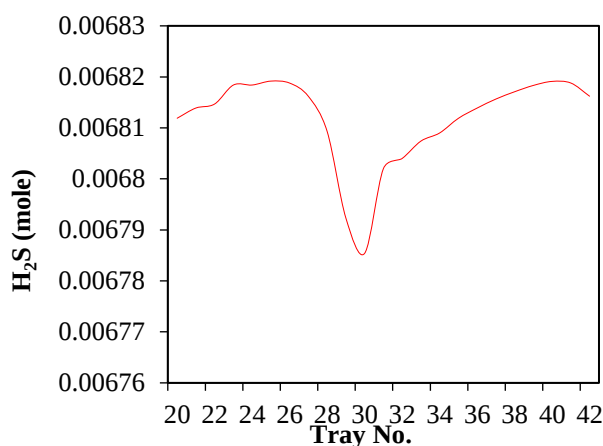
نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهد که با افزایش تعداد سینی‌های برج، میزان جذب سولفید هیدروژن افزایش می‌یابد. همچنین با افزایش تعداد سینی‌ها، مراحل جداسازی نیز بیشتر شده، لذا خلوص سولفید هیدروژن خارج شده از انتهای برج نیز افزایش می‌یابد. تعداد سینی مورد استفاده در این برج ۳۴ عدد می‌باشد. در شکل ۸ بهترین جذب در سینی ۲۶ تا ۳۰ اتفاق افتاده است و افزایش تعداد زیاد سینی مقرون به صرفه نمی‌باشد.



شکل ۶: تأثیر دبی حلال ورودی به برج جذب بر میزان سولفید هیدروژن



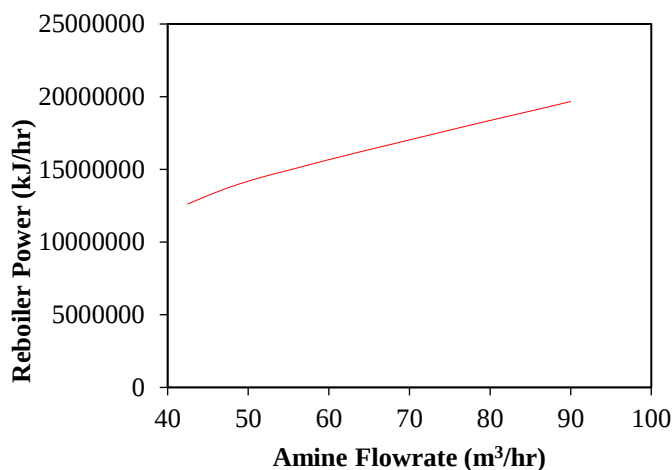
شکل ۷: تغییرات فشار برج جذب بر میزان سولفید هیدروژن خروجی



شکل ۸: تأثیر تعداد سینی‌های برج جذب بر میزان سولفید هیدروژن خروجی

۴-۲- مطالعه موردی

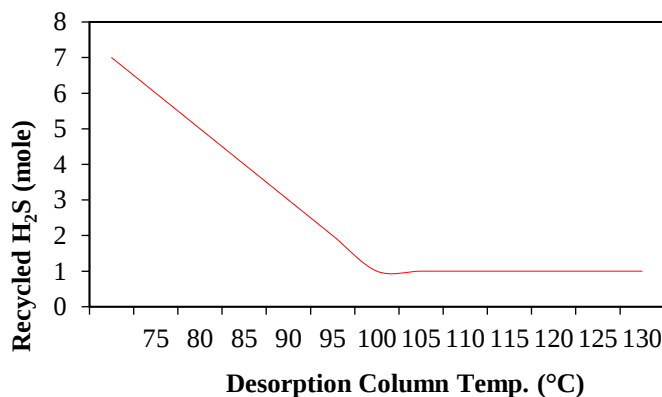
جهت بررسی میزان تغییرات بار حرارتی ریبولر در برج احیاء با تغییرات میزان دبی حلال در گردش، میزان این پارامتر در محدود $42-90 \text{ m}^3/\text{hr}$ تغییر داده شده و اثر آن در شکل ۹ نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می‌شود، افزایش دبی حلال در گردش باعث ورود بیشتر مایع به برج احیاء و ریبویلر آن می‌گردد. در این برج جهت جداسازی گازهای اسیدی از آمین و تبخیر میزان مشخصی از آمین، با افزایش حلال استفاده شده، انرژی مورد نیاز نیز افزایش می‌یابد.



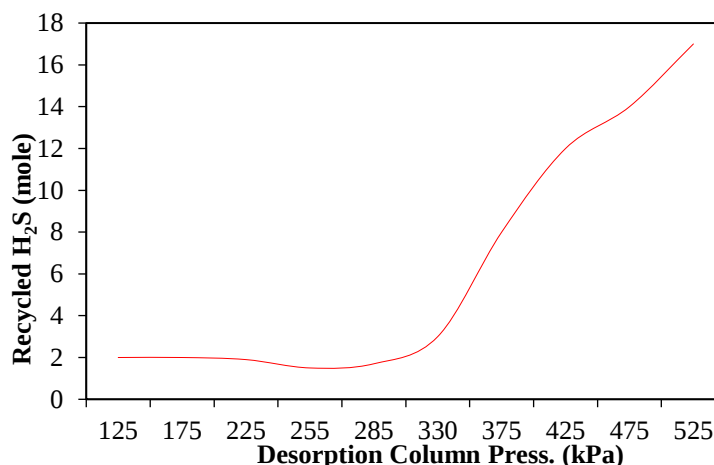
شکل ۹: تأثیر دبی حلال ورودی به برج احیاء بر روی ریبویلر

همچنین با افزایش دمای برج احیاء میزان سولفید هیدروژن برگشتی به فرآیند کاهش می‌یابد، که این کاهش پارامتر مناسبی جهت افزایش کارایی سیستم محسوب می‌گردد. با توجه به شکل ۱۰ دمای برج دفع مورد بحث 103 درجه سانتیگراد می‌باشد و از دمای 100 درجه به بالا میزان سولفید هیدروژن کاهش می‌یابد، ولی این میزان به صورت ناچیزی کاهش می‌یابد، پس ننگه داشتن دما در 103 درجه، هم از هزینه‌های اضافی دما جلوگیری می‌کند و هم از تجزیه آمین جلوگیری می‌کند.

با توجه به شکل ۱۱، با افزایش فشار میزان دفع سولفید هیدروژن در جریان خروجی از انتهای برج افزایش می‌یابد، که هر چه این مقدار بیشتر باشد باعث کاهش بازده فرآیند گردیده و پدیده‌ای نامطلوب است. فشار متوسط برج دفع در این فرآیند 260 کیلوپاسکال می‌باشد. در این شکل در محدوده فشار 255 تا 280 کیلوپاسکال، میزان جذب بیشتری رخ می‌دهد.



شکل ۱۰: تأثیر دمای برج احیاء بر روی سولفید هیدروژن دفع شده



شکل ۱۱: تأثیر فشار در برج احیاء بر روی سولفید هیدروژن

۵- نتیجه گیری

در این پژوهش، شبیه سازی واحد آمین با نرم افزار Aspen Plus انجام گرفت و اثر پارامترهای دمای خوراک ورودی، دبی خوراک ورودی، فشار خوراک ورودی، دمای حلال ورودی، دبی حلال ورودی، فشار برج جذب و تعداد سینی برج بر عملکرد سیستم مورد مطالعه قرار گرفت. نتایج نشان داد که کاهش دما و دبی و افزایش فشار خوراک ورودی به برج و همچنین افزایش دبی حلال ورودی به برج جذب موجب افزایش جذب سولفید هیدروژن در برج جذب و کاهش میزان سولفید هیدروژن در جریان خروجی می شود. شایان ذکر است که افزایش دمای جریان حلال ورودی و همچنین فشار برج سبب جذب بیشتر سولفید هیدروژن در برج می گردد. براساس نتایج حاصل شده با افزایش تعداد سینی در برج جذب، میزان جذب سولفید هیدروژن افزایش یافته و تعداد زیاد سینی باعث خلوص بیشتر جریان خروجی می شود. مطالعه موردی انجام شده حاکی از آن است که با افزایش دبی حلال در گردش میزان انرژی مورد نیاز ریبویلر روند صعودی را نشان داد. شایان ذکر است که افزایش دما و کاهش فشار برج احیاء سبب افزایش کارایی سیستم می گردد.

مراجع

[1] Shareefden Z.M., Ahmed W., Aidan A. Kinetics and modeling of H₂S removal in novel biofilter. Chem. Eng. and Sci. 1, 72-76, 2011.

[۲] افخمی پور م، آذین ر، عصفوری ش، مدل سازی جذب انتخابی گاز هیدروژن سولفید توسط محلول متیل دی اتانول آمین در برج جذب پرشده، شیمی و مهندسی شیمی ایران، ۱۳۹۱، دوره ۳۱، شماره ۲ (۶۵)، از صفحه ۲۷ تا صفحه ۳۹.

3. Hedayat M., Soltanieh M., Mousavi S.A., Simultaneous Separation of H₂S and CO₂ from natural gas by hollow fiber membrane contactor using mixture of alkanolamines, J. Membrane Sci, 377, 191-197, 2011.

4. Alvarez-cruz R., Sanchez-Flores B.E., Torres-Conzaiez J., Antano-Lopez R., Castaneda F., Insights in the development of a new method to treat H₂S and CO₂ from sour gas by alkali, Fuel, 100, 173-176, 2012.

۵. تقی ذوقی ع، حسین نژاد مکی ه، مهدیارفر م، پاک سرشت س، زارع م، بختیاری الف، توسعه روشی با راندمان جداسازی

بالا برای تغلیظ گاز سولفید هیدروژن در مخلوط گازهای اسیدی، فرآیند نو، دوره ۸، شماره ۴۲ - ۱۳۹۲، صفحه ۲۷-۴۴.

۶. قاسم زاده م.، علیزاده ر.، فاتحی فر الف.، روحی پ.، بنی هاشمی م.، بررسی تجربی و مدل سازی جذب سولفید هیدروژن در برج های سیم مرطوب به وسیله محلول آمین، نشریه علوم و مهندسی جداسازی، دوره ۷، شماره ۱ - ۱۳۹۴، صفحه ۱-۱۰.

7. Kohl A.L., Nielsen R.B., Chapter 2—Alkanolamines for Hydrogen Sulfide and Carbon Dioxide Removal. In Gas Purification, 5th ed.; Gulf Professional Publishing: Houston, TX, USA, 40–186, 1997.

8. Maddox R. N., Gas Conditioning and Processing, Vol. 4, Gas and liquid Sweetening, Campbell petroleum series, 1982.

9. Jou F.Y., Carroll J.J., Mather A.E, Otto F.D., The solubility of carbon dioxide and hydrogen sulfide in a 35 wt% aqueous solution of methyldiethanolamine, Canadian Society for Chemical Engineering, 71 (2), 264-268, 1993.

10. Aaron D., Tsouris C., Separation of CO₂ from flue gas: a review. Sep. Sci. Technol., 40(1–3), 321–348, 2005.

11. Diab F., Provost E., Laloue N., Alix P., Fürst W.. Effect of the incorporation of speciation data in the modeling of CO₂-DEA-H₂O system. Fluid Phase Equilibria, 353, 22–30, 2013.

12. Shoukat U., Pinto D.D., Knuutila H.K., Study of Various Aqueous and Non-Aqueous Amine Blends for Hydrogen Sulfide Removal from Natural Gas, Processes, 7(3), 160-175, 2019.

13. Mazloumi S.H., Haghtalab A., Jalili A.H., Shokouhi, M., Solubility of H₂S in aqueous diisopropanolamine+piperazine solutions: New experimental data and modeling with the electrolyte cubic square-well equation of state. J. Chem. Eng. Data, 57, 2625–2631, 2012.

14. Naji S.Z., Abd A.A., Sensitivity analysis of using diethanolamine instead of methyldiethanolamine solution for GASCO'S Habshan acid gases removal plant, Frontiers in Energy, 13, 317–324, 2019.