



دانشکده مهندسی شیمی

موضوع پروژه کارشناسی:

شبیه سازی تصفیه گاز ترش (حاوی H_2S) توسط محلول آمین در نرم افزار Aspen HYSYS

استاد راهنما:

جناب آقای دکتر سید مجید عبدلی

دانشجو:

امید دادخواه زین آباد

شهریور ماه ۱۴۰۱

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

فهرست مطالب:

چکیده.....	۴
فصل اول (مقدمه).....	۵
آمین.....	۶
گاز ترش.....	۷
جذب.....	۸
فصل دوم (داده های عملیاتی).....	۱۲
فصل سوم (شبیه سازی).....	۱۵
برج جذب فشار متوسط.....	۱۶
برج جذب فشار پایین.....	۲۱
فصل چهارم (نتیجه گیری).....	۲۷
فصل پنجم (مشکلات فرایند و ایده های جایگزین).....	۲۹
مراجع.....	۳۰

چکیده :

گاز H_2S در فرآیند های پالایش که هوا در حضور گوگرد موجود در نفت یا برش های آن قرار دارد تولید میشود و همراه محصول از واحد هایی خارج میشود که به دلیل بوی بد حاصل از محتویات گوگردی آن «گاز ترش» نامیده می شود. گاز ترش به علت محتویات گوگردی آن که می تواند برای تنفس بسیار خطرناک و سمی باشد گاز نامطلوبی بوده و نیز به شدت باعث خوردگی می شود. علاوه بر این گوگرد موجود در گاز ترش می تواند استخراج شود و به عنوان محصول جانبی به فروش برسد. در فرآیند شیرین سازی گاز ترش این ناخالصی ها از گاز حذف شده و گاز برای حمل و نقل و استفاده مهیا می گردد. بخاطر خوردگی بالای آمین، به صورت محلول همراه با آب مورد استفاده می گیرد. در صنعت پالایش نفت و گاز استفاده از محلول آمین برای تصفیه گاز ترش رایج میباشد. گاز عاری از محتویات گوگردی را «گاز شیرین» می نامند. این روش که جزء شیوه های شیمیایی برای تصفیه گاز ترش می باشد بسته به نوع آمین و مقدار H_2S واحد طراحی میشود. در این مقاله سعی بر آن شده با داده هایی از پالایشگاهی شبیه سازی فرآیند شیرین سازی با استفاده از محلول آمین نوع دوم (DEA) صورت گیرد.

کلیدواژه: گاز H_2S ، گاز ترش، آمین، تصفیه، گاز شیرین، شبیه سازی



فصل اول: مقدمه

سولفید هیدروژن یک ترکیب غیر مطلوب در مخازن و جریان‌ات گازی به شمار می‌رود که نه تنها سهم اقتصادی هیدروکربن‌های با ارزش گازی را کم می‌کند بلکه دارای اثرات سمی بوده و باعث خوردگی تجهیزات و مسموم کردن کاتالیست‌ها نیز می‌گردد. حذف این گاز از جریان‌های گازی توسط حلال‌های شیمیایی یا مواد قلیائی، از فرآیندهای مهم صنعتی به شمار می‌آید. در سال ۱۹۳۰ برای اولین بار آمین‌ها برای تصفیه گازهای اسیدی مورد استفاده قرار گرفتند. محلول‌های آمین دارای ساختار و انواع مختلفی بوده و کاربردهای متفاوتی در جذب گازها برخوردار می‌باشند. انتخاب محلول آمین مناسب به شرایط دمایی، فشار گاز، درصد ترکیب گاز و خلوص مورد نیاز برای گاز تصفیه شده بستگی دارد [1, 2]. جذب سولفید هیدروژن از فرآیندهای جذب واکنش‌دار بوده و واکنش جزء جذب شونده با محلول آمین باعث به وجود آمدن مزیت‌های فرآیندی مختلفی می‌شود [۳]. مقدار هیدروژن سولفید^۱ موجود در محصولات نهایی پس از پالایش، باید کمتر از ۴ ppm باشد [۴].

^۱ H₂S



آمین

آمین‌ها مواد آلی نیتروژن داری هستند که از ترکیب مواد آلی مخصوص (معمولا الکل) با آمونیاک بدست می آیند در واکنش اصلی یکی از هیدروژن های آمونیاک با رادیکال ماده شیمیایی آلی تعویض می گردد. هر مولکول از آمین ها حداقل یک گروه هیدروکسی (OH) و یک گروه آمینو (NH₂,NH) دارند. گروه هیدروکسی با بالا بردن وزن مولکولی که موجب کاهش فشار بخار و افزایش حلالیت آمین در آب می گردد و آمینو قدرت بازی کافی در محلول آمین ها در آب به منظور جذب گازهای اسیدی را بوجود می آورد. امروزه محلول های آلکانول آمین به طور وسیعی به منظور حذف گازهای اسیدی از جریان گاز به عنوان مثال گاز طبیعی و گاز سنتز مورد استفاده قرار می گیرند. دی اتانول آمین (DEA) یک آمین نوع دوم بوده و یکی از آلکانول آمین های مورد توجه در جداسازی و از بین بردن گازهای اسیدی است. به دلایل متعددی چون گرمای واکنش کمتر و اثر خوردگی کمتر نسبت به آمین های نوع دیگر دارد و اینکه با H₂S انتخابی تر عمل میکند، استفاده از آن بیش از آمین های دیگر است [۵]. در سال ۱۹۳۰، TEA اولین آمینی بود که در شیرین سازی گاز ترش استفاده شد و در سال ۱۹۷۵، Perry و همکارانش دی اتانول آمین^۲ را در شیرین سازی استفاده کردند و نتایج مطلوبی بدست آوردند.

جدول (۱-۱) خانواده آلکانول آمین ها که در صنعت شیرین سازی گاز به کار می روند به ترتیب ساختار مولکولی

$(\text{HO-C}_2\text{H}_4)_2=\text{NH}$	DEA	دی اتانول آمین
$\text{NH}_2\text{-C}_2\text{H}_4\text{-OH}$	MEA	اتانول آمین
$\text{CH}_3\text{N}(\text{C}_2\text{H}_4\text{OH})_2$	MDEA	متیل دی اتانول آمین
$(\text{C}_3\text{H}_6\text{-OH})_2=\text{NH}$	DIPA	۱-آمینو-۲-پروپانول
$\text{HO-C}_2\text{H}_4\text{-O-C}_2\text{H}_4\text{-NH}_2$	DGA	دی گلیکول آمین

² DEA



گاز شیرین

گاز طبیعی بسته به موقعیت و خواص سنگ های مخزن ، حاوی مقادیر متفاوتی از دی اکسید کربن (CO_2)، سولفید هیدروژن و مرکاپتان ها^۳ می باشد که وجود هر یک از اینها در جریان گاز می تواند سبب بروز مشکلاتی گردد [۶].

جدول (۱-۲) گاز شیرین بر اساس استاندارد شرکت ملی گاز ایران

48 mg/ Nm ³	سولفید هیدروژن (H_2S)
2% mol	دی اکسید کربن (CO_2)
15 mg/ Nm ³	مرکاپتان ها (RSH)
141 mg/ Nm ³	کل گوگرد همراه

از تکنیک های مختلفی برای شیرین سازی گاز طبیعی استفاده می شود که می توان به شیرین سازی با حلال های شیمیایی نظیر محلول آمین، استفاده از کربنات ها نظیر محلول کربنات پتاسیم داغ، استفاده از حلال های فیزیکی نظیر دی متیل پلی اتیلن گلیکول و کربنات پروپیلین و استفاده از جاذب های جامد نظیر غربال مولکولی اشاره نمود. آمین ها رایج ترین و پر استفاده ترین محلول ها برای جداسازی H_2S و CO_2 از گاز طبیعی هستند که به دلیل واکنش پذیر بودن با ناخالصی های مذکور موقعیت ویژه ای در صنایع شیرین سازی دارند [۷].

³ RSH



جدول (۱-۳) ترکیبات گوگردی آلاینده گازها و مایعات هیدروکربینی عبارتند از: [۶]

H – S – H	H ₂ S	Hydrogen Sulfide
O = C = S	COS	Carbonyl Sulfide
R – S – H	RSH	Mercaptan Sulfur
R – S – R	R ₂ S	Dialkyl Sulfide
R – S – S – R	R ₂ S ₂	Dialkyl Disulfide
	S	Elemental Sulfur
S = C = S	CS ₂	Carbon Disulfide

فرآیند جذب

جذب گاز فرایندی است که در آن یک مخلوط گازی در تماس با یک حلال مایع قرار میگیرد تا به طور انتخابی یک یا چند جزء مورد نظر از مخلوط گازی را در خود حل کند. اغلب فرایندهای جذب به یک ماده خارجی نیاز دارند که به فرایند وارد شده و به عنوان حلال مایع عمل می نماید. نظر به اینکه اصول فرایندهای جذب و دفع یکسان است هر دو فرایند به طور همزمان بررسی میشود. همچنین برای جذب از دو نوع برج آکنه و سینی دار استفاده می شود که بحث خواهد شد. دبی مایع و گاز، درجه حرارت و فشار متغیرهای مهمی هستند که باید تعیین شوند. هرچقدر ضریب جذب بزرگتر باشد به عنوان مثال با افزایش مقدار مایع، طول ستون جذب یا تعداد سینیهای مورد نظر برای جذب کاهش می یابد.

- درجه حرارت: در جذب، کاهش دما حلالیت جزء مورد نظر (گاز) را در مایع افزایش می دهد. یعنی در جذب کاهش دما و در دفع افزایش دما مطلوب خواهد بود.
- فشار: فشار بالا منجر به افزایش حلالیت ماده حل شونده (گاز) در مایع میشود. یعنی در جذب افزایش فشار و در دفع کاهش فشار مطلوب خواهد بود (عکس دما).

یکی از مهمترین مباحث مربوط به برج های جذب انتخاب حلال می باشد که بر اساس معیارهای زیر صورت می گیرد:



۱. حلالیت گاز: حلالیت گاز در حلال مایع باید بالا باشد تا شدت جذب گاز زیاد و مقدار مصرفی حلال مورد نیاز کم شود. معمولاً حلالی که از نظر طبیعت شیمیایی مشابه ماده حل شونده باشد، امکانات زیادی را جهت انحلال حل شونده فراهم میسازد.

۲. فراریت: فشار بخار باید کم باشد، زیرا گاز خروجی از یک فرایند جذب معمولاً از بخار حلال اشباع است و لذا اتلاف حلال در صورت بالا بودن فشار بخار آن زیاد خواهد بود.

۳. قیمت: حلال نباید گرانبها باشد تا اتلاف آن هزینه زیادی را ایجاد نکند و به علاوه به آسانی تهیه شود.

۴. ویسکوزیته: کم بودن ویسکوزیته به دلایل تسریع به سرعت جذب، افت فشار کم در تلمبه کردن و خواص مفید در انتقال حرارت، ترجیح داده میشود.

۵. خواص متفرقه: حلال در صورت امکان نباید سمی و آتشگیر باشد. باید از نظر شیمیایی پایدار بوده و نقطه انجماد آن نیز پایین باشد. همچنین خاصیت خوردندگی بالایی نداشته باشد.

ترکیب نسبی جزء حل شونده از مخلوط گاز، در هنگام حرکت به طرف بالای برج و تماس با سطوح حلال به تدریج کاهش می یابد. همچنین حلال جزء حل شونده را در خود حل کرده و از انتهای پایین برج به شکل یک محلول با جزء سنگین تر خارج می شود [۸].

برج های آکنده به دلیل آن که انتقال جرم و گرما بالایی را بین فاز گاز و مایع ایجاد می کنند، بیشترین استفاده را در فرایندهای جذب دارا هستند [۹]. در نتیجه، مدلسازی فرایند جذب کربن دی اکسید در آلکانوآمین ها به وسیله ی برج جذب آکنده، بسیار مورد توجه پژوهشگران بوده و پژوهش های بسیاری، از جذب گازها در محلول های آمین در مراجع ارایه شده اند. در اولین پژوهش ارایه شده در این زمینه، تریبال^۴ در سال ۱۹۶۹ [۱۰] برای گازها در برج های آکنده، مدلی را بر اساس موازنه جرم و انرژی ارایه داد که فقط شامل جذب فیزیکی بوده و جذب همراه با واکنش را شامل نمی شد.

⁴ Treybal



به منظور تکمیل این کار، پاندیا^۵ [۱۱] حل معادلات همزمان جرم و انرژی، در نظر گرفتن واکنش های جذب و ایده آل فرض کردن محلول مایع و گاز، مدل فرایند جذب در مونو اتیل آمین را ارائه کرد که نقطه ضعف اصلی آن عدم مقایسه نتیجه های مدل با اطلاعات تجربی است. پس از آن در سال ۱۹۸۶، فرومنت^۶ و همکارانش در کاری مشابه [۱۲]، مدلی را برای فرایند جذب کربن دی اکسید در آلکانو آمین ها ارائه کردند که هدف اصلی آن برج های آکنده تجاری بوده اما اطلاعات عملیاتی برای اعتبارسنجی نتیجه های این مدل گزارش نشده است. نخستین پژوهشی که در آن نتیجه های به دست آمده از مدل به وسیله ی اطلاعات آزمایشگاهی اعتبارسنجی شد، پژوهش های تونتیواچوتیکول^۷ [۱۳] است که در آن دقت مدل پاندیا در شبیه سازی سامانه جذب کربن دی اکسید در مونو اتیل آمین مورد بررسی قرار گرفت. در دیگر پژوهش های انجام شده در این آلتیکی^۸ و همکارانش در سال ۱۹۹۳ [۱۴] به مدلسازی فرایند جذب کربن دی اکسید در آمینو متیل پروپانول پرداختند که نتیجه های به دست آمده از این پژوهش نیز اعتبار سنجی نشد. آبولدهیرو^۹ همکارانش [۱۵] مدل پاندیا را با فرض ثابت بودن دبی گاز و مایع در طول برج آکنده و عدم تغییر ویژگی های فیزیکی ترکیب ها با دما، به وسیله ی اطلاعات تجربی منتشر شده در مراجع [۱۶] مورد بررسی قرار دادند که نتیجه ها، مطابقت قابل قبول مدل با داده های تجربی را نشان میداد.

در سال ۲۰۰۶، گابریئلسن^{۱۰} و همکارانش [۱۷] پس از جمع آوری داده های تجربی از برج آکنده جذب کربن دی اکسید در محلول مونو اتیل آمین، مدل فرایند جذب را بر اساس حل معادلات موازنه جرم و انرژی، نفوذ مولکولی اجزا گاز در مایع، واکنشهای جذب و تغییر دبی مایع و گاز بر اثر تبخیر و انتقال جرم بین فازها ارائه دادند که در مقایسه با پژوهش های مشابه، خطای آن در مقایسه با داده های آزمایشگاهی مورد قبول بوده است [۱۸]. مطالعه های بسیاری در زمینه مدلسازی انتقال جرم جذب گاز کربن دی اکسید و جذب همزمان گاز های هیدروژن سولفید و کربن دی اکسید توسط محلول متیل دی اتانول آمین در برج انجام شده است.

⁵ Pandya

⁶ Froment

⁷ Tontiwachwuthikul

⁸ Alatiqi

⁹ Aboudhier

¹⁰ Gabrielsen



پاچیکو^{۱۱} و همکاران در سال ۱۹۹۸ میلادی مدلسازی جذب همزمان هیدروژن سولفید و گاز کربن دی اکسید را در محلول آمین با استفاده از تعمیم الگوریتم های برج در نرم افزار اسپین انجام دادند [۱۹]. به دلیل این که سامانه دارای الکترولیت های ضعیف می باشد فرض ایده آل بودن فاز مایع ممکن است غیر واقعی به نظر برسد. مدل های ترمودینامیکی گوناگونی برای محاسبه فشار جزئی تعادل گاز های اسیدی بر روی محلول آمین وجود دارد، در مدل انتقال جرم مقدار های تعادلی گاز هیدروژن سولفید، به دلیل واکنش سریع میان گاز هیدروژن سولفید و محلول متیل دی اتانول آمین به طور معمول صفر در نظر گرفته می شود [۲۰]. مرسوم ترین و مطلوب ترین روش جدا سازی گاز ها در صنعت، استفاده از برج های جذب می باشد. در این رو حلال های مناسب و مخلوط های گاز را در دو جهت مختلف عبور می دهند که با توجه به حلال های مورد استفاده، گاز مورد نظر جدا می شود.

¹¹ Pacheco



فصل دوم: داده های عملیاتی

طبق داده های عملیاتی که در قالب جدول آورده شده است مقدار سولفید هیدروژن همراه گاز که در فشار 19 bar g و دمای 49°C وارد برج جذب فشار متوسط^{۱۲} می شود (جدول ۱-۱)، با استفاده از شبیه سازی سولفید هیدروژن ورودی به برج توسط جریان محلول دی اتانول آمین که از بالای برج وارد می شود جذب گردد. همچنین داده های عملیاتی در (جدول ۲-۱) برای برج جذب فشار پایین^{۱۳} داده شده است که باید سولفید هیدروژن همراه گاز با استفاده از شبیه سازی توسط محلول دی اتانول آمین جذب شود و گاز خروجی عاری از سولفید هیدروژن باشد.

¹² Medium Pressure Absorber

¹³ Low Pressure Absorber



جدول ۱-۲) اطلاعات مربوط به جریان های ورودی و خروجی از برج جذب فشار متوسط

Components (k mol/h)	Sour Gas (V)	Lean Amine (L)	Treated Gas (V)	Rich Amine (L)
H ₂	541.15	0	540.45	0.7
H ₂ O	3.69	3580.92	7.47	3577.14
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	79.41	5.49	55 PPM VOL	84.86
CH ₄	75.28	0	75.16	0.12
C ₂ H ₆	43.34	0	43.28	0.06
C ₃ H ₈	28.28	0	28.25	0.03
N-C ₄ H ₁₀	11.02	0	11.02	0
I-C ₄ H ₁₀	7.31	0	7.31	0
N-C ₅ H ₁₂	2.12	0	2.12	0
I-C ₅ H ₁₂	1.7	0	1.7	0
N-C ₆ H ₁₄	2.62	0	2.62	0
DEAMINE	0	261.53	0	261.53
N ₂	1.92	0	1.92	0
TOTAL FLOWRATE (kgmole/h)	797.95	3847.93	721.33	3924.56
PRESSURE (bar g)	19	22.5	18	5.2
TEMPERATURE (°C)	49	60	61	69



جدول ۲-۲) اطلاعات مربوط به جریان های ورودی و خروجی از برج جذب فشار متوسط

Components (k mol/h)	Sour Gas (V)	Lean Amine (L)	Treated Gas (V)	Rich Amine (L)
H ₂	590.24	0	590.14	0.1
H ₂ O	8.83	2745.37	28.23	2725.96
CO ₂	0	0	0	0
H ₂ S	61.66	4.21	76 PPM VOL	65.78
CH ₄	238.09	0	238.03	0.05
C ₂ H ₆	126.26	0	126.24	0.03
C ₃ H ₈	88.83	0	88.82	0.02
N-C ₄ H ₁₀	37.5	0	37.5	0
I-C ₄ H ₁₀	24.66	0	24.66	0
N-C ₅ H ₁₂	5.58	0	5.58	0
I-C ₅ H ₁₂	23.24	0	23.24	0
N-C ₆ H ₁₄	7.11	0	7.11	0
DEAMINE	0	200.51	0	200.51
N ₂	3.32	0	3.32	0
TOTAL FLOWRATE (kmol/h)	1215.45	2950.08	1172.97	2992.57
PRESSURE (bar g)	5	9	3.6	1.7
TEMPERATURE (°C)	42	50	50	56



فصل سوم: شبیه سازی

برج جذب فشار متوسط

برای شبیه سازی با نرم افزار Aspen HYSYS ابتدا ترکیبات^{۱۴} لازم را وارد می کنیم ، سپس معادله ترمودینامیکی^{۱۵} متناسب با ترکیبات داده شده انتخاب می شود همچنین برای همین منظور نوع معادله را گاز اسیدی برای حلال شیمیایی^{۱۶} انتخاب می شود. پس از مراحل فوق که مستطیل نشان دهنده تکمیل و درست بودن اطلاعات سبز می شود به قسمت شبیه سازی^{۱۷} نرم افزار رجوع می کنیم. دو جریان یکی برای جریان گاز ترش و یکی برای حلال آمین تعریف می کنیم و دما و فشار و ترکیب درصد ترکیبات را وارد می کنیم .

¹⁴ Components

¹⁵ Fluid package

¹⁶ Acid Gas _Chemical Solvents

¹⁷ Simiulation



جدول ۳-۱) اطلاعات وارد شده به نرم افزار برای جریان گاز ترش ورودی به برج فشار متوسط

Components (k mol/h)	Sour Gas (V)
H ₂	543
H ₂ O	3.7
CO ₂	0
H ₂ S	79.68
CH ₄	75.53
C ₂ H ₆	43.48
C ₃ H ₈	28.37
N-C ₄ H ₁₀	11.05
I-C ₄ H ₁₀	7.33
N-C ₅ H ₁₂	2.12
I-C ₅ H ₁₂	1.7
N-C ₆ H ₁₄	0.05
DEAMINE	0
N ₂	1.92
TOTAL FLOWRATE (kmol/h)	798
PRESSURE (kpa)	2001
TEMPERATURE (°C)	49



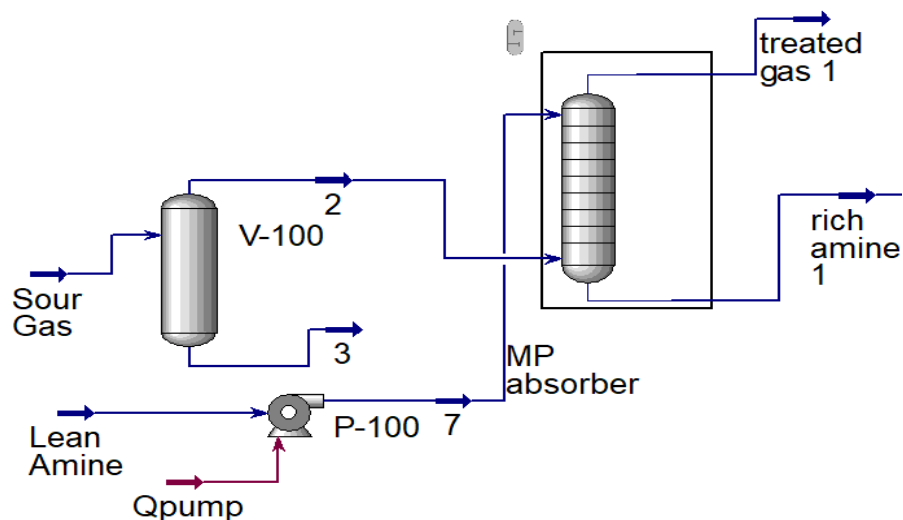
جریان فوق در ابتدای ورود به واحد برای اطمینان از خالص بودن گاز وارد جداساز می شود تا اگر مایع جزئی همراه گاز بود جدا شود و گاز خالص به برج جذب وارد شود .

جدول ۳-۲) اطلاعات جریان محلول آمین ورودی به برج فشار متوسط

Components (k mol/h)	Lean Amine (L)
H ₂	0
H ₂ O	3580.91
CO ₂	0
H ₂ S	5.49
CH ₄	0
C ₂ H ₆	0
C ₃ H ₈	0
N-C ₄ H ₁₀	0
I-C ₄ H ₁₀	0
N-C ₅ H ₁₂	0
I-C ₅ H ₁₂	0
N-C ₆ H ₁₄	0
DEAMINE	261.52
N ₂	0
TOTAL FLOWRATE (kg mole/h)	3848
PRESSURE (kpa)	1000
TEMPERATURE (°C)	60



جریان محلول آمین بخاطر پایین بودن فشار قبل از ورود به برج وارد پمپ می شود تا فشار جریان تا حدود 2351K pa افزایش یابد تا فشار داخل برج را کاهش ندهد که این اتفاق موجب افت جذب خواهد بود. سپس برج جذب را از قسمت تجهیزات انتخاب می کنیم و جریان هارا وارد برج کرده و دو جریان را نیز به عنوان های گاز تصفیه شده^{۱۸} و آمین غنی^{۱۹} از آن خارج می کنیم. برای کار کردن برج باید اطلاعات تکمیلی از جمله تعداد سینی ها که بر اساس حدس و خطا ۲۰ عدد می باشد وارد می کنیم همچنین فشار بالای برج در حدود 1931 K pa و فشار پایین برج حدودا 1951 K pa می باشد پس از وارد کردن اطاعات فوق برج جذب که فشار متوسط نام دارد اجرا خواهد شد . با رجوع کردن به قسمت اطلاعات ترکیبات برج می توان تغییرات در خروجی هارا مشاهده کرد .



شکل ۳-۱ شماتیک شبیه سازی برج جذب فشار متوسط در نرم افزار Aspen HYSYS

نتایج خروجی به حالت زیر در جداول آمده شده است.

¹⁸ Treated Gas

¹⁹ Rich Amine



جدول ۳-۳) جریان گاز تصفیه شده خروج از بالای برج جذب فشار متوسط

Components (k mol/h)	Treated Gas (V)
H ₂	542.3
H ₂ O	7.35
CO ₂	0
H ₂ S	0.0316
CH ₄	75.36
C ₂ H ₆	43.36
C ₃ H ₈	28.3
N-C ₄ H ₁₀	11.03
I-C ₄ H ₁₀	7.31
N-C ₅ H ₁₂	2.12
I-C ₅ H ₁₂	1.7
N-C ₆ H ₁₄	0.5
DEAMINE	0
N ₂	1.925
TOTAL FLOWRATE (kg mole/h)	720.8
PRESSURE (kpa)	1931
TEMPERATURE (°C)	61.31



جدول ۳-۴) جریان محلول آمین غنی خروجی از پایین برج

Components (k mol/h)	Rich Amine (L)
H ₂	0.7
H ₂ O	3577.26
CO ₂	0
H ₂ S	85.14
CH ₄	0.1721
C ₂ H ₆	0.1243
C ₃ H ₈	0.0697
N-C ₄ H ₁₀	0.0221
I-C ₄ H ₁₀	0.0224
N-C ₅ H ₁₂	0.0036
I-C ₅ H ₁₂	0.0021
N-C ₆ H ₁₄	0
DEAMINE	261.5293
N ₂	0
TOTAL FLOWRATE (kg mole/h)	3925
PRESSURE (kpa)	1951
TEMPERATURE (°C)	70.43



جریان محلول آمین غنی خرج شده از پایین برج ابتدا توسط شیر فشار شکن فشارش کاهش پیدا می کند و پس از آن وارد جدا ساز می شود تا اگر گازی همراه آن بود به برج جذب فشار پایین برای تصفیه ی دوباره فرستاده می شود همچنین محلول خرج شده از پایین جداساز برای احیا به برج دفع فرستاده می شود تا سولفید هیدروژن آن گرفته شود و محلول آمین دوباره به چرخه تصفیه برگردانده شود .

برج جذب فشار پایین

جریان گاز ترش حاوی سولفید هیدروژن با فشاری کم تر از جریان قبلی وارد برج می شود که ترکیب درصد و مشخصات جریان آن در جدول ۳-۵ آورده شده است. همچنین جریان محلول آمین نیز با مشخصات جدول ۳-۶ وارد برج می شود. چنانکه قبلا نیز گفته شد گاز جدا شده از جریان محلول آمین غنی پایین برج جذب فشار متوسط با جریان گاز ترش ورودی به برج فشار پایین مخلوط می شود و ترکیب دصد و مشخصات جریان مخلوط شده در جدول ۳-۵ قرار داده شده است.



جدول (۳-۵) جریان گاز ترش ورودی به برج جذب فشار پایین

Components (k mol/h)	Sour Gas (V)
H ₂	590.211
H ₂ O	8.8405
CO ₂	0
H ₂ S	61.6679
CH ₄	239.5508
C ₂ H ₆	127.0545
C ₃ H ₈	89.38
N-C ₄ H ₁₀	37.74
I-C ₄ H ₁₀	24.82
N-C ₅ H ₁₂	5.61
I-C ₅ H ₁₂	23.38
N-C ₆ H ₁₄	0.07
DEAMINE	0
N ₂	3.3212
TOTAL FLOWRATE (kg mole/h)	1212
PRESSURE (k pa)	470
TEMPERATURE (°C)	41.54

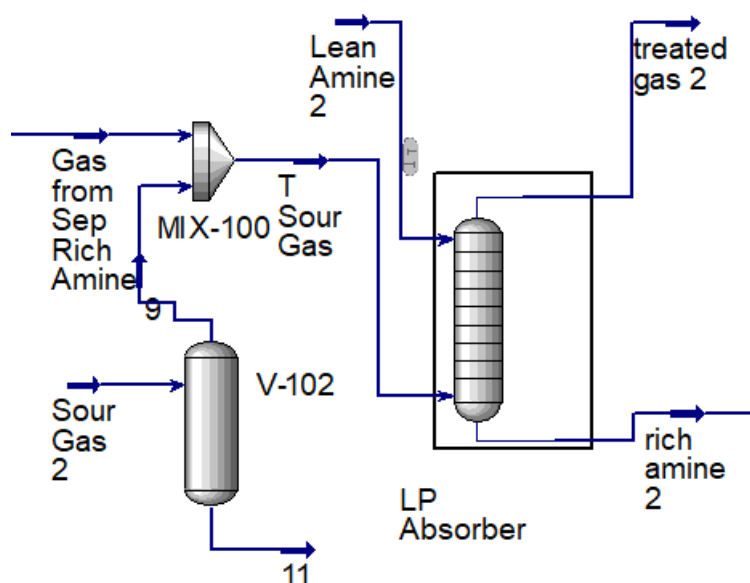


جدول ۳-۶) مشخصات جریان محلول آمین ورودی به برج جذب فشار پایین

Components (k mol/h)	Lean Amine (L)
H ₂	0
H ₂ O	2745.36
CO ₂	0
H ₂ S	4.21
CH ₄	0
C ₂ H ₆	0
C ₃ H ₈	0
N-C ₄ H ₁₀	0
I-C ₄ H ₁₀	0
N-C ₅ H ₁₂	0
I-C ₅ H ₁₂	0
N-C ₆ H ₁₄	0
DEAMINE	200.5093
N ₂	0
TOTAL FLOWRATE (kg mole/h)	2950
PRESSURE (k pa)	1001
TEMPERATURE (°C)	50



مانند قبل برج جذب را از قسمت تجهیزات انتخاب می کنیم و جریان هارا وارد برج کرده و دو جریان را نیز به عنوان های گاز تصفیه شده و آمین غنی از آن خارج می کنیم. برای کار کردن برج باید اطلاعات تکمیلی از جمله تعداد سینی ها که بر اساس حدس و خطا ۲۰ عدد می باشد وارد می کنیم همچنین فشار بالای برج در حدود 501.3 K pa و فشار پایین برج حدودا 571.3 K pa می باشد پس از وارد کردن اطاعات فوق برج جذب که فشار پایین نام دارد اجرا خواهد شد. با رجوع کردن به قسمت اطلاعات ترکیبات برج می توان تغییرات در خروجی هارا مشاهده کرد .



شکل ۲-۳ شماتیک شبیه سازی برج جذب فشار پایین در نرم افزار Aspen HYSYS

نتایج نهایی جریان های خروجی از برج جذب فشار پایین به شرح زیر می باشد.



جدول ۳-۷) جریان خروجی گاز تصفیه شده از بالای برج فشار پایین

Components (k mol/h)	Treated Gas (V)
H ₂	590.1
H ₂ O	27.18
CO ₂	0
H ₂ S	0.1148
CH ₄	239.46
C ₂ H ₆	126.99
C ₃ H ₈	89.35
N-C ₄ H ₁₀	37.72
I-C ₄ H ₁₀	28.8
N-C ₅ H ₁₂	23.37
I-C ₅ H ₁₂	5.61
N-C ₆ H ₁₄	0.5
DEAMINE	0.0001
N ₂	3.32
TOTAL FLOWRATE (kg mole/h)	1168
PRESSURE (k pa)	501.3
TEMPERATURE (°C)	50.06



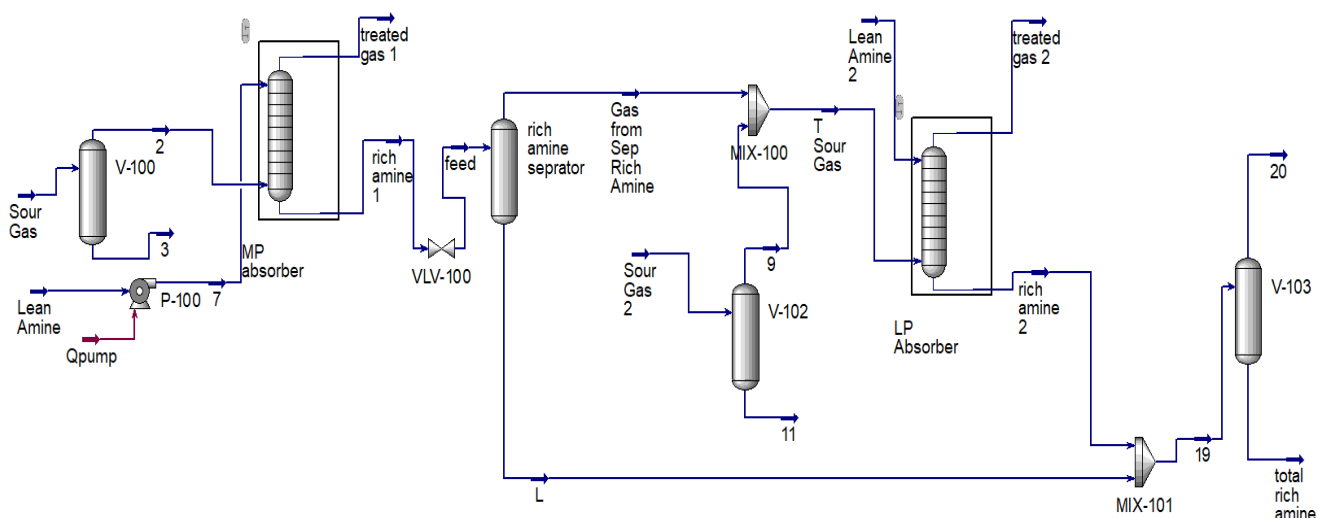
جدول ۳-۸) جریان محلول غنی خروجی از پایین برج فشار پایین

Components (k mol/h)	Rich Amine (L)
H ₂	0.1059
H ₂ O	2727.017
CO ₂	0
H ₂ S	65.76
CH ₄	0.0816
C ₂ H ₆	0.0574
C ₃ H ₈	0.0369
N-C ₄ H ₁₀	0.0131
I-C ₄ H ₁₀	0.0130
N-C ₅ H ₁₂	0.0069
I-C ₅ H ₁₂	0.0012
N-C ₆ H ₁₄	0
DEAMINE	200.5092
N ₂	0.0004
TOTAL FLOWRATE (kg mole/h)	2994
PRESSURE (k pa)	571.3
TEMPERATURE (°C)	56.98



فصل چهارم: نتیجه گیری

جریان گاز ورودی در ابتدای واحد که وارد برج جذب فشار متوسط شد دارای سولفید هیدروژن به مقدار حدودا 79.68 K mole/h بود که توسط همین برج جذب، جذب شده و گاز خارج شده از بالا در مقدار سولفید هیدروژن در حدود 0.0316 K mole/h دارد که نشان می دهد جذب صورت گرفته و طبق اطلاعاتی که از قبل داشته ایم (جدول ۱-۲) تا حدودی درست می باشد. همچنین جریان گاز ترش ورودی به برج فشار پایین که شامل سولفید هیدروژن به اندازه 61.67 K mole/h بود پس از خروج از برج گاز تصفیه شده و سولفید هیدروژن آن در حدود 0.1148 K mole/h که نشان می دهد برج جذب کار کرده و تا حدودی با اطلاعات قبلی ما (جدول ۲-۲) شبیه سازی جواب داده است.

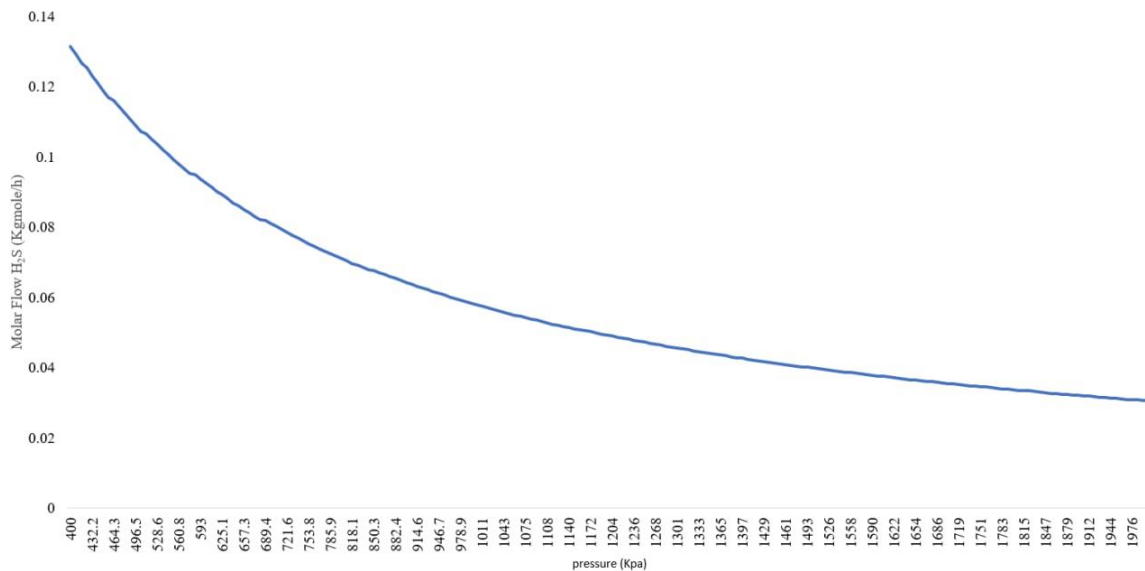


شکل ۴-۱ شمای کلی شبیه سازی

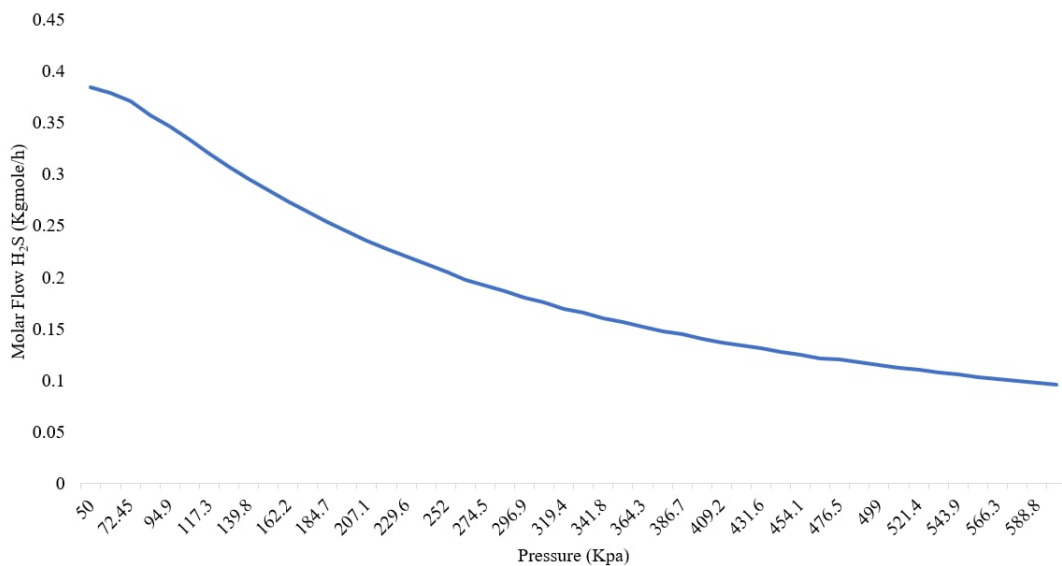


تأثیر فشار بر جذب :

همانطور که قبلا ذکر گردید افزایش فشار با مقدار جذب رابطه مستقیم دارد و هرچقدر فشار داخل برج افزایش یابد مقدار جذب افزایش پیدا میکند و گاز خروجی درصد ناچیز تری از ترکیبات گوگرد همراه خواهد داشت.



شکل ۴-۲ تأثیر فشار بر مقدار سولفید هیدروژن در گاز تصفیه شده خروجی از بالای برج جذب فشارموسط



شکل ۴-۳ تأثیر فشار بر مقدار سولفید هیدروژن در گاز تصفیه شده خروجی از بالای برج جذب فشارپایین



فصل پنجم: بررسی اشکالات و ارائه ایده های جایگزین

مشکلات این عملیات :

- خوردگی (درجه حرارت-فشار-بار اسیدی محلول-سرعت جریان)
- پدیده کف کنندگی
- اتلاف مواد شیمیایی (ماندگی-تبخیر-کاهش عیار آمین)
- حلالیت گازهای غیراسیدی
- واکنشهای غیر قابل احیاء
- ناخالصی های بصورت ذرات جامد

ارائه ایده های جایگزین:

برای کاهش خوردگی :

- پایین نگه داشتن دما تا حد ممکن
- کاهش فشار در برج احیاء
- دور نگهداشتن اکسیژن
- فیلتراسیون مداوم و جداسازی ذرات معلق
- تزریق کاستیک به محلول آمین گردشی

عمل تصفیه میتواند توسط دیگر نوع آمین ها باشد مثلا نوع متیل دی اتانول آمین MDEA که در عین

خوردگی پایین، جذب بالایی دارد. [۶]

میتوان از کاستیک (NAOH) نیز استفاده کرد.

شیرین سازی گاز ترش توسط بستر های جامد.



مراجع

- [۱] A. L. Kohl and R. Nielsen, *Gas purification*. Elsevier, 1997.
- [۲] A. Chakma, "Formulated solvents: New opportunities for energy efficient separation of acid gases," *Energy Sources*, vol. 21, no. 1-2, pp. 51-62, 1999.
- [۳] R. Taylor and R. Krishna, *Multicomponent mass transfer*. John Wiley & Sons, 1993.
- [۴] M. L. Posey, *Thermodynamic model for acid gas loaded aqueous alkanolamine solutions*. The University of Texas at Austin, 1996.
- [۵] M. L. Posey and G. T. Rochelle, "A thermodynamic model of Methyldiethanolamine–CO₂–H₂S–Water," *Industrial & engineering chemistry research*, vol. 36, no. 9, pp. 3944-3953, 1997.
- [۶] م. آزما, "تغییر در حلال آمین جهت فرایند شیرین سازی گاز مطالعه موردی: پالایشگاه هاشمی نژاد," presented at the "هشتمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران, ۱۳۸۲.
- [۷] M. Davoudi, I. Khoramdel, and B. Bazregari, "Performance Assessment and Optimization of Liquid Petroleum Gas Demercaptanization Process (A Case Study)," in *North Africa Technical Conference and Exhibition*, 2012: OnePetro .
- [۸] R. E. T. T. Edition, "Mass Transfer Operations," ed: McGraw-Hill International Editions, Chemical Engineering Series, 1981.
- [۹] L. Tan, A. Shariff, K. Lau, and M. Bustam, "Factors affecting CO₂ absorption efficiency in packed column: A review," *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 18, no. 6, pp. 1874-1883, 2012.
- [۱۰] R. E. Treybal, "Adiabatic gas absorption and stripping in packed towers," *Industrial & Engineering Chemistry*, vol. 61, no. 7, pp. 36-41, ۱۹۶۹ .
- [۱۱] J. Pandya, "Adiabatic gas absorption and stripping with chemical reaction in packed towers," *Chemical Engineering Communications*, vol. 19, no. 4-6, pp. 343-361, 1983.
- [۱۲] L. Leye and G. Froment, "Rigorous Simulation and Design of Columns for Gas Absorption and Chemical Reaction II," *Computers and Chemical Engineering*, vol. 10, pp. 493-504, 1986.
- [۱۳] P. Tontiwachwuthikul, A. Meisen, and C. J. Lim, "CO₂ absorption by NaOH, monoethanolamine and 2-amino-2-methyl-1-propanol solutions in a packed column," *Chemical engineering science*, vol. 47, no. 2, pp. 381-390, 1992.
- [۱۴] I. Alatiqi, M. F. Sabri, W. Bouhamra, and E. Alper, "Steady-state rate-based modelling for CO₂/amine absorption—desorption systems," *Gas separation & purification*, vol. 8, no. 1, pp. 3-11, 1994.
- [۱۵] A. Aboudheir, P. Tontiwachwuthikul, and R. Idem, "Rigorous model for predicting the behavior of CO₂ absorption into AMP in packed-bed absorption columns," *Industrial & engineering chemistry research*, vol. 45, no. 8, pp. 2553-2557, 2۰۰۶

- [16] A. Aroonwilas, *High-efficiency structured packing for carbon dioxide adsorption using 2-amino-2-methyl-1-propanol (AMP)*. Faculty of Graduate Studies and Research, University of Regina, 1996.
- [17] J. Gabrielsen, M. L. Michelsen, E. H. Stenby, and G. M. Kontogeorgis, "Modeling of CO₂ absorber using an AMP solution," *AIChE journal*, vol. 52, no. 10, pp. 3443-3451, 2006.
- [18] J. Gabrielsen, H. F. Svendsen, M. L. Michelsen, E. H. Stenby, and G. M. Kontogeorgis, "Experimental validation of a rate-based model for CO₂ capture using an AMP solution," *Chemical Engineering Science*, vol. 62, no. 9, pp. 2397-2413, 2007.
- [19] M. A. Pacheco and G. T. Rochelle, "Rate-based modeling of reactive absorption of CO₂ and H₂S into aqueous methyldiethanolamine," *Industrial & engineering chemistry research*, vol. 37, no. 10, pp. 4107-4117, 1998.
- [20] B. P. Mandal, A. Biswas, and S. Bandyopadhyay, "Selective absorption of H₂S from gas streams containing H₂S and CO₂ into aqueous solutions of N-methyldiethanolamine and 2-amino-2-methyl-1-propanol," *Separation and Purification Technology*, vol. 35, no. 3, pp. 191-202, 2004.