

DOI: 10.30479/jmre.2019.9018.1144

بررسی اقتصادی و بهینه‌سازی اثر دمای آمین غنی ورودی به برج احیا بر عملکرد واحد شیرین‌سازی گاز با حلال

مهدی کولیوند سالوکی^۱، محمد کشاورز بهادری^۲، مرتضی اسفندیاری^۳، خشایار محمدبیگی^۴، جعفر صادق زاده اهری^۵

۱- دانشجوی دکترا، محقق ارشد فناوری‌های نوین گاز، پژوهشکده گاز، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران

۲- کارشناسی ارشد، محقق ارشد فناوری‌های نوین گاز، پژوهشکده گاز، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران

۳- استادیار، گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی، دانشگاه بجنورد، بجنورد

۴- دانشجوی دکترا، عضو هیئت علمی پژوهشکده گاز، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران

۵- استادیار، عضو هیئت علمی و رئیس پژوهشکده گاز، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران

(دریافت ۱۳۹۷/۰۴/۱۵، پذیرش ۱۳۹۷/۱۰/۱۱)

چکیده

یکی از فرآیندهای متداول در شیرین‌سازی جریان گاز استفاده از حلال آمین در جداسازی گازهای اسیدی است. این فرآیند به دلیل لزوم استفاده مجدد از حلال غنی شده و تبدیل آن به حلال سبک نیازمند صرف انرژی برای گرمایش و جداسازی گازهای اسیدی و سرمایه‌بش به منظور استفاده دوباره در برج جذب است. سهم عمده هزینه‌های عملیاتی در این واحدها مربوط به صرف انرژی‌های یاد شده است. پس بهینه‌سازی فرآیند برای کاهش هزینه‌ها امری اجتناب‌ناپذیر است. در فرآیند بهینه‌سازی شرایط عملیاتی نیز باید مدنظر قرار گیرد. در این پژوهش اثر پارامتر دمای آمین غنی ورودی به برج احیا بر روی بار حرارتی کندانسور بار حرارتی ریویولر و بار حرارتی مبدل آمین غنی / ضعیف مورد بررسی قرار گرفته است و مقدار دمای بهینه برای کاهش هزینه‌های عملیاتی و افزایش سودآوری محاسبه شده است. شبیه‌سازی و آنالیز حساسیت با استفاده از نرم‌افزار PRO II انجام شد. نتایج نشان می‌دهد که در دمای ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد، آمین غنی ورودی به برج احیا، مجموع هزینه‌های عملیاتی کمترین میزان را خواهد داشت. مقایسه بین فرآیند اصلی و فرآیند بهینه‌شده نشان می‌دهد که انتخاب دمای بهینه آمین غنی ورودی به برج احیا توانایی کاهش هزینه عملیاتی تا بیش از ۹۷۷۰۴ دلار در سال را دارد و بیشترین میزان بازیابی سولفید هیدروژن در این دما انجام می‌گیرد.

کلمات کلیدی

شیرین‌سازی گاز، بهینه‌سازی، هزینه عملیاتی، دمای بهینه.

۱- مقدمه

انگشتی می‌توان به تفاوت دمای ۵ درجه سانتی‌گرادی مابین گاز ورودی و دمای حلال برج جذب و همچنین نسبت بخار ۰/۱۲ بین جرم بخار ورودی به جوشاننده و حجم آمین در گردش اشاره کرد. با تمام این اوصاف اگر تنها یک قانون سرانگشتی در واحدهای فرآورش گاز همواره صحیح باشد این است که شرایط و محدودیت‌ها در تمام واحدهای فرآیندی همواره یکسان نیست [۶، ۷، ۱۰].

از آنجا که، این نوع فرآیند شیرین‌سازی گاز به ویژه در مرحله احیا آمین انرژی زیادی مصرف می‌کند [۶]، بهینه‌سازی پارامترهای فرآیندی برج احیا آمین می‌تواند منجر به صرفه‌جویی بسیار زیاد و در نتیجه منافع اقتصادی قابل توجهی برای واحد شیرین‌سازی موجود و آتی شود. بسته به ساختار مولکولی، آمین‌ها به سه دسته اصلی نوع اول، نوع دوم و نوع سوم تقسیم می‌شوند، همچنین مخلوط آمین‌ها نیز مورد استفاده قرار می‌گیرند. با این حال آمین‌های نوع سوم مانند MDEA مزایای بیشتری نسبت به نوع اول و دوم دارند. این مزایا شامل فشار بخار کمتر، گرمای واکنش کمتر، مقاومت بیشتر در برابر تخریب و خوردگی کمتر است. مزیت مهم دیگر جذب انتخابی H_2S نسبت به CO_2 است [۱۱]، بنابراین با توجه به ترکیبات گاز خوراک در این پژوهش از MDEA استفاده شده است.

اگرچه کاهش مصرف انرژی با بهینه کردن پارامترهای عملیاتی با محدودیت روبروست. با این حال اصلاح برخی از این پارامترها منجر به کاهش قابل توجه در انرژی مورد نیاز فرآیند می‌شود. در انجام این تغییرات باید غلظت H_2S در زیر حد مجاز باقی بماند. روش‌های مختلفی مانند تعویض نوع آمین، تغییر پارامترهای فرآیندی، اصلاح تجهیزات داخلی برج یا اصلاح نمودار دیاگرام فرآیند [۳، ۱۲، ۱۳] برای کاهش مصرف انرژی وجود دارد.

در این مقاله، قانون سرانگشتی دمای ورودی برج احیا مورد مطالعه قرار گرفته است و با تغییر دمای خوراک ورودی به برج احیا، بهینه‌سازی واحد شیرین‌سازی برای کاهش هزینه‌های عملیاتی و سرمایه‌گذاری انجام شده است. اگرچه انحراف از نقاط عملیاتی تعیین‌شده با ریسک و خطر در فرآیند همراه است، آنالیز شبیه‌سازی و فرآیندی می‌تواند به طراح و اپراتور فرآیند دیدی نسبت به ریسک‌های احتمالی تغییر نقطه تنظیم‌ها و روش‌های جلوگیری و رفع این ریسک‌ها ارائه کند. در این تحقیق نرم‌افزار شبیه‌ساز دقیق و قدرتمند PROII که در طراحی واحدهای صنعتی بارها به کار رفته است، استفاده

گاز طبیعی یک منبع اصلی تولید انرژی است که به طور گسترده به عنوان سوخت خانگی و صنعتی استفاده می‌شود. برای این که بتوان گاز طبیعی را به طور مناسب و سازگار با محیط زیست استفاده کرد بسیار مهم است که آن را از تمام آلاینده‌های زیست محیطی پاک کرد. این آلاینده‌ها می‌توانند مشکلاتی مانند خوردگی، انجماد، انسداد، فرسایش و به خطر انداختن سلامتی و محیط زیست را ایجاد کنند [۱]. گازهای اسیدی سولفید هیدروژن و دی‌اکسید کربن ناخالصی‌های موجود در گاز طبیعی‌اند. گازی که محتوای H_2S آن از ۴ ppm حجمی بیشتر باشد، گاز ترش در نظر گرفته می‌شود. با افزایش سختگیری‌های قوانین محیط زیستی نسبت به نشر گازهای آلاینده ناشی از تصفیه گاز طبیعی و همچنین نیاز بازار به گاز با کیفیت، فرآیند شیرین‌سازی گاز طبیعی الزامی است [۲]. اصلی‌ترین روش که برای حذف گازهای اسیدی به کار گرفته می‌شود، شیرین‌سازی با محلول آلکانو آمین است که قادر به جداسازی بیش از ۵۰ درصد گازهای اسیدی است. واحدهای شیرین‌سازی آمین نزدیک به ۸۰ سال است که برای فرآورش گازها و جداسازی H_2S و CO_2 از جریان گاز ترش مورد استفاده قرار گرفته‌اند [۳]. توسعه این واحدها ابتدا با آمین نوع سوم TEA آغاز و سپس به سمت استفاده از آمین‌های مفیدتر چون MEA و DEA هدایت شد. در طی ۲۰ سال گذشته MDEA حلال بسیار پرکاربردتری شده است زیرا قادر به جداسازی انتخاب‌پذیر H_2S نسبت به CO_2 است [۴، ۵]. در حال حاضر حدود ۹۵ درصد از واحدهای شیرین‌سازی گاز در جهان بر اساس تماس مستقیم گاز ترش با محلولی از آلکانو آمین‌ها در یک برج جذب انجام می‌گیرد [۲، ۶].

طی سالیان توسعه این واحدها راهبردهای مختلف، قوانین سرانگشتی و دستورالعمل‌های طراحی مختلفی ارائه شده‌اند. بسیاری از طراحان، این قوانین و دستورالعمل‌ها را بدون در نظر گرفتن اجرایی بودن در پروژه‌ها و طراحی‌های جدید مورد استفاده قرار می‌دهند. برخی از این دستورالعمل‌ها نسبت به برخی از حلال‌ها از جمله MDEA همچنان برقرارند اما نکته مهم این است که آیا این دستورالعمل‌ها در طراحی‌ها و شرایط جدید همچنان مفیدند یا خیر. از آنجا که تعداد زیادی از این قوانین طراحی وجود دارند، لازم است علاوه بر بازبینی قوانین گذشته در صورت امکان قوانین جدید برای سیستم‌های متفاوت حلال استخراج شوند [۹-۷]. از جمله این قوانین سر

شده است [۱۵،۱۴،۷].

۲- شرح فرآیند

دیگرام فرآیندی برای برج احیا آمین با نرم‌افزار شبیه‌ساز تجاری PRO II در شکل ۱ به تصویر کشیده شده است. آمین غنی از گازهای اسیدی پس از گرمایش تا دمای 100°C با دبی جرمی 820.23 Kg/hr و فشار 1.5 barg در مبدل ضعیف/ غنی از سینی دوم وارد برج احیا می‌شود. برج احیا ۲۰ سینی دارد. در برج احیا آمین غنی به سمت پایین جریان می‌یابد و گازهای اسیدی موجود در آن با بخار تولید شده در ریبولر دفع و از جریان گازی بالای برج خارج می‌شود. آمین تمیز که عاری از گازهای اسیدی است از پایین برج احیا خارج شده و برای مبادله حرارتی وارد مبدل آمین ضعیف/ غنی می‌شود. در جدول‌های ۱ و ۲ شرایط فرآیندی و ترکیب درصد جریان خوراک به برج دفع واحد شیرین‌سازی ارائه شده است. منبع داده‌های مورد استفاده پالایشگاه نفت الفروقلوس سوریه است.

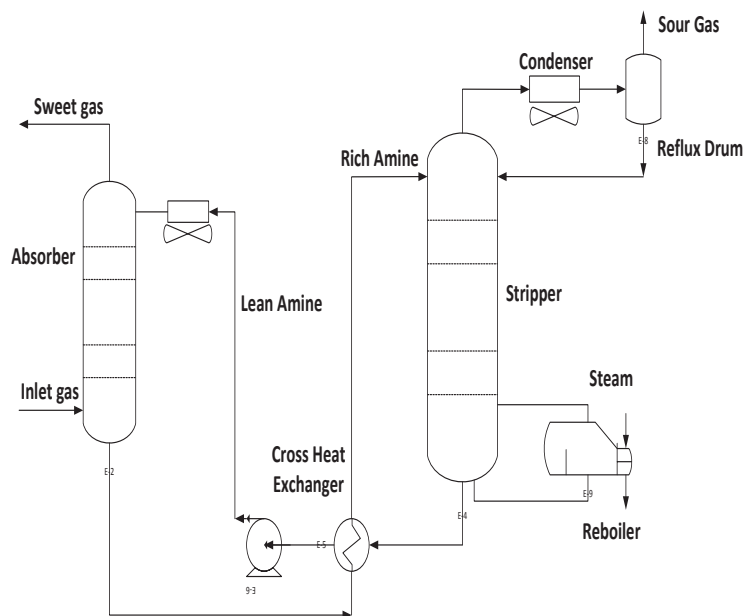
۳- بحث و نتایج

برای صحت‌سنجی شبیه‌سازی انجام گرفته بر اساس فاز ۴ و ۵ پارس جنوبی به کمک نرم‌افزار PROII و ASPEN و ویرایش ۱۰ در جدول ۳ ارائه شده است. همان‌گونه که مشخص است میزان آمین در گردش، بار حرارتی ریبولر و کولر هوایی

۲- روش تحقیق

نرم‌افزار شبیه‌ساز تجاری PRO II v9.3 برای شبیه‌سازی واحد شیرین‌سازی استفاده شده است. این نرم‌افزار یک بسته ترمودینامیکی قدرتمند به نام بسته سیالاتی آمین پیشنهاد می‌دهد که یک بسته ویژه برای مدلسازی واحدهای شیرین‌سازی آمین است. این بسته سیالاتی شامل حلالیت تجربی و داده‌های سینتیکی واکنش‌ها در طیف گسترده‌ای از شرایط است. به طور کلی استفاده از این بسته سیالاتی در شبیه‌سازی خطاهای ناشی از معادلات حالت ترمودینامیکی یا مدل‌های فعالیت را کاهش می‌دهد.

پس از انتخاب نرم‌افزار شبیه‌ساز، برای بررسی مزایای افزایش دمای خوراک مطالعاتی بر روی سیستم MDEA انجام شد. دمای آمین غنی از ۸۰ تا ۱۲۰ درجه سانتی‌گراد تغییر داده شد و تاثیر آن بر روی دفع گاز اسیدی H_2S بررسی شد. کیفیت آمین ضعیف ثابت نگه داشته شد و تاثیر آن بر روی بار حرارتی ریبولر، بار حرارتی کندانسور و دمای خروجی آمین از مبدل ضعیف/ غنی بررسی شد. علاوه بر این توجه ویژه‌ای به مقدار بخار تولیدی در آمین غنی و همچنین ترکیب درصد گازهای اسیدی تولیدی در فاز بخار شده است.



شکل ۱: نمودار دیگرام فرآیند واحد شیرین‌سازی آمین

در حالت شبیه‌سازی PROII به حالت واقعی طراحی فاز ۴ و ۵ نزدیک‌تر است.

انجام گرفته است.

جدول ۴ نشان‌دهنده درصد تبخیر آمین غنی در بارگذاری‌هایی در محدوده ۱۰ تا ۵۰ درصد است. این نتایج نشان می‌دهد که دمای تبخیر آمین غنی تابعی از میزان بارگیری آمین غنی است. طبیعی است که در غلظت‌های بالاتر میزان تبخیر در یک دمای یکسان، مقادیر بالاتری دارد.

در بررسی حاضر، با توجه به جدول ۵ و همچنین با عنایت به محدوده عملیاتی مجاز برای آمین غنی، غلظت ۲۸ درصد آمین غنی برای مطالعه انتخاب شد و مطالعه اقتصادی برای بهینه کردن دمای خروجی مبدل آمین/ آمین در این غلظت

جدول ۲: ترکیب درصد جریان آمین غنی ورودی به برج دفع واحد شیرین‌سازی

Stream Composition	wt (%)
H ₂	0.00
CO ₂	0.01
H ₂ S	3.07
CO	0.00
H ₂ O	58.17
CH ₄	0.00
C ₂ H ₄	0.00
C ₂ H ₆	0.00
C ₃ H ₈	0.00
C ₃ H ₆	0.00
1-Butene	0.00
i-Butene	0.00
2-Butene	0.00
13-Butadiene	0.00
i-C ₄	0.00
n-C ₄	0.00
i-C ₅	0.00
Pentene-1	0.00
n-C ₅	0.00
MDEAmine	38.74

جدول ۱: شرایط فرآیندی ورودی به برج دفع واحد شیرین‌سازی

پارامتر	یکا	-
میزان درصد بخار	-	0.0002
دما	°C	100
فشار	barg	1.5
دبی جرمی	kg/hr	82023
چگالی	kg/m ³	920 / 2.2
دبی استاندارد حجمی مایع	m ³ /hr	81
دبی حجمی بخار	Nm ³ /hr	35

جدول ۳: صحت‌سنجی نتایج شبیه‌سازی فاز ۴ و ۵ پارس جنوبی با استفاده از نرم‌افزار ASPEN و PROII

	SOUTH PARS GAS FIELD- Phase 4, 5	PROII Software	ASPEN HYSYS V 10
Parameters	MDEA	MDEA	MDEA
Feed Flow Rate [MMSCFD]	487	487	487
Solvent Circulation Rate [kmol/hr]	10705	10680	11350
Rich Loading	0.37	0.37	0.37
Lean Loading	0.002	0.002	0.002
Feed CO ₂ Content [ppm]	18270	18270	18270
Feed H ₂ S Content [ppm]	6900	6900	6900
Sweet Gas CO ₂ Content [ppm]	10000	10000	10000
Sweet Gas H ₂ S Content [ppm]	3 ppm	3 ppm	3 ppm
Reboiler Duty [Mega WATT]	22.8	22.4	24.1
Acid gas condenser kW	88.3	84.1	98.3

جدول ۴: جز مولی بخار در بارگذاری های گاز اسیدی مختلف

Acid Gas Loading	10%	20%	28%	40%	50%
T (°C)	Vapor Fraction	Vapor Fraction	Vapor Fraction	VaporFraction	Vapor fraction
70	0	0	0	0	0
80	0	0	0	0	0
95	0	0	0	3.15E-04	9.51E-03
100	0	0	0	6.99E-03	0.0167
105	0	0	1.47E-04	0.0146	0.0252
110	0	0	7.72E-03	0.0241	0.036
115	0	2.97E-03	0.0178	0.0372	0.0513
120	0	0.0146	0.0335	0.0583	0.0766
125	0	0.0372	0.065	0.1018	0.1291
130	0.032	0.1099	0.1639	0.2334	0.2835
135	0.3206	0.4214	0.4785	0.543	0.5849
140	0.6052	0.6502	0.6792	0.7143	0.7382
145	0.7168	0.7462	0.7657	0.79	0.8069
150	0.7751	0.7977	0.8129	0.8321	0.8455
155	0.8116	0.8305	0.8434	0.8596	0.871
160	0.8376	0.8542	0.8655	0.8799	0.89
170	0.875	0.889	0.8986	0.9108	0.9194
180	0.9056	0.9182	0.9269	0.9379	0.9458
190	0.9368	0.9487	0.9569	0.9673	0.9748
200	0.9737	0.9852	0.9932	1	1
210	1	1	1	1	1

جدول ۵: ارزیابی اقتصادی کندانسور

Overhead Condenser	T (°C)	100	90	80	110	105	115	120
Type	AFC	AFC	AFC	AFC	AFC	AFC	AFC	AFC
Duty	MW	0.46	0.3	0.2	1.03	0.64	1.45	1.88
Hot Inlet Temp	°C	101	94.8	89	111.8	105.5	115.7	118.4
Hot Outlet Temp	°C	60	60	60	60	60	60	60
Air Inlet	°C	43	43	43	43	43	43	43
Air Outlet	°C	53	53	53	53	53	53	53
Est-U	W/m ² . C	300	300	300	300	300	300	300
MTD	°C	26.82	24.81	22.68	30.33	28.34	31.53	32.35
Finned Area	m ²	57	40	31	113	75	153	194
Elec.	kW	9	6	4	21	13	29	38
Unit Price	US \$/ m ²	12	11	10	13	13	14	14
Cost	US \$	686	443	309	1472	979	2,146	2,712

۵- بررسی اقتصادی

۱۰۰ درجه سانتی‌گراد است، در این دما مجموع هزینه‌های تجهیزات اصلی انتقال حرارت حداقل می‌شود. شکل ۲ روند تغییر هزینه‌های کلی را در مقابل تغییرات دمای خوراک نشان می‌دهد، این شکل تایید می‌کند که دمای ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد به عنوان یک دمای بهینه برای برج احیا واحد شیرین‌سازی آمین است.

در شکل ۳ از الف تا ت به ترتیب نرخ حرارتی کندانسور، ریویولر نسبت رفلاکس و نسبت *boil up* بر حسب دمای خوراک ورودی نشان داده شده است. واضح است که با افزایش دمای خوراک آنتالپی خوراک افزایش یافته است که در نتیجه منجر به افزایش بار حرارتی کندانسور می‌شود زیرا برای خنک کردن دمای گازهای اسیدی خروجی از بالای برج احیا گرمای بیشتری را باید دفع کند.

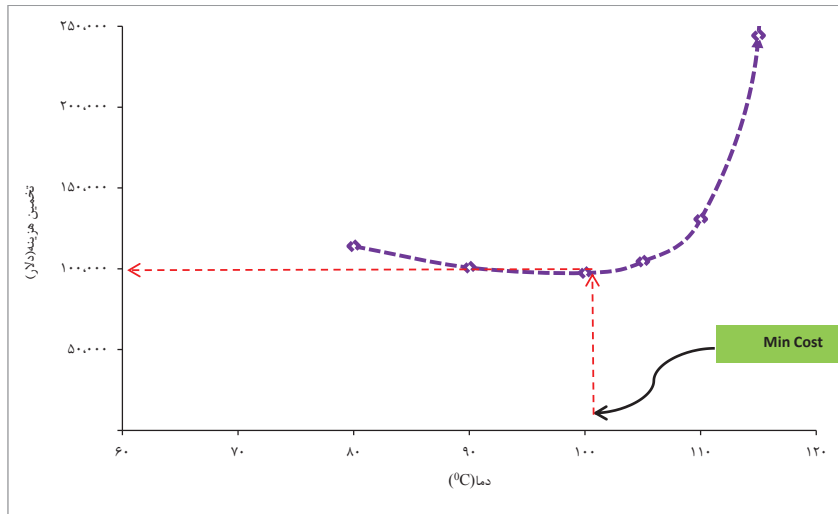
برای مشاهده تاثیر تغییر دمای خوراک یک مقایسه اقتصادی بر روی تجهیزات اصلی انتقال حرارت و آمین غنی با بارگذاری ۲۸ درصد انجام شده است. محاسبات بر اساس رویه JCG برای محدوده دمایی ۸۰ تا ۱۲۰ درجه سانتی‌گراد انجام شده است. جداول ۵ تا ۷ نتایج اولیه بررسی اقتصادی را به ترتیب برای کندانسور، مبدل حرارتی ضعیف/غنی و ریویولر نشان می‌دهند. در بررسی حاضر از توجه به هزینه عملیاتی سایر تجهیزات فرآیندی مانند پمپ‌ها و نظایر آن صرف‌نظر شده است، زیرا سهم بسیار اندکی در میزان مصرف انرژی در این واحدها متعلق به این ادوات است. نتایج جدول‌های ۵ تا ۷ نشان می‌دهد که برای دمای خوراک ورودی به برج احیا یک مقدار بهینه وجود دارد که برابر

جدول ۶: ارزیابی اقتصادی مبدل غنی / ضعیف

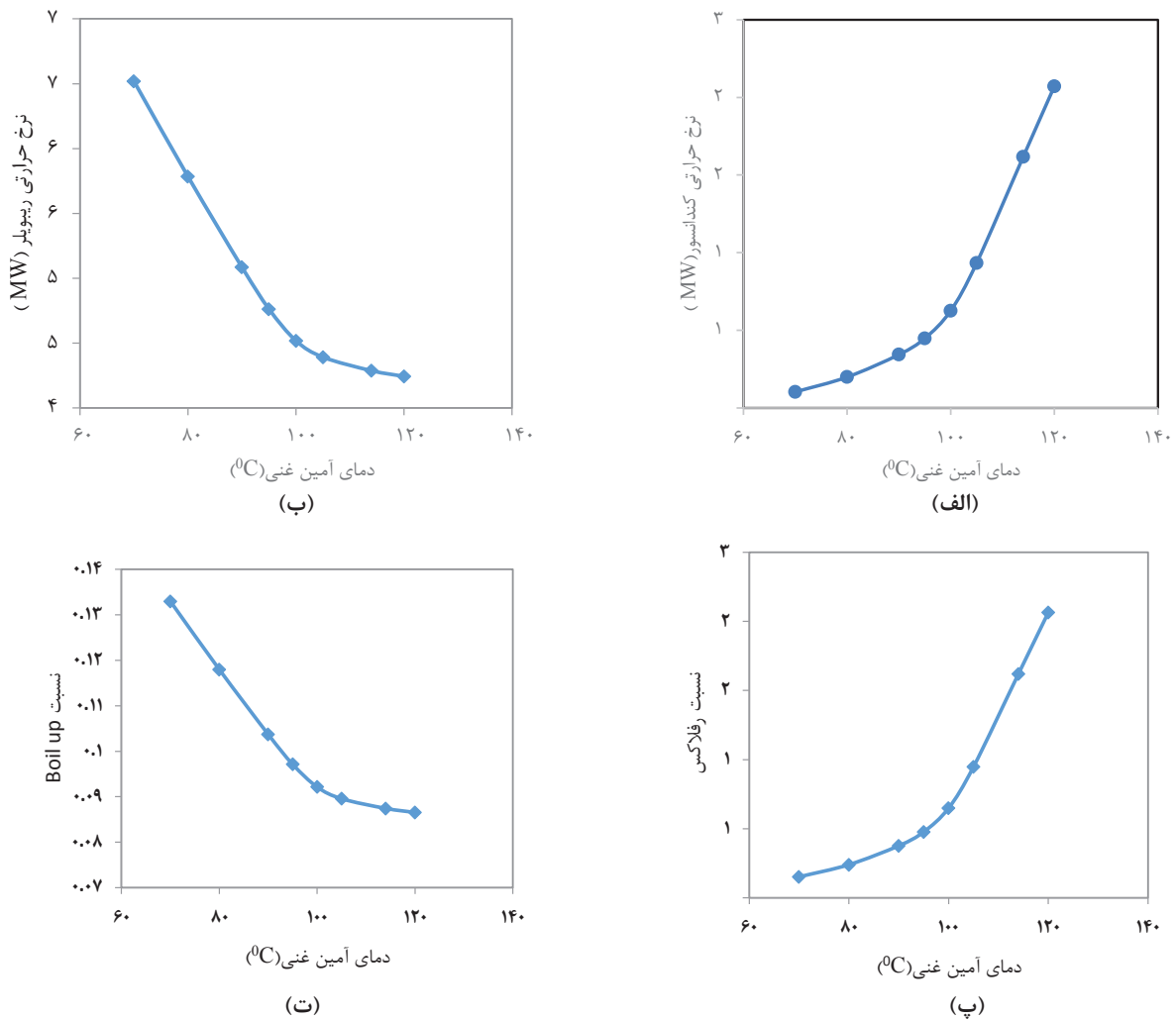
Rich/Lean HE	T(°C)	80	90	100	105	110	115	120
Cold Inlet Temp	°C	58	58	58	58	58	58	58
Cold Outlet Temp	°C	80	90	100	105	110	115	120
Hot Inlet Temp	°C	132.7	132.7	132.7	132.7	132.7	132.7	132.7
Hot Outlet Temp	°C	101.50	101.56	90.93	85.52	80.22	74.85	69.33
MTD	°C	38	35	26	22	18	14	10
Est-U	W/m ² . C	100	100	100	100	100	100	100
Heat Exchanger Area	m ²	55	87	175	290	573	1,049	1,958
Unit Price	US \$/ m ²	233	198	158	133	113	161	508
Cost	US \$	12,830	17,191	27,611	38,642	64,845	168,543	993,847

جدول ۷: ارزیابی اقتصادی ریویولر

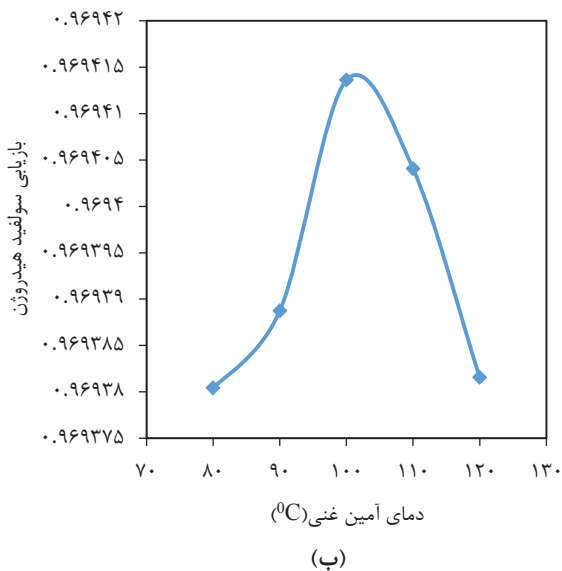
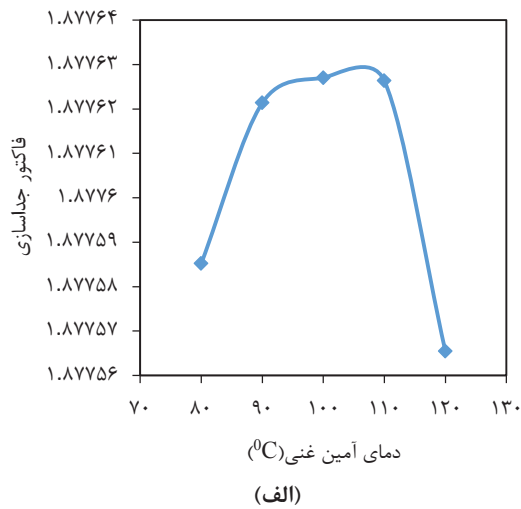
Reboiler	T(°C)	80	90	100	110	105	115	120
Duty	MW	5.69	5.00	4.28	3.99	4.02	3.98	3.98
Hot Inlet Temp	°C	150	150	150	150	150	150	150
Hot Outlet Temp	°C	150	150	150	150	150	150	150
Cold Inlet Temp	°C	132.1	132.1	132.2	132.2	132.2	132.2	132.2
Cold Outlet Temp	°C	132.7	132.7	132.7	132.7	132.7	136.7	136.7
MTD	°C	14	14	14	14	14	12	12
Est-U	W/m ² . C	500	500	500	500	500	500	500
Heat Exchanger Area	m ²	808.3	710.3	609.7	568.4	572.7	644.4	644.4
Unit Price	US \$/ m ²	125	117	113	113	113	114	114
Cost	US \$	100,806	83,111	69,114	64,303	64,780	73,538	73,538



شکل ۲: روند تخمین هزینه‌ها بر حسب دمای خوراک ورودی



شکل ۳: تاثیر دمای آمین غنی بر (الف) نرخ حرارتی کندانسور، (ب) نرخ حرارتی ریبویلر، (پ) نسبت رفلکس و (ت) نسبت Boilup



شکل ۴: تاثیر الف) فاکتور جداسازی و ب) بازیابی سولفید هیدروژن نسبت به دمای آمین غنی شده

۷- نتیجه‌گیری

در این پژوهش با توجه به اهمیت واحد شیرین‌سازی گاز برای حذف آلاینده‌های گازی مانند دی‌اکسید کربن و سولفید هیدروژن، به بررسی اثر دمای آمین غنی ورودی به برج احیا در واحد شیرین‌سازی با آمین پرداخته شده است. نرخ حرارتی ریبولر، نرخ حرارتی کندانسور و نرخ حرارتی مبدل آمین ضعیف/ غنی پرداخته مورد مطالعه قرار گرفته است و دمای ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد به عنوان یک دمای بهینه برای کاهش هزینه‌های عملیاتی و بیشترین مقدار بازیابی سولفید هیدروژن

موازنه انتقال حرارت کل برای برج احیا از رابطه ۱ به دست می‌آید [۱۷،۱۶].

$$W_{Feed} \times H_{Feed} - W_{Bottom} \times H_{Bottom} - W_{Top\ vapor} \times H_V + Q_R - Q_C = 0 \quad (1)$$

بر اساس رابطه فوق با افزایش دمای خوراک، آنتالپی خوراک افزایش می‌یابد که در نتیجه منجر به افزایش بار حرارتی کندانسور و کاهش بار حرارتی ریبولر می‌شود، همچنین کاهش بار حرارتی ریبولر منجر به کاهش بخار مصرفی برای احیای آمین غنی در برج احیا نیز خواهد شد. در شکل ۳، پ و ت مشاهده می‌شود که با افزایش دمای خوراک میزان نسبت رفلکس افزایش یافته و نسبت boil up کاهش می‌یابد. میزان نسبت رفلکس به موازنه حرارتی برج بستگی دارد، بنابراین اگر دمای خوراک افزایش یابد به میزان رفلکس بیشتری نسبت قبل نیاز دارد اما از طرفی با افزایش دمای خوراک بار حرارتی ریبولر کاهش می‌یابد که منجر به کاهش Boil up می‌شود [۱۸،۹].

۶- بررسی اثر دمای آمین غنی بر فاکتور جداسازی H₂S

تغییر پارامترهای فرآیندی برای بهینه کردن هزینه‌های عملیاتی باید به نحوی انجام شود که فاکتور جداسازی و بازیابی گوگرد در جریان غنی گازهای اسیدی در محدوده قابل قبول قرار گیرد و بهینه‌سازی پارامترهای فرآیندی نه تنها منجر به کاهش درصد بازیابی سولفید هیدروژن نشود، بلکه فاکتور جداسازی سولفید هیدروژن در جریان گاز خروجی از برج احیا به بیشترین مقدار خود برسد [۱۱]. فاکتور جداسازی از رابطه‌های ۲ و ۳ به دست می‌آید [۱۷،۱۶].

$$(Seperation\ Factor)_{H_2S} = H_2S\ Recovery + (H_2S\ mole\ fraction)_{Enrich\ H_2S\ Stream} \quad (2)$$

$$H_2S\ Recovery = \frac{(molar\ flow\ H_2S)_{Enrich}}{(molar\ flow\ H_2S)_{Acid\ Gas}} \quad (3)$$

بر اساس روابط فوق فاکتور جداسازی و بازیابی سولفید هیدروژن در شکل ۴، الف و ب رسم شده است. همان‌طور که مشاهده می‌شود در دمای ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد، جداسازی سولفید هیدروژن به بیشترین مقدار خود می‌رسد.

"Feasibility study, simulation and economical evaluation of natural gas sweetening processes-Part 1: a case study on a low capacity plant in Iran". Journal of Natural Gas Science and Engineering, 20: 16-22.

- [10] Sharif Dashti, S., Shariati, A., and Khosravi Nikou, M. R. (2015). "Sensitivity analysis for selection of an optimum amine gas sweetening process with minimum cost requirement". Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering, 10(5): 709-715.
- [11] Qiu, K., Shang, J. F., Ozturk, M., Li, T. F., Chen, S. K., Zhang, L. Y., and Gu, X. H. (2014). "Studies of methyldiethanolamine process simulation and parameters optimization for high-sulfur gas sweetening". Journal of Natural Gas Science and Engineering, 21: 379-385.
- [12] Khakdaman, H. R., Zoughi, A., Abedinzadegan, M., and Ghadirian, H. A. (2008). "Revamping of gas refineries using amine blends". IUST International Journal of Engineering Science, 19(3): 27-32.
- [13] Øi, L. E., Bråthen, T., Berg, C., Brekne, S.K., Flatin, M., Johnsen, R., Moen, I. G., and Thomassen, E. (2014). "Optimization of configurations for amine based CO2 absorption using Aspen HYSYS". Energy Procedia, 51: 224-233.
- [14] Al-Lagtah, N. M., Al-Habsi, S., and Onaizi, S. A. (2015). "Optimization and performance improvement of Lekhwair natural gas sweetening plant using Aspen HYSYS". Journal of Natural Gas Science and Engineering, 26: 367-381.
- [15] Berrouk, A. S., and Ochieng, R. (2014). "Improved performance of the natural-gas-sweetening Benfield-HiPure process using process simulation". Fuel Processing Technology, 127: 20-25.
- [16] Moran, S. (2015). "An applied Guide to process and plant design". Butterworth-Heinemann, 25-51.
- [17] Erwin, D. L. (2002). "Industrial chemical process design". McGraw-Hill, 115-146.
- [18] Muhammad, A., and GadelHak, Y. (2014). "Correlating the additional amine sweetening cost to acid gases load in natural gas using Aspen Hysys". Journal of Natural Gas Science and Engineering, 17: 119-130.
- ارایه شده است. در این دما مجموع هزینه‌های تجهیزات اصلی انتقال حرارت حداقل می‌شود.
- ۸- مراجع
- [1] Ghanbarabadi, H., and Khoshandam, B. (2015). "Simulation and comparison of Sulfolin solvent performance with Amine solvents in removing sulfur compounds and acid gases from natural sour gas". Journal of Natural Gas Science and Engineering, 22: 415-420.
- [2] Rezakazemi, M., Niazi, Z., Mirfendereski, M., Shirazian, S., Mohammadi, T., and Pak, A. (2011). "CFD simulation of natural gas sweetening in a gas-liquid hollow-fiber membrane contactor". Chemical Engineering Journal, 168(3): 1217-1226.
- [3] Lunsford, K. M., and Bullin, J. A. (1996). "Optimization of amine sweetening units". American Institute of Chemical Engineers, 12-150.
- [4] Saghatoleslami, N., Salooki, M., and Mohamadi, N. (2011). "Auto-design of neural network-based GAs for manipulating the khangiran gas refinery sweetening absorption column outputs". Petroleum Science and Technology, 29(14): 1437-1448.
- [5] Salooki, M. K., Abedini, R., Adib, H., and Koolivand, H. (2011). "Design of neural network for manipulating gas refinery sweetening regenerator column outputs". Separation and Purification Technology, 82: 1-9.
- [6] Wang, T., Hovland, J., and Jens, K. J. (2015). "Amine reclaiming technologies in post-combustion carbon dioxide capture". Journal of Environmental Sciences, 27: 276-289.
- [7] Addington, L. and Ness, C. (2009). "An evaluation of general "rules of thumb" in amine sweetening unit design and operation". Bryan Research and Engineering, 140-250.
- [8] Bullin, J. A., Polasek, J. C., and Holmes, J. W. (1981). "Optimization of new and existing amine gas sweetening plants using computer simulation. in Proceedings of the sixtieth GPA annual convention". Gas Processors Association Tulsa, OK.
- [9] Kazemi, A., Malayeri, M., and Shariati, A. (2014).



DOI: 10.30479/jmre.2019.9018.1144

Economical Investigation And Optimization Of Rich Amine Inlet Temperature Of Regeneration Column And Its Effect On Amine Solvent Gas Sweetening Plant

Koolivand Salooki M.¹, Keshavarz Bahadori M.², Esfandyari M.^{3*}, Mohammadbeygi Kh.⁴, Sadeghzadeh Ahari J.⁵

1- PhD Student, Gas Research Division, Research Institute of Petroleum Industry, Tehran, Iran
Koolivandm@ripi.ir

2- M.Sc, Gas Research Division, Research Institute of Petroleum Industry, Tehran, Iran
keshavarzmo@ripi.ir

3- Assistant Professor, Dept. of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, University Of Bojnord, Bojnord, Iran
m.esfandyari@ub.ac.ir

4- PhD Student, Gas Research Division, Research Institute of Petroleum Industry, Tehran, Iran
Mohamadbeigy@ripi.ir

5- Assistant Professor, Gas Research Division, Research Institute of Petroleum Industry, Tehran, Iran
sadeghzadehj@ripi.ir

(Received: 06 Jul. 2018, Accepted: 01 Jan. 2019)

Abstract: The sweetening process with amine is widely used to remove acidic gases. However, this process requirement is cooling and heating energies. In addition, the reduction of energy requirements is limited by optimizing operational parameters. Therefore, changing the process parameters can lead to a significant reduction in energy consumption, resulting in lower operating costs. In this study, parameters such as the amine temperature in the entrance of the regeneration tower, the condenser heat load, the reboiler heat exchanger and the heat load of the rich/lean amine gas sweetening unit were investigated and the optimum temperature value to reduce operating costs and increase profitability achieved. Simulation analysis was performed using PRO II software. The comparison between the main process and the optimized process showed that the optimal temperature selection of the rich amine to the recovery tower has the ability to reduce operating costs to over \$ 97704 per year, while also leading to the highest recovery of hydrogen sulfide.

Keywords: Gas sweetening, Optimization, Operating cost, Optimum temperature.

INTRODUCTION

Natural gas is a main source of energy that is widely used as a domestic and industrial fuel. In order to use natural gas appropriately and environmentally friendly, it is very important to remove all the

contaminations from gas [1]. Hydrogen sulfide and carbon dioxide are the main important impurities in natural gas. A gas with a H_2S content of more than 4 ppm is considered to be a sour gas and it should be removed before using because of corrosion, hazardous and environmental problems [2]. The main method used to remove acid gases is sweetening with alkanamines, which is capable of separating more than 50% of acid gases [3]. Because this type of sweetening process consumes a huge amount of energy during the regeneration process [4], optimizing the process parameters of the regeneration column can be result in significant economic benefits for existing sweetening units. In the present article, the rule of thumb of the entry temperature of the regeneration column was studied. By changing the feed temperature to the column, the optimization of the sweetening unit has been made to reduce operational and investment costs.

METHODS

For this study, the PRO II v9.3 software simulator is used to simulate the sweetening unit which has been used repeatedly in the design of industrial units [5-7]. After selecting the software, the simulation of the sweetening unit was performed by the MDEA solvent at different temperatures of the regeneration column (the range of 80 to 120 °C). The lean amine quality was kept constant and its effect on the reboiler, condenser heat load and the amine output temperature from the lean/rich heat exchanger were investigated. In addition, special attention has been paid to the amount of steam consumed in the rich amine reboiler, as well as the composition of produced gases in the vapor phase.

FINDINGS AND ARGUMENT

A process diagram for an amine sweetening unit is illustrated with the PRO II commercial simulation software in Fig. 1. The rich amine after heating up to 100 °C with a mass flow of 82023 kg/h and with pressure of 1.5 bar is routed to the second tray of regeneration column. Regeneration column has 20 trays. After removing acid gas from rich amine in the regenerator, the lean amine is sent back to absorption column for sweetening of entering gas. It should be noted that the data source used for this study come from one of the oil refineries _{designed} in the research institute of petroleum industry.

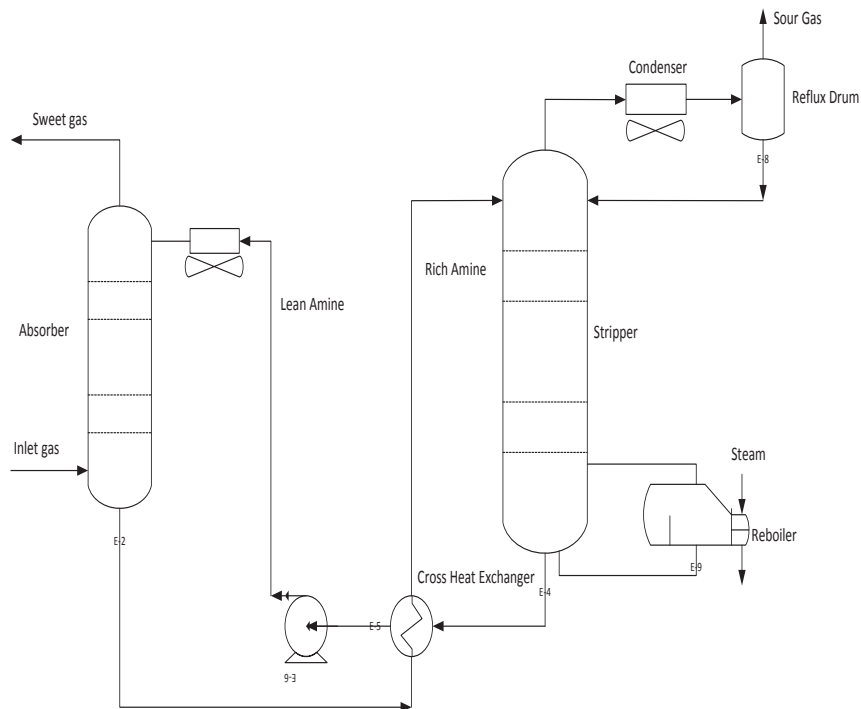


Figure 1. Schematic diagram of sweetening unit

For simulation verification based on South Pars phases, using the PROII software and ASPEN software, version 10 is shown in Table 1. As it is known, the amount of circulation rate of amine, the heat load of the reboiler and the air cooler in the simulation mode of PROII are closer to the actual results of the working phases.

Table 1. Simulation verification of PROII results with Aspen 10 and design case of SOUTH PARS GAS FIELD-Phase 4, 5

	SOUTH PARS GAS FIELD- Phase 4, 5	PROII Software	ASPEN HYSYS V 10
Parameters	MDEA	MDEA	MDEA
Feed Flow Rate [MMSCFD]	487	487	487
Solvent Circulation Rate [kmol/hr]	10705	10680	11350
Rich Loading	0.37	0.37	0.37
Lean Loading	0.002	0.002	0.002
Feed CO ₂ Content [ppm]	18270	18270	18270
Feed H ₂ S Content [ppm]	6900	6900	6900
Sweet Gas CO ₂ Content [ppm]	10000	10000	10000
Sweet Gas H ₂ S Content [ppm]	3 ppm	3 ppm	3 ppm
Reboiler Duty [Mega WATT]	22.8	22.4	24.1
Acid gas condenser kW	88.3	84.1	98.3

In order to observe the effect of rich amine temperature change effect, an economic comparison was made on the main heat transfer and amine transfer equipment with a loading of 28%. The calculations were performed on the basis of the JCG procedure for a temperature range of 80 °C to 120 °C.

Figure 2 shows the trend of changing overall costs versus changes in rich amine temperature. this figure confirms that the temperature of 100 °C is an optimal temperature for the regeneration column of the amine unit.

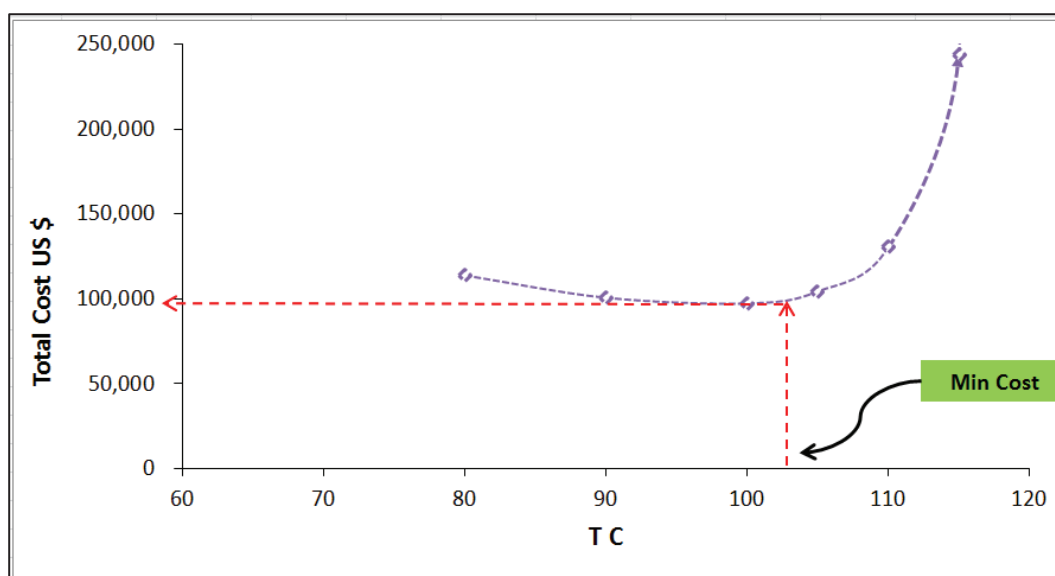


Figure 2. Total cost against the rich amine temperature change

CONCLUSIONS

In this study, due to the importance of the gas sweetening unit for the removal of contaminants such as carbon dioxide and hydrogen sulphide, the effect of the rich amine temperature entering to the regeneration column on the total energy consumption has been investigated. The heat load of reboiler, the condenser, and the heat transfer rate of the lean/rich amine heat exchanger were studied and the temperature of 100°C was obtained as an optimal temperature to reduce operating costs and lead to the highest amount of hydrogen sulphide recovery. At this temperature, the total cost of the main heat transfer equipment is minimized.

REFERENCES

- [1] Ghanbarabadi, H., and Khoshandam, B. (2015). "Simulation and comparison of Sulfinol solvent performance with Amine solvents in removing sulfur compounds and acid gases from natural sour gas". *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 22: 415-420.
- [2] Rezakazemi, M., Niazi, Z., Mirfendereski, M., Shirazian, S., Mohammadi, T., and Pak, A. (2011). "CFD simulation of natural gas sweetening in a gas-liquid hollow-fiber membrane contactor". *Chemical Engineering Journal*, 168(3): 1217-1226.
- [3] Lunsford, K. M., and Jerry, A. B. (1996). "Optimization of amine sweetening units". *American Institute of Chemical Engineers*, 12-150.
- [4] Wang, T., Hovland, J., and Klaus J. J. (2015). "Amine reclaiming technologies in post-combustion carbon dioxide capture". *Journal of Environmental Sciences*, 27: 276-289.
- [5] Addington, L., and Ness, C. (2009). "An evaluation of general "Rules of Thumb" in amine sweetening unit design and operation". *Bryan Research and Engineering*, 140-250.
- [6] Al-Lagtah, N. M. A., Al-Habsi, S., and Sagheer A. O. (2015). "Optimization and performance improvement of Lekhwair natural gas sweetening plant using Aspen HYSYS". *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 26: 367-381.
- [7] Berrouk, A. S., and Ochieng, R. (2014). "Improved performance of the natural-gas-sweetening Benfield-HiPure process using process simulation". *Fuel Processing Technology*, 127: 20-25.