

مطالعه ی اقتصادی و بررسی ارزش حرارتی گاز تصفیه شده ی واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه سرخس با حلال پیشنهادی Sulfinol-M و حلال آبی MDEA با نرم افزار Aspen Plus

محمود ترابی انگجی^{۱*}، حسن قنبرآبادی^۲، فاطمه کریمی زادگوهری^۳

۱. دانشیار دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه تهران، تهران، ایران

۲. دانشجوی دکترای مهندسی شیمی، دانشگاه سمنان، سمنان، ایران

۳. مدرس، کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد لاهیجان، لاهیجان، ایران

دریافت: ۹۲/۱۰/۹ پذیرش: ۹۳/۳/۱۹

چکیده

بیش از ۹۵٪ پالایشگاه های تصفیه گاز برای حذف ناخالصی های همراه گاز طبیعی مانند گازهای اسیدی (CO_2, H_2S) با فرایند جذب با حلال شیمیایی (آمینی) فعالیت می کنند. این تحقیق به عملکرد مخلوط حلال فیزیکی و شیمیایی در منطقه گازی سرخس که با حلال آمینی (MDEA) در حال فعالیت می باشد و یکی از مناطق گازی که حاوی درصد بالایی از گازهای اسیدی است و همچنین به بررسی و تخمین هزینه های لازم در بخش حلال پالایشگاه، در غلظت های مختلف سولفولان در حلال Sulfinol-M می پردازد. نتایج شبیه سازی و بررسی ها حاکی از این است که در صورت جایگزینی حلال Sulfinol-M به جای حلال آبی آمینی (MDEA)، میزان مصرف MDEA 26487 kg/hr و همچنین مقدار آب مصرفی پالایشگاه 50% کاهش می یابد. ضمناً ظرفیت پالایش گاز ترش از 173000 scmh به 220000 scmh افزایش و مصرف انرژی نیز کم تر می شود. در نتیجه باعث کاهش هزینه های سرمایه گذاری در بخش انرژی و حلال می گردد. همچنین در صورتی که بخش عمده ای از ترکیب نسبی حلال Sulfinol-M، Sulfolane باشد، (42 %wt Sulfolane و 38% wt MDEA) کیفیت و ارزش حرارتی گاز تصفیه شده افزایش می یابد که در نتیجه در دست گرفتن بازار صادرات و افزایش سرمایه را به دنبال خواهد داشت.

کلمات کلیدی: بهینه سازی، دبی حلال، ارزش حرارتی، Sulfolane, Sulfinol-M

*m_torabi_angaji@ymail.com

مقدمه

به طور کلی گازهای طبیعی دارای ناخالصی‌هایی از جمله $\text{CO}_2, \text{H}_2\text{S}$ می‌باشند. جداسازی ناخالصی‌های گاز از نقطه نظرهای مختلفی مهم و قابل بررسی می‌باشد، از جمله: تنظیم ترکیب استاندارد محصول گاز و مایع، پرهیز از تشکیل هیدرات در دماهای پائین، کاهش هزینه‌های تقویت فشارگاز، ایمنی و کنترل خوردگی و رسیدن به حد مجاز انتشار مواد آلاینده به محیط زیست. جداسازی $\text{CO}_2, \text{H}_2\text{S}$ از گاز طبیعی یکی از مهم‌ترین موارد پالایش گاز است. این ترکیبات را از گاز طبیعی جدا کرده و به عنوان خوراک در واحد‌های دیگر مورد استفاده قرار می‌دهند. در صنعت اگر میزان سولفید هیدروژن از 5.7 mg/m^3 Natural gas بیش تر شود، گاز را گاز ترش می‌نامند. فرایند جداسازی گازهای اسیدی (مخلوط $\text{CO}_2, \text{H}_2\text{S}$) از گاز ترش، شیرین سازی گاز نامیده می‌شود. در بسیاری از پالایشگاه‌های گاز (بیش از ۹۵٪) برای شیرین سازی گاز از فرآیند جذب استفاده می‌شود. در فرآیند جذب، گاز ترش از پائین و حلال آمین از بالا وارد برج جذب (Contactor) می‌شود. گازهای اسیدی در طول برج، جذب حلال می‌گردند و گاز شیرین از بالا و محلول آمین اشباع شده از گازهای اسیدی (Amine Rich) از پائین خارج می‌شود. Rich Amine برای احیاء شدن و ازدست دادن گازهای اسیدی و استفاده مجدد در برج آمین وارد برج احیاء (Regeneration) می‌شود [۲۱].

در فرآیند شیرین سازی گاز ترش از حلال‌های متفاوتی می‌توان استفاده نمود. گروهی از حلال‌ها مانند متانول، کربنات پروپیلن و سولفولان فرآیند جذب را به صورت فیزیکی و بدون واکنش شیمیایی انجام می‌دهند. در صورت استفاده از دیگر حلال‌ها مانند متیل دی اتانول آمین^۱ و دی ایزوپروپانول آمین^۲ این فرآیند همراه با واکنش شیمیایی انجام می‌شود. دسته دیگری از حلال‌ها هر دو نوع واکنش شیمیایی و فیزیکی را در بر می‌گیرند که این گروه را می‌توان مخلوط حلال نامید و از فرآیند‌های انجام شده در این گروه می‌توان به فرآیند Sulfinol اشاره نمود که توسط شرکت شل در سال ۱۹۶۳ معرفی شد. این فرایند شامل عبور جریان گاز ترش طبیعی از ترکیب Sulfolane, MDEA, DIPA و آب است. یکی از مزایای استفاده از فرآیند آبی سولفولان - آمین، امکان تغییر نسبی میزان آب و سولفولان برای کاهش انرژی مورد نیاز برای احیاء می‌باشد. همچنین ظرفیت بالای جذب سولفولان نسبت به حلال‌های فیزیکی دیگر، فشار بخار پائین و کم بودن آنتالپی تبخیر آن، از مزیت‌های دیگر این حلال است [۱، ۲، ۳، ۴ و ۱۱].

در این تحقیق به دلیل جداسازی گزینش پذیر سولفید هیدروژن در حضور دی اکسیدکربن و بالا بودن درصد جذب گازهای اسیدی، از ترکیب Sulfolane, MDEA و آب که به فرایند Sulfinol-M معروف است، استفاده شده است و نتایج شبیه سازی حاصل از حلال پیشنهادی با حلال کنونی واحد تصفیه گاز پالایشگاه گاز سرخس (حلال آبی MDEA) جهت مطالعات اقتصادی و کیفیت گاز تصفیه شده مورد بررسی قرار گرفت. حضور حلال فیزیکی در فرایند Sulfinol-M موجب افزایش بار گازهای اسیدی در مقایسه با سیستم‌های حلال شیمیایی آمینی می‌گردد. این فرآیند جهت جداسازی گازهای اسیدی از هیدروکربن‌های گازی که

¹ MDEA

² DIPA

درصد گازهای اسیدی آن بالا باشد بسیار مناسب است، استفاده از حلال فیزیکی و شیمیایی در فرآیند Sulfinol-M باعث شده که فواید هر دو نوع حلال ها از جمله افزایش ظرفیت حلال به خاطر استفاده از حلال فیزیکی و رسیدن غلظت گازهای اسیدی به مقدار بسیار کم در گاز شیرین خروجی به خاطر استفاده از حلال شیمیایی، در اختیار قرار گیرد [۸،۵،۶].

شبیه سازی

در حال حاضر در واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه سرخس، برای تصفیه گاز ترش (جدول ۱) از سیستم های آمینی (حلال آبی MDEA) استفاده می شود. در این پژوهش برای شیرین سازی خوراک گازی پالایشگاه سرخس از درصد ترکیب های مختلف حلال آبی Sulfinol-M (Sulfolane + MDEA + H₂O) به جای حلال آبی MDEA مطابق با جدول ۲ استفاده شده است. در شبیه سازی این واحد، نرم افزار قدرتمند Aspen Plus امکان بررسی اثر تغییر غلظت حلال آبی Sulfinol-M و تاثیر آن بر فرآیند های موجود در مراحل تصفیه گاز ترش را فراهم می سازد. همچنین می توان با بررسی حالت های ۱ تا ۴ موجود در جدول ۲ مناسب ترین ترکیب نسبی از سولفولان و MDEA و آب را در مخلوط حلال Sulfinol-M تخمین زد و کیفیت استاندارد گاز شیرین را متناسب با استانداردهای گاز تصفیه شده فراهم نمود. در این شبیه سازی از مدل ترمودینامیکی NRTL در شرایط دمای ۵۳ درجه سانتیگراد و فشار ۷۲/۳۴ بار استفاده شده است [۱۰،۹،۸،۷]. نمای کلی شبیه سازی در شکل ۱ قابل رویت است.

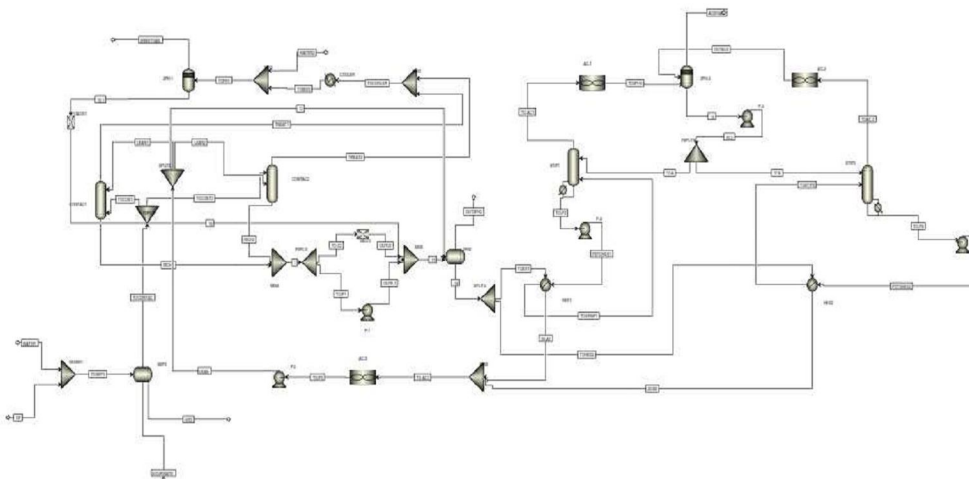
جدول ۱. آنالیز گاز ترش (% مول) خوراک واحد تصفیه گاز

Components	N ₂	CO ₂	H ₂ S	COS	C ₁	C ₂
mol%	0.55	6.41	3.85	17ppm ^a	88.35	0.56
Components	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆ ⁺
mol%	0.09	0.02	0.03	0.02	0.02	0.01

جدول ۲. غلظت های مختلف حلال آبی Sulfinol-M

ترکیب حلال			حالت های مختلف غلظت حلال برای شبیه سازی (*)	
H ₂ O	Sulfolane	MDEA		
139759	181229	116917	S-M-1	دبی ورودی بر حسب کیلوگرم بر ساعت (kg/hr)
111024	191589	133136	S-M-2	
86944	164895	154406	S-M-3	
100348	232094	131807	S-M-4	
0.3161798	0.41	0.2645049	S-M-1	درصدوزنی (%wt)
0.2524368	0.4356195	0.3027129	S-M-2	
0.2121289	0.4023158	0.3767244	S-M-3	
0.2142313	0.4954910	0.2813920	S-M-4	

(*) برای نشان دادن حالت های مختلف حلال Sulfinol-M از علامت S-M-1 استفاده شد که S-M نشانه حلال Sulfinol-M و شماره ۱ نشانه حالت اول است و شماره های بعدی برای حالت های دیگر شبیه سازی استفاده شده است.



شکل ۱. شماتیک شبیه سازی شده واحد پالایش گاز با نرم افزار Aspen Plus

نتایج شبیه سازی

۱- مطالعه و بررسی اقتصادی حلال MDEA با حلال پیشنهادی Sulfinol-M

یکی از پارامترهای اساسی در طراحی واحدهای صنعتی توجه به این نکته است که طراحی واحد از نظر اقتصادی مقرون به صرفه باشد؛ طوری که هزینه جایگزینی مواد جدید به جای مواد مورد استفاده قبلی، صرف نظر از عملکرد آن، بیش تر از ماده مورد استفاده قبلی است یا نه. در این بخش به میزان سرمایه گذاری لازم در صورت استفاده از حلال Sulfinol-M به جای حلال MDEA پرداخته می شود. با توجه به متفاوت بودن قیمت های اعلام شده توسط شرکت های تولیدکننده برای کیفیت های مختلف سولفولان و متیل دی اتانول آمین، از قیمت های ارائه شده توسط شرکت مرک آلمان (جدول ۳) برای دو ماده فوق استفاده گردیده است [۱].

جدول ۳. قیمت MDEA و Sulfolane تولید شرکت مرک

قیمت حلال به تومان	قیمت حلال به دلار (بافرض ثابت هر دلار ۱۰۰۰ تومان)	قیمت حلال (\$/L)	
۱۰۵۰۰۰	۱۰۵	۱۰۵۰	MDEA مرک آلمان ۱۰۰ cc
۴۲۰۰۰	۴۲	۴۲۰	Sulfolane مرک آلمان ۱۰۰ cc
۱۰۵۰۰۰	۱۰۵	۴۲۰	Sulfolane مرک آلمان ۲۵۰ cc

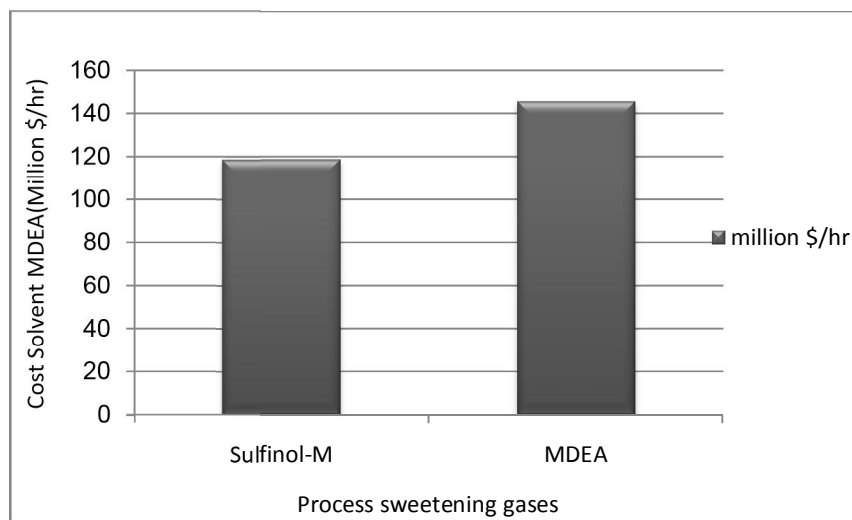
در جدول ۳، مشاهده می شود که در حجم مشخصی از دو حلال، هزینه خرید حلال سولفولان کم تر از هزینه مورد نیاز جهت خرید حلال متیل دی اتانول آمین می باشد. بنابراین در صورت استفاده از فرآیندی که سولفولان سهم بیش تری در حلال دارد، می توان هزینه سرمایه گذاری را کاهش داد. البته لازم است در طراحی فرآیند کلیه پارامترها را در نظر داشت. در بررسی هزینه های مورد نیاز در بخش حلال (جدول ۴)

فقط هزینه های لازم جهت خرید سولفولان و متیل دی اتانول آمین و مقایسه هزینه ها برای سیستم دمایی ۵۳ درجه سانتی گراد ($^{\circ}\text{C}$) برای دو حالت S-M-1 و M-1 صورت پذیرفت که محاسبات بدون در نظر گرفتن هزینه آب مقطر همراه حلال می باشد. ضمناً بررسی هزینه در دماها و غلظت های متفاوت، متغییر خواهد بود و مستلزم بررسی دقیق می باشد.

جدول ۴. مقایسه هزینه های سرمایه گذاری در بخش حلال

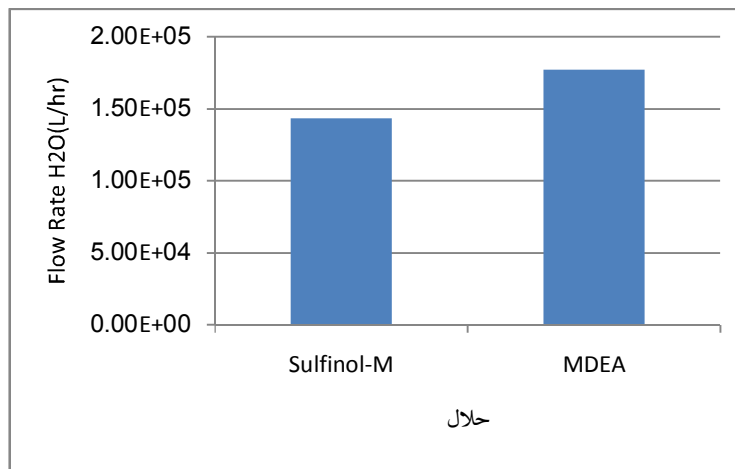
فرآیندمورد استفاده باحلال Sulfinol-M			فرآیند مورد استفاده باحلال MDEA		
Sulfolane	MDEA	H ₂ O	MDEA	H ₂ O	
۱۴۲۶۰۰	۱۱۳۱۲۸	۱۴۰۰۲۸	۱۳۸۷۵۷	۱۷۶۹۷۴	جریان LEAN (L/hr)
۳ / ۲۴۰۰۳۹	۱/۴۰۶۵۶	۱/۴۵۶ ۳۲۴۶	۱/۱۰۱۷۷۶	۳۴۲۶/ ۱۴۶	جریان MAKEUP (L/hr)
۵۹/۸۹۳۳۶۰۸	۱۱۸/۷۸۵۴۹۲۷	-	۱۴۵/۶۹۶۰۰۶۹	-	هزینه مجموع دبی LEAN و MAKEUP بر حسب میلیون دلار بر ساعت

با توجه به جدول ۴ مشاهده می شود در فرآیندی که از حلال Sulfinol-M استفاده شده است MDEA و آب مقطر کمتری نسبت به فرآیندی که از حلال MDEA برای شیرین سازی گاز استفاده شده است مورد نیاز می باشد. حال با توجه به هزینه بالای حلال MDEA نسبت به حلال Sulfolane مسلماً، هزینه مورد نیاز برای فرآیند MDEA بیش تر از فرآیند Sulfinol-M خواهد بود که این تفاوت هزینه در بخش حلال مورد نیاز برای هر دو فرآیند در شکل ۲ مشاهده می شود.



شکل ۲. مقایسه هزینه مورد نیاز MDEA در دو فرآیند MDEA و Sulfinol-M

لازم به یادآوری است که برای مقایسه کل هزینه مورد نیاز در بخش حلال برای هر دو فرآیند باید هزینه آب مقطر را در هر دو فرآیند و هزینه سولفولان را در فرآیند Sulfinol-M مد نظر قرارداد. بنابراین با توجه به رابطه مستقیم هزینه سرمایه گذاری با دبی حلال، می توان به طور نسبی هزینه لازم جهت تامین H_2O مورد نیاز برای هر دو حلال را در شکل ۳ ملاحظه نمود. همان طور که مشاهده می شود در فرآیند MDEA، H_2O بیش تری نسبت به فرآیند Sulfinol-M لازم می باشد که این تفاوت باعث افزایش هزینه در این بخش می گردد [۹ و ۷، ۸].



شکل ۳. مقایسه H_2O مورد نیاز برای دو حلال MDEA و Sulfinol-M

با توجه به این که بیش ترین میزان انرژی، صرف گردش حلال در سیستم می شود و توجه به این نکته که افزایش غلظت اجزاء سازنده حلال باعث کاهش دبی حلال در گردش و کاهش انرژی مورد نیاز می گردد از این رو افزایش غلظت حلال، کاهش مصرف انرژی و در نهایت کاهش هزینه پمپاژ حلال در گردش را به دنبال خواهد داشت. همچنین با کاهش دما و افزایش فشار، حلال کم تری لازم بوده که این مقوله بر هزینه لازم برای تامین حلال موثر است. هم چنین پارامترهای دما و فشار بر میزان حلال جبرانی MAKEUP موثر بوده که این موضوع نیز بر هزینه مورد نیاز برای تامین حلال اثر گذار است [۹ و ۷، ۸].

۲- کیفیت گاز تصفیه شده

داد و ستدهای اقتصادی گاز طبیعی عموماً بر پایه محتوای انرژی گاز صورت می گیرد که از حاصل ضرب حجم اندازه گیری شده گاز در ارزش حرارتی کلی آن، به دست می آید. ارزش حرارتی یک سوخت در دمای T °C، مقدار حرارتی است که از احتراق کامل یک واحد از این سوخت آزاد می شود؛ احتراق در فشار یک اتمسفر انجام شده و مواد واکنش دهنده در دمای T °C وارد شده و محصولات احتراق نیز در دمای مشابه خارج می شوند. دماهای مرجعی که انتخاب می شوند متفاوت بوده و می تواند ۰، ۱۵ یا ۲۵ درجه سلسیوس (°C) باشد. این انتخاب اثر کمی روی ارزش حرارتی دارد [۱].

طی احتراق یک گاز طبیعی، آب تولید می شود. با فرض این که آب تولید شده در محصولات احتراق در حالت بخار باشد، ارزش حرارتی خالص^۱ (NHV) به دست می آید. ارزش حرارتی کلی^۲ (GHV) حرارت میعان بخار آب را نیز در بردارد. اگر ترکیب شیمیایی گاز طبیعی مشخص باشد، ارزش حرارتی آن را می توان توسط وزن دهی خطی^۳ ارزش حرارتی هر یک از سازنده ها محاسبه کرد. البته مخلوط گاز اولیه و محصولات واکنش باید رفتار مخلوط گازهای ایده آل را داشته باشند.

$$HV = \sum_i HV_i x_i \quad (5)$$

در معادله فوق HV_i به ارزش حرارتی سازنده i (NHV یا GHV) برحسب kJ/m^3 یا kJ/mol اشاره دارد، X_i درصد مولی سازنده i در گاز طبیعی و HV ارزش حرارتی گاز طبیعی بر حسب kJ/Nm^3 یا kJ/mol است. بنابراین GHV محاسبه شده کمی با مقدار واقعی آن تفاوت دارد و اختلاف موجود را می توان کم تر از 50 J/mol در نظر گرفت. به طور کلی و با توجه به جدول ۵، متان می تواند دارای ارزش حرارتی بیش تری باشد؛ چرا که درصد زیادی از گاز تصفیه شده را تشکیل می دهد [۱].

جدول ۵. ارزش حرارتی اجزای اصلی گاز

NHV (kJ/m^3)	GHV (kJ/m^3)	چگالی (kg/Nm^3)	وزن مولکولی (kg/kmol)	فرمول شیمیایی	سازنده
۳۵/۹۰۴	۳۹/۹۳۶	۰/۷۱۷۵	۱۶/۰۴۳	CH ₄	متان
۶۴/۴۰۴	۷۰/۴۹۸	۱/۳۳۳	۳۰/۰۷۰	C ₂ H ₆	اتان
۹۳/۱۴۶	۱۰۱/۳۶۴	۲/۰۱۰	۴۴/۰۹۷	C ₃ H ₈	پروپان
۱۲۳/۹۱	۱۳۴/۴۱۵	۲/۷۰۹	۵۸/۱۲۳	n-C ₄ H ₁₀	نرمال بوتان
۱۲۳/۳۵۶	۱۵۳/۸۵۱	۲/۷۰۷	۵۸/۱۲۳	i-C ₄ H ₁₀	ایزوبوتان
۱۵۹/۰۴۵	۱۷۲/۱۸۹	* ۳/۵۱	۷۲/۱۵۰	n-C ₃ H ₁₂	نرمال پنتان
۱۹۴/۴۴۵	۲۱۰/۲۲۶	* ۴/۳۱	۸۶/۱۷۷	n-C ₆ H ₁₄	نرمال هگزان
۲۴۲/۰۰۷	۲۶۱/۳۹	* ۵/۳۹	۱۰۰/۲۰۰	n-C ₇ H ₁₆	نرمال هپتان
۲۳/۳۳۸	۲۵/۳۶۹	۱/۵۳۶	۳۴/۰۸۲	H ₂ S	سولفید هیدروژن

*مقدار محاسبه شده برای حالت گازی فرضی است.

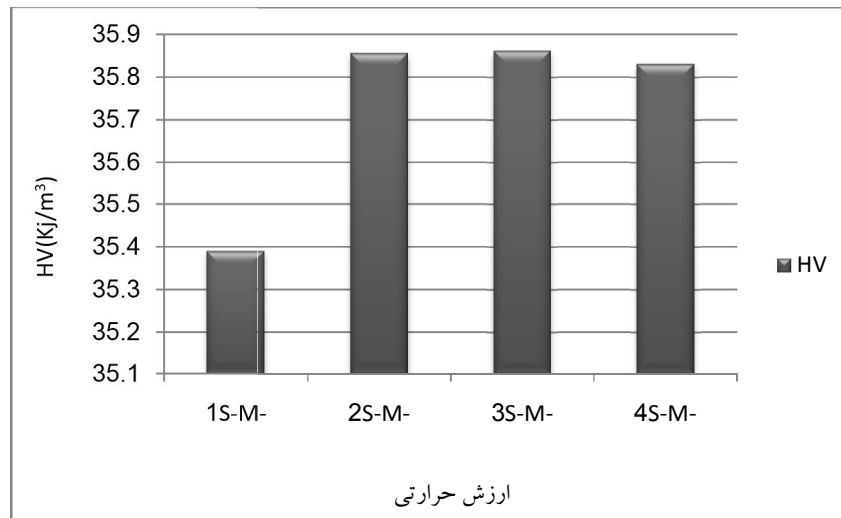
بنابراین با توجه به جدول ۵ و جداول ۳، ۲ و ۴ و نتایج حاصل از شبیه سازی با نرم افزار Aspen Plus می توان ارزش حرارتی گاز ترش تصفیه شده را با هر یک از فرآیندها محاسبه نمود. حال با توجه به این که داد و ستد های اقتصادی گاز براساس محتوای انرژی گاز صورت می گیرد می توان میزان سرمایه گذاری و سود حاصل را محاسبه و بهترین فرآیند را با توجه به نیاز بازار انتخاب نمود که با استفاده از رابطه ۵

¹Net Heating Value

²Gross Heating Value

³Linear weighting

می توان شکل ۴ را جهت مقایسه ارزش حرارتی خالص^۱ برای چهار غلظت مختلف ذکر شده در جدول ۲ بر حسب (Kj/m³) رسم نمود.



شکل ۴. مقایسه ارزش حرارتی خالص برای گاز تصفیه شده با غلظت های مختلف حلال Sulfinol-M

نتیجه گیری

گازهای اسیدی در حضور حلال های فیزیکی واکنش شیمیایی انجام نمی دهند، بلکه صرفاً به صورت فیزیکی جذب می شوند و تقریباً حلالیت این گازها با فشار جزئی آن ها به صورت خطی تغییر می کند. با افزایش غلظت سولفولان فشار جزئی گازهای اسیدی کاهش می یابد، در فشار های جزئی کم، ظرفیت حلال های فیزیکی برای جذب گازهای اسیدی پائین تر از حلال های شیمیایی می باشد ولی در فشارهای بالا، به دلیل وجود محدودیت استوکیومتری واکنش، ظرفیت حلال های فیزیکی بالاتر از حلال های شیمیایی است. نتایج حاکی از کاهش دبی کلی حلال از 400-480 m³/hr (برای 40-50 %wt حلال MDEA) به 315-420 m³/hr (برای 20-40 %wt H₂O، 20-40 %wt Sulfolane، 40-50 % wt MDEA، حلال Sulfinol-M)، کاهش مصرفی (همراه حلال MDEA) از 50-60 %wt به 20-30 %wt (همراه حلال Sulfinol-M)، کاهش مصرف انرژی، افزایش ظرفیت پالایش گاز ترش در حالت های مختلف حلال Sulfinol-M از 173000 Sm³/hr به 220000 Sm³/hr و پیش بینی کاهش 40-50 % هزینه های سرمایه گذاری در بخش حلال و بخش های مختلف دیگر در صورت استفاده از حلال Sulfinol-M می باشد که می تواند توجیه اقتصادی مناسبی در مقابل حلال فعلی و سایر حلال های آمینی داشته باشد.

¹Net Heating Value

منابع

۱. الکساندرروژی، کلودژافره، "گازطبیعی"، ترجمه ابوحمد، رسایی، بهرامیان، ناشر: موسسه انتشارات و چاپ دانشگاه تهران، چاپ ۱۳۸۲.
۲. خرم زرین، کل کتاب، "فرآورش گازهای ترش"، ناشر: شرکت ملی گاز ایران (آموزش فنی - تخصصی)، چاپ سوم بهار ۱۳۸۱.
۳. اکبری، ف، ترا بی، م، گلعداری، ف، گوهررخی، م، کل کتاب "شبیه سازی فرآیندهای شیمیایی پایا با نرم افزار ASPEN PLUS"، تهران شرکت دانشگران صنعت پژوه ۱۳۸۸.
۴. رابرت تریبال، کاغذچی، ط، سهرابی، م، "انتقال جرم"، فصل پنجم، فصل هشتم، ناشر: انتشارات دانشگاه صنعتی امیر کبیر (پلی تکنیک تهران).
۵. طاروق احمد، ترجمه شهیدی، ا، رضا نعمی تاجدار، "رفتار فازی هیدروکربن ها"، فصل اول، فصل ۳، فصل ۶، ناشر: انتشارات دانشگاه فردوسی مشهد سال ۱۳۷۶.
۶. "تصفیه گاز و بازیافت گوگرد با استفاده از مقالات شیرین کردن گاز" (سمینار شرکت comprimو تهران)، از انتشارات اداره آموزش پالایشگاه اصفهان.
۷. قنبرآبادی، ح، ترابی انگجی، م، زارع علی آبادی، ح، مقاله شبیه سازی و بررسی امکان سنجی جایگزینی حلال Sulfinol-M به جای حلال MDEA توسط نرم افزار Aspen plus در واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه سرخس، اولین همایش ملی توسعه تکنولوژی صنعت نفت گاز و پتروشیمی اربیهشت ۱۳۹۰ اهواز.
۸. قنبرآبادی، ح، ترابی انگجی، م، مقاله شبیه سازی و بررسی غلظت سولفولان در فرآیند Sulfinol-M جهت حذف CO_2 و H_2S ، پنجمین همایش ملی و نمایشگاه تخصصی مهندسی محیط زیست، دانشگاه تهران آذرماه ۱۳۹۰ تهران.
9. Torabia ngaji, m.ghanbarabadi, h.karimi zad goahri, F. Optimizations of Sulfolane concentration in propose Sulfinol-M solvent instead of MDEA solvent in the refineries of Sarakhs. Journal of Natural Gas Science and Engineering 17 August 2013.
10. Shahsavand, A. Garmroodi, A. Simulation of khangiran gas treating units for various cooling scenarios. Journal of Natural Gas Science and Engineering. 20 August 2010.
11. Zong, L. Chen, C-C. Thermodynamic modeling of CO_2 and H_2S Solubilities in aqueous DIPA solution, aqueous Sulfolane-DIPA solution, and aqueous Sulfolane-MDEA solution with electrolyte NRTL model. Fluid Phase Equilibria. 13 April 2011.
12. Stewart, O, Minnear, L. Sulfolane Technical Assistance And Evaluation report. Alaska Department Of Environmental Conservation June, 2010.
13. Simoni, D. Lin, Y. Brennecke, J and Stadtherr, M. Modeling Liquid-Liquid Equilibrium of Ionic Liquid Systems Wit NRTL, Electrolyte-NRTL, and UNIQUAC, Department of Chemical and Biomolecular Engineering University of Norte Dame, Notre Dame, IN 46556, USA. July 2007.
14. Lorenz V. Kunkel, PRECONTACTING HYDROGEN SULFIDE CONTATINING GAS STREAMS WITH RICH SULFINOL, United States Patent, Amoco Production Company Tulas, Okla. July 30, 1969.