

ارزیابی فنی فرآیند یکپارچه شیرین‌سازی و غنی‌سازی گاز

حمیدرضا مهدی‌پور^{۱*}، عطیه قربانی^۲ و محمدکاظم حمیدنیا^۲

۱- پژوهشکده توسعه فناوری‌های فرآورش و انتقال گاز، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران، ایران

۲- شرکت ملی گاز ایران، عسلویه، ایران

تاریخ دریافت: ۹۷/۳/۲ تاریخ پذیرش: ۹۷/۳/۲۷

چکیده

وظیفه واحد بازیافت گوگرد (SRU) تبدیل گاز اسیدی خروجی از واحد شیرین‌سازی گاز به گوگرد است تا از انتشار گازهای آلوده‌کننده محیط زیست جلوگیری شود. کم بودن غلظت H_2S در خوراک، منجر به بروز مشکلاتی نظیر عدم پایداری شعله در کوره واکنش، کاهش فعالیت کاتالیست‌ها، کاهش تولید گوگرد و افزایش آلاینده‌های زیست محیطی و کاهش کیفیت گوگرد تولیدی خواهد گردید. از این رو لازم است تمهیداتی به جهت غنی‌سازی گاز اسیدی و افزایش غلظت H_2S در خوراک ورودی به SRU در نظر گرفته شود. در حال حاضر غلظت H_2S در خوراک ورودی به SRU در برخی از پالایشگاه‌های پارس جنوبی، با کاهش قابل ملاحظه‌ای همراه شده است. از این رو، با توجه به اینکه واحد شیرین‌سازی گاز به علت کاهش غلظت H_2S ورودی به پالایشگاه با ظرفیت کمتری نسبت به ظرفیت اسمی خود در حال فعالیت است، می‌توان از ظرفیت مازاد آن به منظور غنی‌سازی گاز اسیدی ارسالی به SRU استفاده نمود. در این مقاله، ابتدا واحد شیرین‌سازی گاز با استفاده از داده‌های عملیاتی، شبیه‌سازی می‌شود. سپس، با در نظر گرفتن برج جذب غنی‌سازی، سیستم یکپارچه‌ای جهت افزایش غلظت گاز H_2S ارسالی به SRU پیشنهاد و شبیه‌سازی خواهد شد. نتایج حاصله نشانگر آن است که با استفاده از ظرفیت استفاده نشده واحد شیرین‌سازی گاز و تنها با افزودن یک برج جذب، می‌توان غلظت گاز H_2S را از حدود ۲۰٪ مولی به ۳۴٪ افزایش داد.

کلمات کلیدی: شیرین‌سازی گاز، بازیافت گوگرد، غنی‌سازی گاز اسیدی، ارزیابی فنی و پارس جنوبی.

مقدمه

COS و CS₂ در زباله سوز گاز پسماند^۲ می‌سوزد و به CS₂ تبدیل و به اتمسفر ارسال می‌گردد [۱-۶].

کم بودن غلظت H₂S در خوراک یا به اصطلاح رقیق بودن خوراک ورودی به SRU^۳، ممکن است منجر به عدم پایداری شعله در کوره واکنش و خاموش شدن مشعل و در نتیجه خاموشی ناخواسته واحد گردد. به منظور احتراق کامل هیدروکربن‌های سنگین در گاز ورودی، لازم است دمای کوره واکنش بالاتر از ۱۰۱۰°C باشد. در شرایط خوراک رقیق، دستیابی به این دما با چیدمان متداول کلاوس امکان‌پذیر نیست. در نتیجه، احتراق ناقص هیدروکربن‌ها می‌تواند منجر به رسوب آنها بر روی کاتالیست راکتورها و بسته شدن ریزحفره‌ها و غیرفعال شدن کاتالیست‌ها گردد. یکی از راه‌های جبران کاهش دمای کوره واکنش، تزریق گاز سوخت^۴ به همراه خوراک به داخل کوره واکنش است. افزایش بیش از اندازه تزریق گاز سوخت به جهت جبران کاهش غلظت H₂S خوراک و افزایش دمای کوره واکنش، می‌تواند منجر به کاهش کیفیت گوگرد تولیدی واحد گردد. همچنین، یکی از واکنش‌های جانبی که در کوره واکنش رخ می‌دهد، تولید COS از واکنش CO₂ و H₂S است (واکنش ۳) که میزان آن با کاهش دمای کوره واکنش افزایش خواهد یافت.

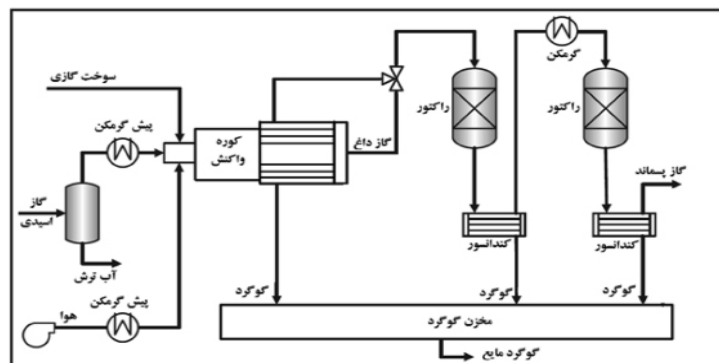
فرآیند کلاوس متداول‌ترین فن‌آوری بازیافت گوگرد محسوب می‌گردد. این فرآیند از یک کوره واکنش، یک دیگ بخار بازیافت حرارت^۱ (WHB) و دو یا سه راکتور کاتالیستی و کندانسور تشکیل شده است (شکل ۱). ابتدا طبق واکنش زیر، یک سوم از سولفید هیدروژن در کوره واکنش در حضور اکسیژن می‌سوزد و به دی اکسید گوگرد تبدیل می‌شود:



سپس، سولفید هیدروژن باقیمانده با دی اکسید گوگرد واکنش داده و به گوگرد عنصری و آب تبدیل می‌گردد [۱-۶]:



حدود ۷۰٪ از تولید گوگرد در دمای بالای ۱۰۰۰°C در کوره واکنش انجام می‌پذیرد. پس از کوره واکنش، دیگ بخار (WHB) قرار دارد که با سرمایه‌های محصولات گازی حرارت را بازیافت می‌نماید و گوگرد تولید شده در کوره را پس از میعان از جریان گاز جدا می‌کند. گاز خنک خروجی از WHB پس از مخلوط شدن با گاز داغ کنارگذر، به مرحله دوم که کاتالیستی است وارد می‌شود. در این مرحله SO₂ و H₂S واکنش نداده طبق رابطه ۲ واکنش می‌دهند تا تبدیل گوگرد به بیش از ۹۵٪ برسد. گوگرد بازیابی نشده، به شکل عنصری یا به شکل ترکیبات H₂S،



شکل ۱ چیدمان تجهیزات در یک واحد بازیافت گوگرد از نوع کلاوس

1. Waste Heat Boiler (WHB)
2. Tail Gas Incinerator
3. Sulfur Recovery Unit
4. Fuel Gas

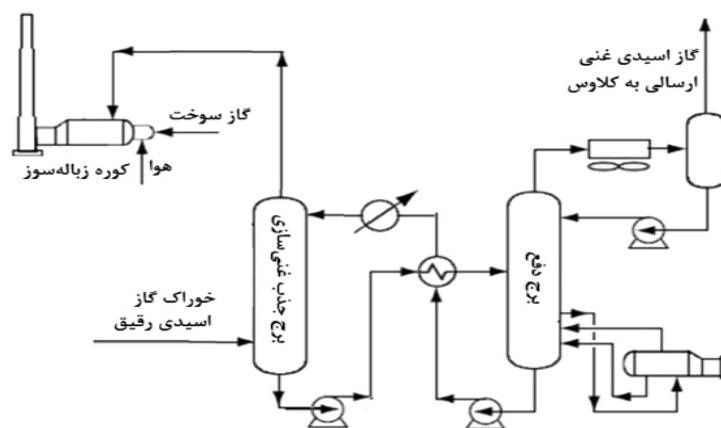
اسیدی، امکان بازیافت گوگرد در واحد کلاوس را فراهم می‌کند [۱۲-۱۵].

شکل ۲ شماتیک یک فرآیند AGE متداول را نشان می‌دهد. خوراک گاز اسیدی رقیق که حاوی مقادیر پایینی از H_2S است، از قسمت زیرین برج جذب غنی‌سازی به آن وارد می‌شود. در تماس با محلول MDEA در آب، H_2S و بخشی از CO_2 جذب و به همراه آمین غنی از قسمت انتهایی برج جذب خارج و به سمت برج دفع ارسال می‌گردد. گاز خروجی از بالای برج جذب AGE که هنوز دارای مقدار کمی از H_2S است، به سمت کوره زباله‌سوز ارسال می‌شود. تا H_2S باقیمانده در آن بسوزد و تبدیل به CO_2 گردد. آمین غنی قبل از وارد شدن به برج دفع یا احیاء، با آمین رقیق خروجی از برج احیاء تبادل حرارت می‌نماید تا دمای آن به میزان مطلوب افزایش یابد. H_2S و CO_2 جذب شده، تحت شرایط فشار پایین و دمای بالای برج احیاء، از محلول آمین دفع می‌گردند. گاز اسیدی که به دلیل جذب گزینشی CO_2 نسبت به H_2S ، اکنون غنی از H_2S است، از قسمت بالای برج به سمت بخش کلاوس ارسال می‌گردد و آمین رقیق از بخش زیرین برج دفع، خارج و به چرخه جذب و دفع برمی‌گردد [۱۶].

هرچند بخشی از COS در راکتور اول هیدرولیز و دوباره به H_2S تبدیل می‌گردد (عکس واکنش ۳)، با این وجود مشخص است که تولید COS موجب کاهش ظرفیت تولید گوگرد در راکتور اول و در نتیجه، بازیافت کلی واحد خواهد شد. در ضمن، افزایش COS باقیمانده در گاز ارسالی به کوره زباله‌سوز، موجب افزایش آلاینده‌های زیست محیطی می‌گردد. از این رو لازم است تمهیداتی به جهت غنی‌سازی گاز اسیدی و افزایش غلظت H_2S در خوراک ورودی به SRU در نظر گرفته شود [۷-۱۱].



تعداد زیادی از مخازن گازی حاوی مقادیر بیشتری از CO_2 نسبت به H_2S هستند. در نتیجه، زمانی که این گازهای اسیدی به منظور دستیابی به مشخصه‌های گاز قابل فروش در واحد شیرین‌سازی گاز از آن خارج می‌گردند، گاز اسیدی حاصله ممکن است دارای مقادیر پایینی از H_2S باشد که برای فرآوری در یک واحد کلاوس متداول مناسب نخواهد بود. برخی از انواع آمین نظیر MDEA، تحت شرایطی خاص نظیر دمای پایین و زمان ماند کم، قادر به جذب گزینشی H_2S نسبت به CO_2 هستند. با استفاده از این خاصیت، فرآیند غنی‌سازی گاز اسیدی^۱ (AGE) به روش SCOT با افزایش غلظت H_2S در جریان گاز

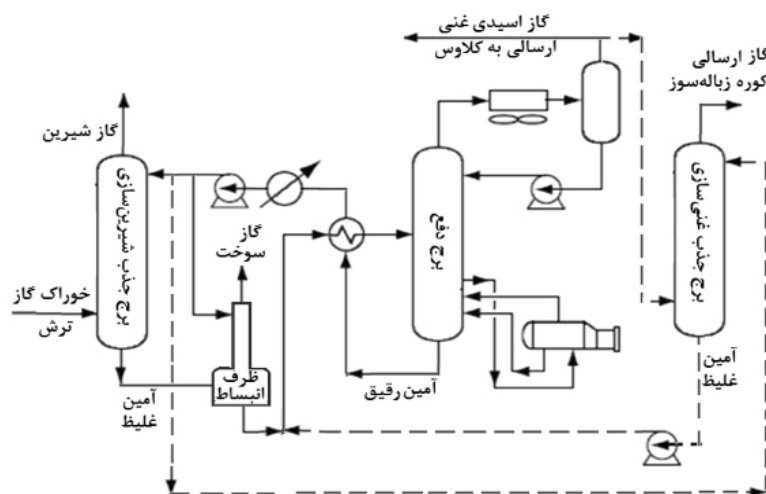


شکل ۲ شماتیک یک فرآیند AGE متداول

آزاد شدن هیدروکربن‌های محبوس و افزایش دما در مبدل حرارتی، به برج دفع ارسال می‌گردد که در آن CO_2 و H_2S جذب شده، آزاد و به واحد بازیافت گوگرد ارسال می‌شوند. آمین رقیق حاصل شده دوباره به چرخه جذب و دفع برمی‌گردد [۸]. چنانچه در شکل ۳ نشان داده شده است، با استفاده از ظرفیت خالی برج دفع در واحد شیرین‌سازی گاز و ارسال آمین رقیق مازاد به برج جذب غنی‌سازی، سیستم یکپارچه‌ای متشکل از واحد شیرین‌سازی گاز و فرآیند غنی‌سازی گاز اسیدی خواهیم داشت که در آن بخشی از گاز اسیدی خروجی از واحد شیرین‌سازی به برج جذب غنی‌سازی ارسال می‌گردد تا تحت شرایط جذب گزینشی در این برج، جذب بیشتری از H_2S توسط آمین رقیق مازاد انجام پذیرد. در این مقاله، ابتدا واحد شیرین‌سازی گاز با استفاده از داده‌های عملیاتی در شرایط موجود، شبیه‌سازی می‌گردد. سپس، سیستم یکپارچه‌ای متشکل از واحد شیرین‌سازی گاز و فرآیند غنی‌سازی گاز اسیدی، شبیه‌سازی خواهد شد و تأثیر استفاده از ظرفیت آمین رقیق مازاد موجود در این چیدمان، بر افزایش غلظت گاز H_2S ارسالی به واحد بازیافت گوگرد مورد ارزیابی قرار خواهد گرفت.

در حال حاضر غلظت H_2S در خوراک ورودی به SRU در برخی از پالایشگاه‌های پارس جنوبی به علت کاهش غلظت H_2S در خوراک ارسالی از چاه‌های گاز، با کاهش قابل ملاحظه‌ای همراه شده است. کاهش غلظت H_2S باعث شده تا واحد شیرین‌سازی گاز با ظرفیت کمتری نسبت به ظرفیت طراحی خود، وظیفه جداسازی گازهای CO_2 و H_2S را به انجام برساند. اما در سوی دیگر، کاهش غلظت H_2S همچنین موجب کاهش قابل ملاحظه درصد H_2S در گاز اسیدی ارسالی به واحد SRU شده است که مشکلات بسیاری را در این واحد ایجاد نموده است که به برخی از آنها اشاره شد. از این رو، با توجه به اینکه واحد شیرین‌سازی گاز با ظرفیت کمتری نسبت به ظرفیت اسمی خود در حال فعالیت است، می‌توان از ظرفیت مازاد برج دفع یا احیاء، به منظور غنی‌سازی گاز اسیدی ارسالی به SRU استفاده نمود.

در یک واحد متداول شیرین‌سازی گاز، ابتدا CO_2 و H_2S موجود در گاز ترش ارسالی از مخازن گاز در برج جذب شیرین‌سازی، توسط محلول آمین جذب می‌گردد. آمین غلیظ خروجی از پایین برج جذب، پس از عبور از ظرف انبساط^۱ جهت



شکل ۳ شماتیک فرآیند یکپارچه شیرین‌سازی و غنی‌سازی گاز

مقدار آمین در گردش و بار حرارتی جوش‌آور^۱ است. محلول آمین MDEA در آب قادر است به ازاء هر مول از MDEA در حدود ۰/۵ مول از گاز اسیدی (مجموع CO_2 و H_2S) را جذب نماید. از این رو، هر چه مقدار آمین در گردش بیشتر باشد، بالطبع قادر به جذب گاز اسیدی بیشتری خواهد بود که منجر به هزینه تجهیزات بزرگ‌تر و مصرف سرویس‌های جانبی بیشتر خواهد بود.

از سوی دیگر، بار حرارتی جوش‌آور رابطه مستقیمی با میزان گاز اسیدی باقیمانده در آمین رقیق دارد. هرچه گاز اسیدی باقیمانده در آمین رقیق کمتر باشد، کاهش بیشتر مقادیر CO_2 و H_2S در گاز شیرین امکان‌پذیر خواهد بود. تجاوز گاز اسیدی باقیمانده در آمین رقیق از میزان طراحی، به احتمال فراوان باعث تخطی مقادیر CO_2 و H_2S در گاز شیرین نسبت به مشخصه‌های مد نظر خواهد شد. از این رو همان‌طور که در جدول ۲ نشان داده شده است، دو مشخصه آمین در گردش و بار حرارتی جوش‌آور در شبیه‌سازی انجام شده، برابر با مقدار گزارش شده در شرایط عملیاتی در نظر گرفته شده است.

شبیه‌سازی فرآیند یکپارچه شیرین‌سازی و غنی‌سازی گاز چنانچه در بخش پیشین عنوان گردید، کاهش غلظت گاز H_2S در مخازن گاز پارس جنوبی موجب کاهش غلظت H_2S گاز اسیدی ارسالی به فرآیند کلاوس و بروز مشکلات عملیاتی متعدد در آن گردیده است. طبق اطلاعات ارائه شده در جدول ۱، در شرایط عملیاتی جدید، بیش از ۵۰٪ از ظرفیت واحد بدون استفاده است. در واقع هرچند شدت جریان گاز ورودی به واحد شیرین‌سازی گاز تنها اندکی از میزان طراحی کمتر است (۵۰۰ ton/h) در شرایط موجود در مقابل (۵۱۰ ton/h در شرایط طراحی)، اما به علت آنکه میزان H_2S در گاز ورودی از ۷۰۰۰ ppm طراحی به ۲۰۰۰ ppm کاهش یافته، مقدار آمین MDEA در گردش مورد نیاز جهت رساندن گاز شیرین به مشخصه‌های قابل قبول، به میزان قابل توجهی کاهش یافته و از ۵۱۰۰ L/min به ۲۵۰۰ L/min رسیده است. چنانچه در این جدول ۱ اشاره شده، کاهش در میزان H_2S در گاز ورودی به واحد شیرین‌سازی باعث کاهش ۴۶٪ در غلظت گاز اسیدی ارسالی به واحد بازیافت گوگرد گردیده است. دو پارامتر مهم در عملکرد واحد شیرین‌سازی گاز،

جدول ۱ مقایسه شرایط عملیاتی موجود و شرایط طراحی واحد شیرین‌سازی گاز

درصد کاهش	شرایط عملیاتی	شرایط طراحی	
۲	۵۰۰	۵۱۰	شدت جریان گاز ورودی، ton/hr
۷۱	۲۰۰۰	۷۰۰۰	میزان H_2S در گاز ورودی، ppm
۵۱	۲۵۰۰	۵۱۰۰	آمین در گردش، L/min
۴۳	۱۳	۲۳	بار حرارتی جوش‌آور، MW
۶۵	۰/۷	۲	میزان H_2S در گاز شیرین، ppm
.	۰/۸	۰/۸	میزان CO_2 در گاز شیرین، %mol
۴۶	۲۰	۳۷	میزان H_2S در گاز اسیدی، %mol
-----	۰/۰۰۰۰۱	۰/۰۰۱	H_2S باقیمانده در آمین رقیق، mol/mol MDEA

جدول ۲ اطلاعات و نتایج حاصل از شبیه‌سازی واحد شیرین‌سازی گاز

نتایج شبیه‌سازی اصلاح شده	نتایج شبیه‌سازی خام	شرایط عملیاتی	
۲۵۰۰	۲۵۰۰	۲۵۰۰	آمین در گردش، L/min
۱۳	۱۳	۱۳	بار حرارتی جوش‌آور، MW
۰/۷	۱	۰/۷	میزان H ₂ S در گاز شیرین، ppm
۱/۲	۱/۳	۰/۸	میزان CO ₂ در گاز شیرین، %mol
۲۰	۲۱	۲۰	میزان H ₂ S در گاز اسیدی، %mol
۰/۰۰۰۰۱	۰/۰۰۰۰۲	۰/۰۰۰۰۱	H ₂ S باقیمانده در آمین رقیق، mol/mol MDEA

۵- روش‌های داخل - خارج^۵

۶- روش‌های تخفیف^۶

۷- روش‌های مداومت همگون‌سازی^۷

۸- روش‌های غیرتعدالی

روش‌های تخفیف، داخل - خارج و مداومت همگون‌سازی، بسط و توسعه تمام یا بخشی از چهار روش نخست ذکر شده برای حل سیستم‌ها یا برج‌های دشوار است. مدل‌های غیرتعدالی، روش‌هایی بر اساس شدت یا پدیده انتقال هستند که در آنها مفهوم مرحله ایده‌آل کاملاً کنار گذاشته می‌شود و هرگونه نیاز به بازده حذف می‌گردد. استفاده از این مدل‌ها در برج‌هایی که تعریف مرحله تئوری در آن دشوار باشد و بازده‌ها قابل پیش‌بینی یا کاربرد نباشند، مناسب است.

در روش‌های BP، دمای مراحل مستقیماً توسط معادله نقطه حباب به دست می‌آید. در حالی که، روش‌های SR با استفاده از موازنه انرژی، دمای مراحل را اصلاح می‌کنند. در روش‌های نیوتون N₂، دماها و شدت جریان‌های کلی با یکدیگر محاسبه می‌گردند، اما ترکیب‌درصدها در مرحله‌ای مجزا محاسبه می‌شوند.

شبیه‌سازی واحد شیرین‌سازی گاز با استفاده از نرم‌افزار ProMax متعلق به شرکت BR&E^۱ انجام شد که نرم‌افزار مناسبی برای شبیه‌سازی واحدهای شیرین‌سازی گاز محسوب می‌گردد [۱۷]. در شبیه‌سازی برج‌های جداسازی، زمانی به جواب می‌رسیم که تمامی معادلات پایه تقطیر دقیق یا معادلات MESH به میزان مقرر خود رسیده باشند. MESH، حروف اول لاتین تمامی معادلات استفاده شده برای تشریح عملیات حالت پایای یک برج تقطیر است که عبارتند از [۱۸]:

- معادلات موازنه جرم یا شدت جریان، هم برای اجزاء و هم به صورت کلی
- معادلات تعادلی شامل معادله‌های نقطه حباب و نقطه شبم

- معادلات مجموع ترکیب‌درصدها یا رابطه تعادلی یا قیده‌های ترکیب‌درصدها
- معادلات حرارت یا آنتالپی یا موازنه انرژی
روش‌های دقیق ریاضیاتی حل معادلات MESH به چهار دسته اصلی تقسیم می‌گردد که عبارت است از [۱۸]:

۱- روش‌های نقطه حباب^۲ (BP)

۲- روش‌های مجموع شدت‌ها^۳ (SR)

۳- روش‌های نیوتون N₂

۴- روش‌های نیوتون عمومی یا تصحیح همزمان^۴ (SC)

تقسیم‌بندی‌های افزون بر این عبارتند از:

1. Bryan Research & Engineering

2. Buble - Point methods

3. Sum - Rate methods

4. Global Newton or Simultaneous Correction methods

5. Inside - out methods

6. Relaxation methods

7. Homotopy Continuation methods

جرمی مایع و بخار بر حسب lb/hr هستند. با در نظر گرفتن ضریب اصلاحی طغیان^۴ (FF) و ضریب کف‌زایی یا سیستم^۵ (SF)، و در دست داشتن شدت جریان حجمی گاز بر حسب فوت مکعب بر ثانیه (CFS)، مساحت مؤثر سینی از رابطه زیر به دست خواهد آمد [۱۷ و ۱۸]:

$$A_N = \frac{CFS}{FF \times u_{n,flood}} \quad (۶)$$

با استفاده از روشی مشابه، مساحت ناودانی محاسبه می‌گردد و سپس، مساحت کل سینی که برابر با مجموع مساحت مؤثر و مساحت ناودانی است، قابل محاسبه خواهد بود. در صورت مشخص بودن ابعاد برج در ارزیابی یک برج عملیاتی، با استفاده از روش فوق می‌توان فاصله نقطه عملیاتی از منطقه طغیان را بررسی نمود تا از عملکرد صحیح برج در صورت تغییر شرایط اطمینان حاصل گردد [۱۷ و ۱۸]. برج جذب در این واحد، با قطر برابر با ۴ m، دارای ۳۰ سینی است. از آنجایی که بازده کلی^۶ جداسازی در برج جذب با آمین در حدود ۳۰٪ ذکر شده [۱۶ و ۱۸]، از این رو تعداد مراحل تعادلی در نظر گرفته شده در شبیه‌سازی اولیه، برابر با ۱۰ مرحله تعیین گردیده است.

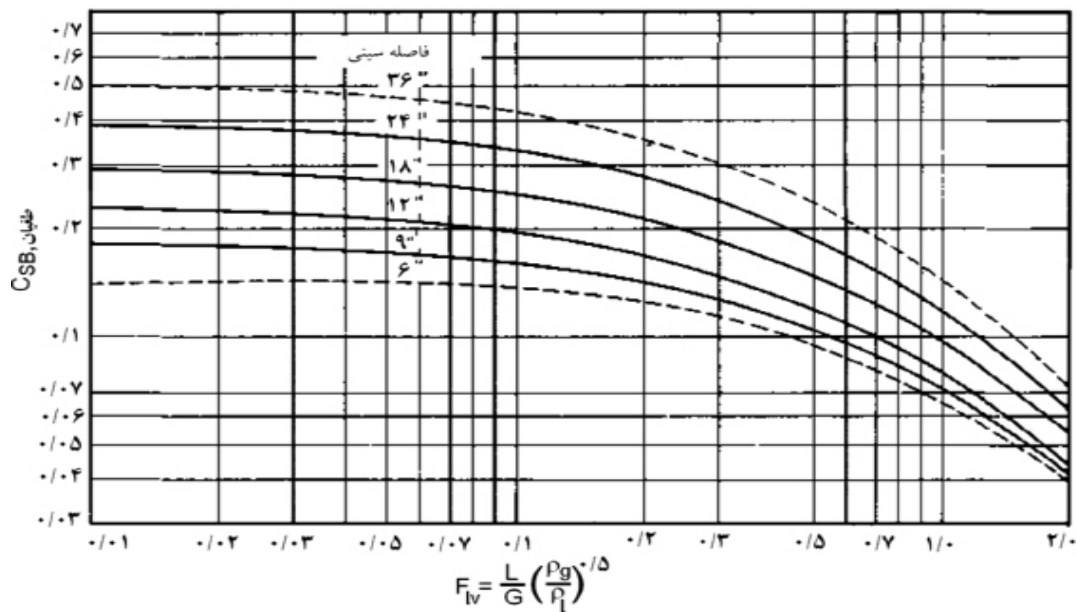
برخلاف این سه روش، در روش‌های SC معادلات و متغیرهای MESH به صورت همزمان حل می‌شوند. روش ایشی و اوتو^۱ از جمله روش‌های SC محسوب می‌گردد و در نرم‌افزار ProMax از آن برای حل معادلات برج‌ها استفاده شده است [۱۸].

رابطه طغیان فیر^۲ (رابطه ۴)، استاندارد صنعت برای پیش‌بینی پدیده طغیان و طراحی برج‌ها در صنعت است و توسط بیشتر طراحان پیشنهاد شده است. C_{SB} یا ثابت سولدرز و براون^۳ در این رابطه، تابعی است از پارامتر جریان، Flv (رابطه ۵)، فاصله سینی‌ها از یکدیگر، کشش سطحی مایع، و کسر مساحت سوراخ‌های سینی. C_{SB} بر پایه مساحت مؤثر، AN، محاسبه می‌گردد که حاصل کسر مساحت ناودانی از کل مساحت سینی است و از شکل ۴ تخمین زده می‌شود [۱۷ و ۱۸].

$$u_{N,flood} = C_{SB} \left(\frac{s}{20} \right)^{0.2} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (۴)$$

$$F_{lv} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (۵)$$

در این روابط، ρ_V و ρ_L به ترتیب دانسیته جرمی مایع و بخار، بر حسب lb/ft^۳، کشش سطحی بر حسب dyne/cm، و L و V به ترتیب شدت جریان‌های



1. Ishii and Oho
2. Fair
3. Soulders and Brown
4. Flooding Factor
5. Foaming or System Factor
6. Overall Efficiency

از نرم‌افزارهای تجاری عرضه شده، کم و بیش دارای ابزارهایی جهت تنظیم شبیه‌سازی هستند. نرم‌افزار ProMax، در بخش تنظیمات مربوط به برج‌ها دارای دو نوع بازده جداسازی و حرارتی است [۱۷]. با قرار دادن بازده حرارتی برج جذب شیرین‌سازی برابر با ۲۰٪ در تنظیمات ProMax، مقادیر CO_2 و H_2S در گاز شیرین حاصل از شبیه‌سازی اصلاح شده و به $0.12 \text{ mol} \%$ و 7 ppm تغییر یافت که خطای کمتری دارد. از آنجایی که شیوه اصلاح به کار رفته در برج جذب از نوع راندمان حرارتی است، میزان تغییرات در دی اکسید کربن که جذب آن حساسیت بیشتری نسبت به دما دارد نسبت به سولفید هیدروژن که به دما کمتر حساس است، مقدار بیشتری است ($0.11 \text{ mol} \%$ در دی اکسید کربن نسبت به 0.03 ppm).

همچنین، میزان H_2S در گاز اسیدی و H_2S باقیمانده در آمین رقیق در شبیه‌سازی خام، به ترتیب برابر با $21 \text{ mol} \%$ و $0.0002 \text{ mol/mol MDEA}$ به دست آمده است. با قرار دادن بازده برج دفع برابر با ۶۰٪ در تنظیمات ProMax، مقادیر H_2S در گاز اسیدی و H_2S باقیمانده در آمین رقیق در شبیه‌سازی اصلاح شده، به $20 \text{ mol} \%$ و $0.0001 \text{ mol/mol MDEA}$ تغییر یافت که با مقادیر عملیاتی کاملاً تطابق دارد. اطلاعات تکمیلی راجع به شیوه اصلاح شبیه‌سازی با استفاده از داده‌های عملیاتی در مرجعی دیگر ارائه شده است [۱۷].

در گام بعدی، مطابق با شکل ۳، برج جذب غنی‌سازی به واحد شیرین‌سازی گاز افزوده شد. در صورتی که تعداد مراحل تعادلی کمتر از مقداری حداقلی باشد، گاز H_2S زمان کافی برای جذب توسط آمین نخواهد داشت و در نتیجه، میزان H_2S باقیمانده در گاز خروجی از بالای برج بیش از معیارهای زیست محیطی خواهد بود. در سوی دیگر، در صورت زیاد بودن تعداد مراحل در نظر گرفته شده برای برج

همچنین، برج دفع با قطر برابر با ۳ m، دارای ۲۴ سینی است. مشابه با روش به کار رفته در شبیه‌سازی برج جذب، بخاطر بازده ۵۰٪ این برج [۱۶ و ۱۸]، تعداد مراحل تعادلی آن در شبیه‌سازی اولیه برابر با ۱۲ مرحله تعیین شد.

چنانچه در جدول ۲ ارائه شده است، نتایج اولیه حاصل از شبیه‌سازی برج‌های جذب و دفع توسط نرم‌افزار ProMax در وهله نخست دارای خطا است. به عنوان نمونه، مقادیر CO_2 و H_2S در گاز شیرین حاصل از شبیه‌سازی خام، به ترتیب برابر با $13 \text{ mol} \%$ و 1 ppm به دست آمده است. علت ظاهر شدن این خطا به بازده‌های کلی در نظر گرفته شده برای برج‌های جذب و دفع ارتباط دارد که معیاری کلی جهت طراحی و ساخت واحدهای جدید محسوب می‌گردند و ممکن است بسته به نوع تجهیزات و مواد موجود در فرآیند، نیاز به اصلاح داشته باشد. به عنوان نمونه، در نظر گرفتن بازده در حدود ۶۰٪ برای برج احیاء آمین MDEA پیشنهاد شده است [۱۷]. در واحدهای عملیاتی موجود ممکن است بسیاری از متغیرها در طول زمان از معیارهای طراحی فاصله گرفته باشند و بازده به کار رفته نیاز به اصلاح داشته باشد. همچنین، مقادیر بازده ذکر شده در مراجع در حالتی قابل استفاده است که برج در ظرفیت اسمی خود که برای آن طراحی شده است، کار کند. با کاهش شدت جریان‌های ورودی به برج، بازدهی جداسازی آن تغییر می‌یابد که علت آن وقوع پدیده‌هایی نظیر ریزش^۱ و یا حمل مایع^۲ توسط گاز و به خصوص، تغییر در زمان ماند مایع بر روی سینی است. بیشتر جریان‌های مایع و گاز ورودی به برج نسبت به مقادیری طراحی اولیه، می‌تواند علاوه بر تغییر در بازدهی، منجر به از کار افتادن و خاموشی برج شود [۱۸].

از این رو، پس از انجام هر شبیه‌سازی، لازم است شبیه‌سازی اولیه انجام شده با استفاده از داده‌های عملیاتی و تجربی، تنظیم یا کالیبره گردد. هر یک

1. Weeping

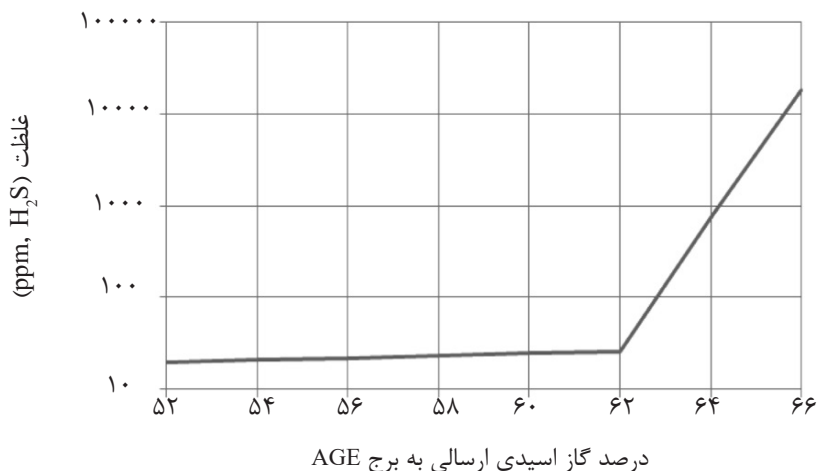
2. Entrainment

مقدار $1/1 \text{ mol} \%$ به دست آمده در این شبیه سازی قابل قبول خواهد بود. همچنین، با توجه به حداکثر H_2S مجاز برابر با 3 ppm ، مقدار $2/9 \text{ ppm}$ حاصل شد در این شبیه سازی قابل قبول است. چنانچه میزان H_2S باقیمانده در آمین رقیق خروجی از برج احیاء ثابت نگه داشته شود، افزایش آمین در گردش موجب افزایش بار حرارتی جوش آور خواهد شد. بدین ترتیب، آمین در گردش به تدریج افزایش داده شد تا بار حرارتی جوش آور به عدد ذکر شده در طراحی، یعنی 23 MW رسید. در نتیجه، کل آمین رقیق در گردش برابر با 5200 L/min خواهد شد که مقدار 4000 L/min آن به بخش شیرین سازی و مقدار 1200 L/min آن به بخش غنی سازی ارسال می گردد. با توجه به ثابت بودن مقدار آمین ارسالی به برج جذب غنی سازی، مطابق با شکل ۳، بخشی از گاز اسیدی خروجی از برج دفع به منظور غنی سازی H_2S به سمت برج جذب غنی سازی ارسال می گردد. شدت جریان این گاز می بایست تا جایی افزایش یابد که میزان H_2S در جریان خروجی از بالای برج غنی سازی که به کوره زباله سوز ارسال می گردد، از حد معقولی تجاوز نکند، چرا که در غیر این صورت ممکن است باعث افزایش غلظت گاز SO_2 ارسالی از زباله سوز به اتمسفر از معیار زیست محیطی گردد.

شکل ۵ نمودار تغییرات غلظت H_2S باقیمانده در گاز خروجی از بالای برج جذب غنی سازی گاز اسیدی را در مقابل تغییرات درصد گاز ارسالی به این برج نسبت به کل گاز اسیدی نشان می دهد. مطابق با نتایج ارائه شده در این شکل، در صورت ارسال مقدار گاز اسیدی بیشتر از 62% به سمت برج جذب AGE، میزان H_2S باقیمانده در گاز شیرین خروجی از برج AGE به شدت افزایش می یابد.

جذب AGE، زمان ماند آمین و در نتیجه، مقدار CO_2 جذب شده افزایش خواهد یافت که طبق توضیحات ارائه شده در بخش های پیشین، باعث کاهش نسبت H_2S به CO_2 جذب شده و در نتیجه، کاهش در میزان غنی سازی گاز اسیدی از لحاظ H_2S خواهد شد. از این رو، تعداد مراحل در برج AGE می بایست برابر با مقداری بهینه باشد که با بررسی های انجام شده در این مقاله، برابر با ۱۰ مرحله تعیین گردید که هر دو حد بالا و پایین ذکر شده را رعایت می نماید. بدیهی است، تعداد مراحل واقعی بستگی به نوع قسمت های داخلی^۱ به کار رفته خواهد داشت. به عنوان نمونه، در صورت استفاده از آکنه های ساخت یافته متداول، ارتفاع بستر جذب با در نظر گرفتن بازده 50% برابر با 5 m خواهد بود. خاطر نشان می گردد که بر خلاف برج جذب شیرین سازی که در فشار 65 bar کار می کند، به علت فشار پایین گاز اسیدی خروجی از بالای برج دفع، به ناچار برج جذب غنی سازی می بایست در فشار کمتر از 2 bar کار کند که منجر به جذب دشوارتر گاز CO_2 خواهد شد. از این رو، بازده جذب CO_2 در برج جذب AGE نسبت به برج جذب شیرین سازی می بایست مقدار به مراتب کمتری در نظر گرفته شود [۱۷].

به منظور کاهش خطای شبیه سازی، از تنظیمات به دست آمده از شبیه سازی قبلی (قرار دادن بازده حرارتی برج جذب شیرین سازی برابر با 20% و بازده برج دفع برابر با 60%)، در شبیه سازی فرآیند یکپارچه شیرین سازی و غنی سازی گاز استفاده گردید. با بررسی های انجام شده، چنانچه شدت جریان محلول آمین در گردش ارسالی به برج جذب شیرین سازی گاز، برابر با 4000 L/min و میزان H_2S باقیمانده در آمین رقیق برابر با $0/01 \text{ mol/mol MDEA}$ باشد، مقادیر CO_2 و H_2S در گاز شیرین، به ترتیب برابر با $1/1 \text{ mol} \%$ و $2/9 \text{ ppm}$ خواهد بود. با توجه به اینکه مقدار CO_2 در گاز شیرین در شبیه سازی قبلی به جای $0/8 \text{ mol} \%$ ، برابر با $1/2 \text{ mol} \%$ به دست آمد،



شکل ۵ نمودار تغییرات غلظت H₂S باقیمانده در گاز خروجی از بالای برج AGE در مقابل تغییرات درصد گاز ارسالی به این برج

آب تبخیر شده در چرخه آمین، مقدار گاز سوخت خروجی از ظرف انبساط (شکل ۳ را ببینید)، برابر خواهد بود با ۰/۰۶ kg/s که با مقدار به دست آمده از شبیه‌سازی مطابقت دارد. توجه شود که مقدار شدت جریان مایع خروجی از برج احیاء یا آمین رقیق، می‌بایست با مجموع شدت جریان‌های مایع ورودی به برج‌های جذب شیرین‌سازی و AGE برابر باشد. اما طبق اطلاعات ارائه شده در جدول ۴، اختلافی در حدود ۱ kg/s مشاهده می‌گردد که علت آن ارسال مقدار اندکی از آمین رقیق به ظرف انبساط جهت زدودن H₂S موجود در گاز سوخت است. به منظور اجتناب از پیچیدگی بیشتر و خلاصه شدن جدول نتایج، در گزارش‌های صورت گرفته در این مقاله از این مقدار صرف‌نظر شده است.

چنانچه در بخش‌های پیشین عنوان گردید، عملکرد برج‌ها در شدت جریان‌های کمتر از مقادیر طراحی می‌تواند موجب تغییر در بازدهی برج گردد و تنظیمات اعمال شده در شبیه‌سازی در همین راستا صورت پذیرفت. با توجه به اینکه طبق نتایج حاصل شده، شدت جریان ورودی به برج جذب شیرین‌سازی از مقدار عملیاتی ۲۵۰۰ L/min به ۴۰۰۰ L/min افزایش پیدا کرده است، پیش‌بینی می‌گردد که لازم باشد بازده حرارتی در نظر گرفته شده برای این برج نیز اصلاح گردد.

از این رو، نسبت گاز ارسالی به سمت برج AGE به کل گاز اسیدی برابر با ۶۲٪ تعیین می‌گردد که در اینصورت، میزان H₂S باقیمانده در گاز شیرین خروجی از برج AGE برابر با ۲۶ ppm خواهد بود که مقدار مناسبی است. میزان H₂S در گاز اسیدی در این حالت، به مقدار ۳۴ mol٪ افزایش یافت که نسبت به مقدار ۲۰ mol٪ شرایط عملیاتی موجود، تضمین کننده عملیات مناسب واحد باز یافت گوگرد خواهد بود.

نتایج حاصل شده از شبیه‌سازی واحد یکپارچه شیرین‌سازی و غنی‌سازی گاز که به تفصیل در بالا تشریح گردید، در جدول ۳ ارائه شده است. همچنین، موازنه جرم و انرژی برای هر یک از برج‌های جذب و دفع شیرین‌سازی و برج جذب AGE به دست آمده از شبیه‌سازی، در جدول ۴ گزارش شده است. توجه گردد که علت منفی بودن مقادیر آنتالپی گزارش شده به نحوه تعریف حالت استاندارد در محاسبات آنتالپی ارتباط دارد. با توجه به اطلاعات ارائه شده در این جدول، شدت جریان گرمی گاز ارسالی به سمت واحد باز یافت گوگرد به راحتی از کسر گاز خروجی از برج احیاء از گاز ارسالی به برج AGE قابل محاسبه خواهد بود که برابر است با ۱/۷۳ kg/s. با توجه به ۰/۲ kg/s آب کمکی محاسبه شده در شبیه‌سازی جهت جبران

جدول ۳ نتایج حاصل از شبیه‌سازی واحد یکپارچه شیرین‌سازی و غنی‌سازی گاز

شرایط طراحی	واحد یکپارچه	بخش غنی‌سازی	بخش شیرین‌سازی	
۵۱۰۰	۵۲۰۰	۱۲۰۰	۴۰۰۰	آمین در گردش، L/min
۲۳	۲۳	-----	-----	بار حرارتی جوش‌آور، MW
۲	-----	۲۶	۲/۹	میزان H ₂ S در گاز شیرین، ppm
۰/۸	۱/۱	-----	-----	میزان CO ₂ در گاز شیرین، %mol
۳۷	۳۴	-----	-----	میزان H ₂ S در گاز اسیدی، %mol
۰/۰۰۱	۰/۰۰۱	-----	-----	H ₂ S باقیمانده در آمین رقیق، mol/ mol MDEA

جدول ۴ موازنه جرم و انرژی برای هر یک از برج‌های جذب و دفع شیرین‌سازی و AGE

تغییرات انرژی		مایع خروجی		مایع ورودی		گاز خروجی		گاز ورودی		
ریبویلر MW	کندانسور MW	آنتالپی MW	جریان kg/s	آنتالپی MW	جریان kg/s	آنتالپی MW	جریان kg/s	آنتالپی MW	جریان kg/s	
----	----	-۷۱۵	۶۹/۹۲	-۶۸۲/۷	۶۶/۴۸	-۵۶۹/۶	۱۳۶/۲۳	-۶۰۱/۹	۱۳۹/۶۷	برج جذب
۲۲/۹	۱۰/۶	-۸۸۰/۸	۸۸/۷۱	-۹۲۳/۳	۹۳/۲۸	-۳۰/۱	۴/۵۷	----	----	برج دفع
----	----	-۲۲۰/۱	۲۲/۲۰	-۲۱۸/۲	۲۱/۲۱	-۱۶/۷	۱/۸۵	-۱۸/۶	۲/۸۴	برج AGE

غنی‌سازی گاز اسیدی ارسالی به SRU از لحاظ فنی مورد بررسی و تجزیه و تحلیل قرار گرفت. نتایج حاصل از شبیه‌سازی واحد شیرین‌سازی گاز با استفاده از نرم‌افزار ProMax نشانگر خطای نسبتاً پایین آن نسبت به داده‌های عملیاتی بود. سپس، فرآیند یکپارچه‌ای متشکل از واحد شیرین‌سازی و برج غنی‌سازی گاز اسیدی، با در نظر گرفتن محدودیت‌های عملیاتی و طراحی، شبیه‌سازی شد. نتایج به‌دست آمده نشان‌گر آن بود که با استفاده از ظرفیت مازاد ۶۲٪ واحد شیرین‌سازی گاز و با انتقال حدود ۵۰٪ از گاز اسیدی به برج جذب غنی‌سازی، می‌توان غلظت گاز H₂S را از حدود ۲۰٪ مولی فعلی به حدود ۳۴٪ افزایش داد تا از مشکلات ناشی از گاز اسیدی رقیق که منجر به کاهش دمای کوره واکنش می‌گردد، اجتناب شود.

علائم و نشانه‌ها

MW: مگاوات

ppm: قسمت در میلیون

از این رو، توصیه می‌گردد تا قبل از به‌کارگیری عملی نتایج حاصل شده از این پژوهش، ظرفیت عملیاتی برج جذب به سطح جدید افزایش داده شود تا پس از شبیه‌سازی واحد با داده‌های عملیاتی جدید، در صورت لزوم بازده اصلاح شده جایگزین و نتایج حاصله بهبود یابد.

نتیجه‌گیری

به منظور جلوگیری از آلودگی محیط زیست و همچنین تولید گوگرد، گازهای اسیدی خروجی از واحد شیرین‌سازی گاز، در واحد بازیافت گوگرد تبدیل به گوگرد می‌گردد. به دلیل کاهش قابل ملاحظه غلظت H₂S در خوراک ورودی به برخی از پالایشگاه‌های پارس جنوبی، مشکلات عملیاتی بسیاری در SRU ایجاد شده است. از سوی دیگر، این کاهش غلظت باعث گردیده واحد شیرین‌سازی گاز که تأمین کننده گاز اسیدی ورودی به SRU است، با ظرفیت کمتری نسبت به ظرفیت اسمی خود کار کند. از این رو، در این مقاله امکان استفاده از ظرفیت مازاد واحد شیرین‌سازی گاز برای

مراجع

- [1]. ZareNezhad B., "An investigation on the most important influencing parameters regarding the selection of the proper catalysts for Claus SRU converters," J. Ind. Eng. Chem., Vol. 15, pp. 143-147, 2009.
- [2]. Mahdipoor H. R., Hassan Broojerdi Erfani A., S. and Javaherizadeh H., "Estimating required combustion air and fuel gas in a sulfur recovery unit (SRU) containing lean acid gas feed," Journal of Petroleum Science Research, Vol. 3, No. 1, pp. 50-53, 2014.
- [3]. Clark P. D., Dowling N. I. and Huang M., "Chemistry of the claus front-end reaction furnace hydrocarbon reactions and the formation and destruction of CS₂," Proceedings of the Brimstone Sulfur Recovery Symposium, Vail, pp. 23-26, 1997.
- [4]. Mahdipoor H. R., Ganji H., Naderi H., Yousefian H. and Javaherizadeh, H., "Adjusting the furnace and converter temperature of the sulfur recovery units," World Academy of Science, Engineering and Technology, Vol. 67, pp. 1294-1297, 2012.
- [5]. مهدی پور ح. ر و گنجی ح., «فرآیند بازیافت گوگرد»، انتشارات اندیشه سرا، ۱۳۹۵.
- [6]. Elsner M. P., Menge M., Müller C. and Agar D. W., "The claus process: teaching an old dog new tricks," Catalysis Today, Vol. 79, pp. 487-494, 2003.
- [7]. Sames J., "Sulfur recovery process fundamental," Technical paper, Sulfur experts Inc, Calgary, 1998.
- [8]. Anonymous, "Gas processors suppliers association (GPSA)," Engineering Data Book, GPSA, Tulsa, Chapter 22, 1987.
- [9]. Mahdipoor H. R., Khorsand K., Hayati R. and Javaherizadeh H., "Effect of reaction furnace and converter temperatures on performance of sulfur recovery units (SRUs)", JPSR, Vol. 1, No. 1, pp. 1-3, 2012.
- [10]. مهدی پور ح. ر، خورسند ک., گنجی ح. و حسن بروجردی س., «طراحی بهینه یک واحد صنعتی بازیافت گوگرد با خوراک گاز اسیدی رقیق»، چهاردهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران، دانشگاه صنعتی شریف، تهران، ۱۳۹۱.
- [11]. مهدی پور ح. ر، خورسند ک., گنجی ح. و حسن بروجردی س., «تنظیم پارامتر کلیدی دما در طراحی واحد بازیافت گوگرد»، فرآیند نو، شماره ۳۷، صفحات ۸۲-۹۰، ۱۳۹۱.
- [12]. Flowers J., Chow T. and Wong V., "Tackling contaminants in sulphur recovery," Sulphur, Vol. 333, pp. 42-58, 2011.
- [13]. Slavens A. and La mar J., Nikolic D. L. and Brok T., "Enhanced sulphur recovery from lean acid gases," GAS, Petroleum Technology Quarterly, Vol. 12, Issue 7, 2011.
- [14]. Perry D., Fedich R. B. and Parks L. E., "Better acid gas enrichment, sulphur," Vol. 326, pp. 38-42, 2010.
- [15]. Mahdipoor H. R., "THE influence of acid gas loading on the performance of acid gas enrichment (age) absorber column", International Journal of Chemical and Petroleum Sciences, Vol. 1, No. 1, pp. 1-7, 2015.
- [16]. Mahdipoor H. R. and Dehghani A., "Feasibility study of a sulfur recovery unit containing mercaptans in lean acid gas feed," Journal of Natural Gas Science and Engineering, Vol. 31, pp. 585-588, 2016.
- [17]. مهدی پور ح. ر، «شبیه سازی واحدهای شیرین سازی گاز با نرم افزار ProMax»، انتشارات اندیشه سرا، ۱۳۹۵.
- [18]. کیستر ه., ترجمه مهدی پور ح. ر و شکیبا س., «طراحی تقطیر»، انتشارات اندیشه سرا، تهران، ۱۳۹۱.



Technical Investigation of Integrated Gas Sweetening and Enrichment Process

Hamid Reza Mahdipoor^{1*}, Atiyye Ghorbani², and Mohammad Kazem Hamidnia²

1. 1. Gas Technology Development Research Center, Research Institute of Petroleum Industry (RIPI), Tehran, Iran

2. National Iranian Gas Company, Asaluyeh, Iran

mahdipoorhr@ripi.ir

DOI: 10.22078/pr.2018.3327.2527

Received: May/23/2018

Accepted: June/17/2018

INTRODUCTION

Claus process is the most commonly used sulfur recovery technology. This process consists of a reaction furnace, a Waste Heat Boiler (WHB) and two or three catalytic reactors and condensers [1-6]. A large number of gas reservoirs contain more CO₂ rather than H₂S. As a result, when these acid gases are released from the gas sweetening unit in order to achieve the characteristics of the commercial gas sold in the sweetening unit, the acidic gas may have low amounts of H₂S that is not suitable for processing in a conventional claus unit. In addition, some types of amines, such as MDEA, are capable of absorbing H₂S selectivity over CO₂ under certain conditions such as low temperature and low residence time. Using this property, the Acid Gas Enrichment (AGE) process by means of SCOT method, by increasing the H₂S concentration in the acid gas stream provides the possibility of sulfur recovery in the claus unit

[7-11]. Currently, the H₂S concentration in the feed of the SRU in some South Pars refineries has been significantly reduced due to the decrease in the H₂S concentration in the feed delivered from the wells. Reducing H₂S concentration has led the gas sweetening unit to perform the H₂S and CO₂ separation task with less capacity than its design capability. On the other hand, reducing H₂S concentration also significantly reduced the H₂S content in the acid gas sent to the SRU unit, which has caused many problems in this unit. Therefore, since the sweetening unit operates under its nominal capacity, it is possible to assign the excess capacity of the regenerator column to enrich the acid gas sent to the SRU.

METHODOLOGY

In this paper, the gas sweetening unit is firstly simulated by means of operational data in the present condition. Then, an integrated system

consisting of a gas sweetening unit and an acid gas enrichment process will be simulated, and the effect of using the excess lean amine capacity in this arrangement on the increasing the concentration of H₂S gas sent to the sulfur recovery unit will be evaluated.

DISCUSSION AND RESULTS

As indicated in the previous section, the reduction of H₂S concentration in the South Pars gas reservoirs has led to a decrease in the concentration of H₂S of the acid gas sent to the Claus process and the occurrence of several operational problems in it. According to the information presented in Table 1, in current operating conditions, more than 50% of the unit

capacity is unused.

According to the explanations provided in the introduction section, in order to use the excess capacity of the sweetening unit, the enrichment absorption tower was added to the gas sweetening unit. The results obtained from the calibrated simulation of the unit for sweetening and gas enrichment using ProMax software are presented in Table 2. According to the results presented in Table 2, the amount of H₂S in acid gas increased from the current 20% to 34% by means of the same amounts of circulation amine and reboiler rather than design conditions, which can be suitable for the operation of the sulfur recovery unit.

Table 1: Comparison of operating conditions and design conditions of gas refining unit.

	Design conditions	Operating conditions	Decrease Percent
Inlet gas flow rate, ton/h	510	500	2
H ₂ S Content of Inlet Gas, ppm	7000	2000	71
Circulating Amine, lpm	5100	2500	51
Reboiler duty, MW	23	13	43
H ₂ S Content of sweet gas, ppm	2	0.7	65
%CO ₂ Content of sweet gas, mol	0.8	0.8	0.0
%H ₂ S Content of acid gas, mol	37	20	46
Lean Amine H ₂ S loading, mol/mol MDEA	0.001	0.00001	-----

Table 2: Simulation Results of the integrated unit for gas sweetening and enrichment.

	Sweetening	Enrichment	Integrated	Design
Circulating Amine, lpm	4000	1200	5200	5100
Reboiler duty, MW	-----	-----	23	23
H ₂ S Content of sweet gas, ppm	2.9	26	-----	2
%CO ₂ Content of sweet gas, mol	-----	-----	1.1	0.8
%H ₂ S Content of acid gas, mol	-----	-----	34	37
Lean Amine H ₂ S loading, mol/mol MDEA	-----	-----	0.001	0.001

CONCLUSIONS

In order to prevent the environmental pollution as well as the production of sulfur, the acid gases from the gas sweetening unit are converted to sulfur in the sulfur recovery unit. Due to the significant reduction in H_2S concentration in the entering feed of some South Pars refineries, many operational problems have been identified in the SRU. On the other hand, this reduction in concentration has caused the gas sweetening unit which supplies the acid gas entering the SRU and operates with less capacity than its nominal capacity. Therefore, in this paper, the possibility of using the excess capacity of the gas sweetening unit for the enrichment of acid gas sent to the SRU was technically investigated and analyzed. The simulation results of the gas sweetening unit using ProMax software showed a relatively low error in comparison with the operational data. Moreover, an integrated process consisting of a gas sweetening and enrichment unit was simulated, taking into account operational and design constraints. The results showed that by using the excess capacity of 62% of the gas sweetening unit and transferring about 50% of acid gas to the enrichment absorption column, the concentration of H_2S gas can be increased from about 20% molar to 34% which avoids problems due to dilute acid gas, e.g. reducing the temperature of the reaction furnace.

REFERENCES

- [1] ZareNezhad B., "An investigation on the most important influencing parameters regarding the selection of the proper catalysts for Claus SRU converters," J. Ind. Eng. Chem., Vol. 15, pp. 143-147, 2009.
- [2] Mahdipoor H. R., Hassan Broojerdi Erfani A.,

S. and Javaherizadeh H., "Estimating required combustion air and fuel gas in a sulfur recovery unit (SRU) containing lean acid gas feed," Journal of Petroleum Science Research, Vol. 3, No. 1, pp. 50-53, 2014.

[3] Clark P. D., Dowling N. I. and Huang M., "Chemistry of the claus front-end reaction furnace hydrocarbon reactions and the formation and destruction of CS_2 ," Proceedings of the Brimstone Sulfur Recovery Symposium, Vail, pp. 23-26, 1997.

[4] Mahdipoor H. R., Ganji H., Naderi H., Yousefian H. and Javaherizadeh, H., "Adjusting the furnace and converter temperature of the sulfur recovery units," World Academy of Science, Engineering and Technology, Vol. 67, pp. 1294-1297, 2012.