

تنظیم پارامتر کلیدی دما در طراحی واحد بازیافت گوگرد

حمید رضا مهدی پور*، کیوان خورسند، حمید گنجی، سعید حسن بروجردی

پژوهشکده مهندسی توسعه و فن آوری تجهیزات، پژوهشگاه صنعت نفت ایران، بلوار غربی ورزشگاه آزادی، تهران

*mahdipoorhr@ripi.ir

پذیرش: ۹۱/۰۱/۲۹

دریافت:

چکیده

وظیفه واحد بازیافت گوگرد تبدیل گاز اسیدی خروجی از واحد شیرین سازی گاز به گوگرد است تا از انتشار گازهای آلوده کننده محیط زیست جلوگیری شود. در پالایشگاه های نفتی علاوه بر خوراک متداول واحد بازیافت گوگرد، یعنی H_2S و CO_2 ، گازهای NH_3 ، CS_2 و COS نیز تشکیل می شوند. حضور این ترکیبات ممکن است باعث بروز مشکلاتی نظیر مسمومیت کاتالیست، خوردگی و گرفتگی تجهیزات و افت راندمان تولید گوگرد گردد. تنظیم دمای عملیاتی مناسب کوره واکنش و راکتورهای کاتالیستی از جمله کلیدی ترین مراحل در طراحی واحدهای بازیافت گوگرد محسوب می گردد. در این مقاله، ضمن بررسی مشخصه های فوق، این مشخصه ها به گونه ای تنظیم خواهند گردید که از وقوع مشکلات ذکر شده اجتناب گردد.

واژه های کلیدی: بازیافت گوگرد، کوره واکنش، راکتور کلاوس

پس از کوره واکنشی، دیگ بخار WHB قرار دارد که با خنک کردن محصولات گازی حرارت را به صورت تولید بخار آب بازیافت می‌نماید [۷] و گوگرد تولید شده در کوره را پس از چگالش از جریان گازی جدا می‌کند. در مرحله دوم که یک مرحله کاتالیستی می‌باشد بخش دیگری از SO₂ و H₂S واکنش نداده در مجاورت کاتالیست آلومینا در راکتور بستر ثابت طبق رابطه ۳ واکنش داده و تبدیل به گوگرد عنصری می‌گردد [۷ و ۸]. دستیابی به درصد تبدیل بالا برای واکنش گرمازا و تعادلی فوق مستلزم کاهش دمای گاز ورودی به راکتور است، اما اگر دما از حد مشخصی پایین‌تر باشد سرعت واکنش نیز کاهش می‌یابد. بنابراین استفاده از کاتالیست ضروری است. حتی با این شرایط، دستیابی به بازده بالا احتیاج به واکنش چند مرحله ای با خنک کردن میانی و چگالش دارد [۸].

جهت دستیابی به حداکثر تبدیل در راکتورهای کاتالیستی، گوگرد تشکیل شده در مراحل مختلف فرآیند کلاوس تبدیل به مایع شده و بازیابی می‌گردد. گوگرد بازیابی نشده، به شکل عنصری یا به شکل ترکیبات H₂S، COS و CS₂ در زباله سوز گاز پسماند^۲ سوخته و به SO₂ تبدیل و به اتمسفر ارسال می‌گردد. گاهی برای افزایش بازیافت و کاهش آلودگی زیستی، از فرآیندهای تصفیه گاز انتهایی^۳ نیز قبل از زباله سوز استفاده می‌شود [۷]. یکی از وظایف کوره واکنشی، تخریب هر ماده آلوده‌کننده‌ای است که باعث معیوب شدن ادوات پایین دستی می‌گردد. در فرآیندهای پالایش، گاز

فرآیند کلاوس در حال تبدیل شدن به پرمصرف‌ترین فن‌آوری تبدیل سولفید هیدروژن به گوگرد عنصری است [۱]. وظیفه این فرآیند تولید گوگرد عنصری از سولفید هیدروژن و یا به صورت کلی‌تر از محصول جانبی فرآیندهای شیرین‌سازی گاز در پالایشگاه‌ها و یا مجتمع‌های شیمیایی، سیستم‌های فراورش گاز، فرآیند گازسازی و چند مورد دیگر است [۲]. فرآیند کلاوس شامل یک کوره واکنشی، یک دیگ بخار بازیافت حرارت^۱ (WHB) و یک سری تبدیل‌کننده کاتالیستی و کندانسور می‌باشد (شکل ۱). واکنش‌های بیشماری در کوره واکنش رخ می‌دهد که محققان مختلف سعی کرده‌اند مهمترین آنها را ذکر کنند [۳-۶]. واکنش کلی فرآیند کلاوس به صورت زیر

است:



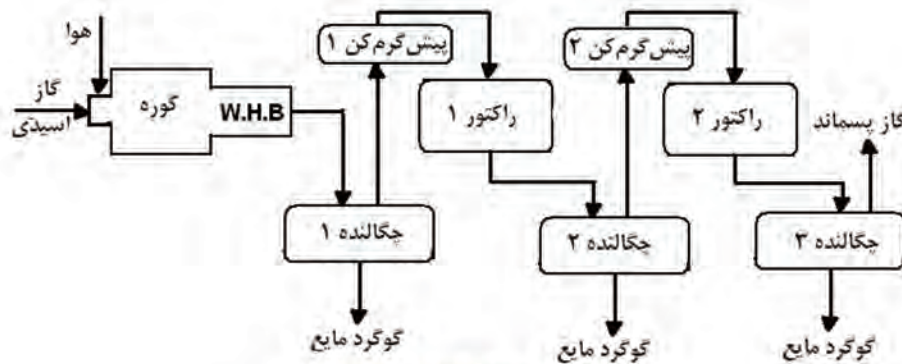
در اولین قدم مرحله احتراق، یک سوم سولفید هیدروژن ورودی در کوره ای که در ابتدای فرآیند قرار دارد به SO₂ اکسید می‌شود.

یکی از فواید این مرحله تولید میزان قابل توجهی گوگرد عنصری (S₂) در اثر تجزیه حرارتی H₂S است. واکنش اصلی اکسیداسیون بصورت زیر است:



همچنین حدود ۶۰ درصد از SO₂ حاصله از واکنش ۲، طبق واکنش زیر با گاز H₂S واکنش داده و به گوگرد عنصری تبدیل می‌گردد.

^۲ Tail gas^۳ Ttail gas clean-up^۱ Waste heat boiler



شکل ۱- شماتیک فرآیند کلاوس

(COS) نیز تشکیل می‌شوند و این ترکیبات معمولاً ۲۰ تا ۵۰٪ آلاینده‌های گاز پسماند را تشکیل می‌دهند [۱۳ و ۱۴]. بعلاوه، وجود مقادیر ناچیز اکسیژن در حضور ترکیب CS_2 و H_2O به دلیل تشکیل سولفات باعث غیرفعال شدن کاتالیست‌های پایه آلومینا و تیتانیوم می‌گردد [۱۵]. بنابراین، CS_2 و COS باید در تبدیل‌کننده (راکتور) کاتالیستی طبق واکنش زیر هیدرولیز گردند [۱۶-۱۷]:

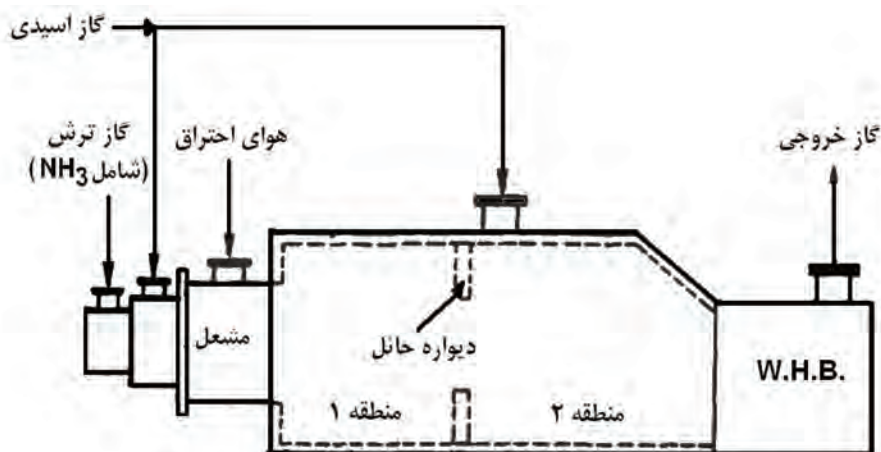


معمولاً در واحدهای بازیافت گوگرد از دو یا سه راکتور کاتالیستی استفاده می‌شود. دمای راکتور کاتالیستی اول با پیش‌گرم کردن جریان ورودی به آن، بالای $350^\circ C$ نگاه داشته می‌شود تا دو ماده CS_2 و COS هیدرولیز شوند، در حالی که دمای راکتورهای بعدی تنها باید بالاتر از نقطه شبنم گوگرد باشد [۱۸]. اکسید فلزات واسطه را می‌توان به عنوان بهبود دهنده^۱ در پایه گاما - آلومینا بکار برد تا کاتالیست در دمای بالای نقطه شبنم گوگرد

آمونیاک به عنوان محصول جانبی تولید می‌گردد که جهت تخریب به واحد بازیافت گوگرد ارسال می‌شود [۵]. پیرولیز یا سوختن ناقص NH_3 در کوره باعث انتقال آن به همراه NO به بستر کاتالیستی می‌شود. آمونیاک تشکیل نمک آمونیم می‌دهد که باعث انسداد و آلودگی بستر کاتالیستی، دیگر تجهیزات و خط لوله می‌گردد. هرچند که در غیاب NO نیز SO_3 در بستر کاتالیستی تشکیل می‌شود، وجود NO به عنوان کاتالیست تبدیل SO_2 به SO_3 عمل نموده و باعث سولفاته شدن کاتالیست می‌شود [۹]. یکی از دلایل اولیه و مهم کاهش فعالیت کاتالیست سولفاته شدن آن می‌باشد [۱۰]. بنابراین، تبدیل حد اکثری NH_3 به H_2 ، N_2 و H_2O حیاتی است.

به عنوان یک قاعده کلی تجربی که مورد توافق صنعت نیز می‌باشد، برای تخریب آمونیاک دمای کوره باید بالاتر از $1200-1250^\circ C$ باشد [۱۰]. دمای کوره زیر دمای تحمل ماده نسوز ($1600^\circ C$) و بالاتر از حداقل دمای پایداری شعله مشعل کوره واکنش ($926^\circ C$) تنظیم می‌گردد [۱۱]. دمای کوره واکنشی نباید از حدود $1450^\circ C$ که حداکثر دمای تحمل جنس تجهیزات می‌باشد، تجاوز نماید [۱۲]. در فرآیند کلاوس ترکیبات گوگردی دیگر مانند دی‌سولفید کربن (CS_2) و سولفید اکسیدکربن

^۱ Promoter



شکل ۲- شکل شماتیک یک کوره واکنش با جریان خوراک تقسیم شده

Promax در سال ۱۹۷۴ توسط شرکت BR&E^۱ برای شبیه‌سازی واحد تولید گوگرد توسعه یافت. این نرم‌افزار با کدنویسی در محیط Visio توسعه یافته است و علاوه بر شبیه‌سازی تجهیزات واحد بازیافت گوگرد، قادر به شبیه‌سازی برج‌های آمین نیز می‌باشد. همچنین کاربر قادر است با افزودن روابط و قیود، نتایج حاصله از نرم افزار را تنظیم و اصلاح نماید.

کوره واکنش

از آنجایی که تنها یک سوم از H_2S در کوره واکنش می‌سوزد و به SO_2 تبدیل می‌شود، H_2S واکنش نداده و گازهای خنثی نظیر CO_2 ، مقداری از انرژی آزاد شده در واکنش گرمای سوختن H_2S را مصرف می‌کنند تا به دمای کوره واکنش برسند که سبب کاهش دمای تعادلی گازهای خروجی از کوره می‌شود. به این دلیل، در واحدهای بازیافت گوگرد پالایشگاهی برای بالا بردن دمای کوره واکنش به منظور تجزیه آمونیاک، چنانچه در شکل ۲ نشان داده شده است، کوره واکنش را به دو بخش تقسیم می‌نمایند و مقداری از گاز اسیدی خوراک ورودی را به بخش دوم کوره وارد می‌کنند تا دمای بخش نخست کوره واکنش

نیز همچنان فعال باشد [۱۹-۲۱]. اما تعادل ترمودینامیکی باعث فعالیت مؤثر کاتالیست‌ها در دمای پایین می‌شود [۲۲ و ۲۳]، زیرا دمای پایین راندمان واکنش‌های گرمازا را افزایش می‌دهد. از سوی دیگر، جهت کسب اطمینان کافی از عدم چگالش گوگرد بر سطح کاتالیست‌ها در داخل راکتور که موجب کاهش فعالیت کاتالیست می‌گردد، دمای گاز ورودی به تبدیل‌کننده‌های کاتالیستی باید بگونه‌ای تنظیم گردد که دمای گاز خروجی $14-15^{\circ}C$ بالاتر از نقطه شبنم گوگرد باشد. علاوه بر این، می‌بایست به اندازه کافی بالا (دمای خروجی راکتور حدود $350^{\circ}C$) باشد تا واکنش هیدرولیز CS_2 و COS در راکتور اول صورت پذیرد [۱۸]. دماهای مراحل مختلف فرآیندی در طراحی فرآیند بازیافت گوگرد از اهمیت بالایی برخوردار می‌باشند. در این مقاله با استفاده از شبیه‌ساز تجاری Promax، دمای کوره واکنش یک واحد بازیافت گوگرد متداول به گونه‌ای تنظیم می‌شود تا از تخریب آمونیاک اطمینان حاصل گردد. بعلاوه، دمای ورودی تبدیل‌کننده‌های کاتالیستی فرآیند SRU به شکلی پیش بینی می‌گردد که درصد تبدیل مناسبی بدون ایجاد مشکل فرآیندی خاص حاصل گردد. نرم افزار

¹ Bryan Research and Engineering

بیشینه در شکل ۳)، به علت وجود هوای اضافه‌تر از نسبت تعادلی در این منطقه، دمای منطقه ۱ کاهش می‌یابد. از سوی دیگر، اگر گاز اسیدی ورودی به منطقه ۱ زیاد شود (یعنی نسبت تقسیم جریان گاز اسیدی بین منطقه ۱ و منطقه ۲ کوره افزایش یابد؛ سمت راست نقطه بیشینه در شکل ۳)، به علت وجود گاز اسیدی اضافه‌تر از نسبت تعادلی در این منطقه، دمای منطقه ۱ مجدداً کاهش می‌یابد.

مطابق با شکل ۳، در صورتی که نسبت تقسیم جریان گاز برابر با $0/8$ باشد، یعنی 80% درصد از گاز به منطقه ۱ وارد شود، دمای 1350°C برای منطقه ۱ حاصل می‌گردد که می‌تواند برای تجزیه آمونیاک کافی باشد. چنانچه از مواد مقاوم‌تر و در نتیجه گران قیمت‌تری در ساخت کوره استفاده گردد، با کاستن از این نسبت می‌توان به دماهای بالاتری دست یافت و از تجزیه کامل آمونیاک اطمینان حاصل کرد.

در صورتی که خوراک گاز اسیدی ورودی به واحد بازیافت گوگرد حاوی هیدروکربن‌های سنگین و یا ترکیبات حلقوی نظیر BTX (بنزن - تولوئن - زایلن) باشد، به دلیل کاهش دما و زمان ماند در منطقه ۲ کوره، این ترکیبات تجزیه نمی‌شوند که این امر منجر به کاهش طول عمر کاتالیست در راکتورهای کاتالیستی پایین‌دست کوره واکنش خواهد شد. از این رو، هرچه نسبت تقسیم جریان گاز اسیدی بین منطقه ۱ و منطقه ۲ (محور افقی شکل ۳) عدد بزرگ‌تری باشد، مشکلات عملیاتی ناشی از حضور هیدروکربن‌های سنگین و یا ترکیبات حلقوی کمتر خواهد بود. پیش‌گرم کردن گاز اسیدی و هوای ورودی به کوره واکنش و استفاده از مشعل‌های متمرکزکننده شعله در کوره از جمله راه‌های افزایش این نسبت است [۱۱].

که گاز حاوی آمونیاک نیز به آن وارد می‌شود، به علت وجود گازهای بی‌اثر ذکر شده در فوق پایین نیاید و حداکثر دمای مجاز را در این بخش داشته باشیم [۲۵ و ۲۶].

به منظور روشن شدن کارایی روش تقسیم جریان^۱، یک واحد متداول بازیافت گوگرد پالایشگاهی در نظر گرفته شد. خوراک این واحد شامل 74 Kmole/h گاز اسیدی از واحد شیرین‌سازی با حلال آمین در دمای 46°C و فشار $1/3\text{ bar}$ ، و نیز 38 Kmole/h گاز ترش از واحد فرآوری آب ترش در دمای 90°C و فشار $1/5\text{ bar}$ می‌باشد. ترکیب مولی این جریان‌ها در جدول ۱ ارائه شده است.

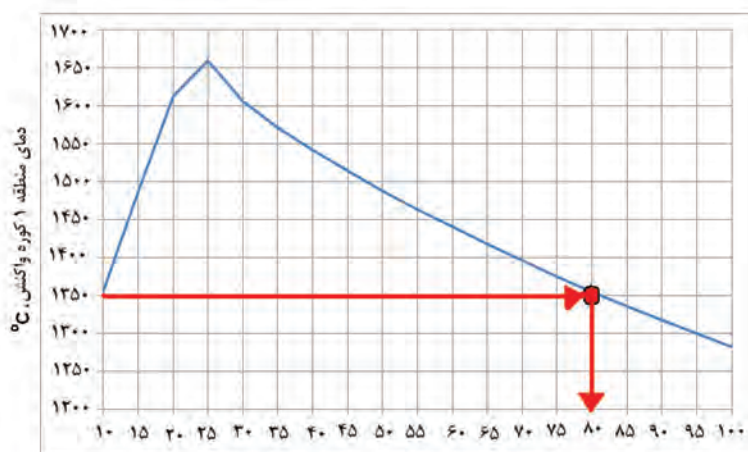
جریان گاز ترش حاوی $275/2\text{ Kg/h}$ آمونیاک است و از این رو، دمای کوره واکنش می‌بایست به میزان مطلوبی بالا باشد. بدین سبب، یک مطالعه موردی صورت گرفت که در آن جریان گاز اسیدی به دو شاخه تقسیم شد که هر شاخه به یک منطقه از کوره وارد می‌شد. شکل ۳ نتایج بدست آمده از این مطالعه موردی را نشان می‌دهد. محور افقی نشان دهنده نسبت تقسیم جریان گاز اسیدی بین منطقه ۱ و منطقه ۲ کوره واکنش می‌باشد. محور عمودی نیز تغییرات دمای کوره را در منطقه ۱ نشان می‌دهد.

منحنی حاصله در شکل ۳ دارای یک نقطه ماکزیمم است که نشانگر نقطه‌ای است که در آن H_2S ورودی به منطقه ۱ دقیقاً در تعادل استوکیومتری با اکسیژنی است که به همراه آن وارد کوره واکنش می‌شود. اگر گاز اسیدی (و در نتیجه H_2S) ورودی به منطقه ۱ کمتر شود (یعنی نسبت تقسیم جریان گاز اسیدی بین منطقه ۱ و منطقه ۲ کوره کاهش یابد؛ سمت چپ نقطه

^۱ Split-flow

جدول ۱- ترکیب درصد خوراک ورودی به یک واحد بازیافت گوگرد پالایشگاهی متداول

ترکیب	درصد مولی	
	گاز اسیدی	گاز ترش
H ₂ S	۹۱/۶	۲۴/۳
H ₂ O	۷/۳	۳۳/۲
C ₂ H ₆	۱/۱	۰
NH ₃	۰	۴۲/۵



نسبت تقسیم جریان بین منطقه ۱ و منطقه ۲ کوره واکنش

شکل ۳- نسبت تقسیم جریان بین منطقه ۱ و منطقه ۲ کوره در مقابل تغییرات دمای منطقه ۱

مورد نظر در بخش قبل، مورد بررسی قرار گرفتند. جدول ۲، مقادیر فشار، دما و ترکیب درصد جریان خروجی از این راکتورها را نشان می‌دهد. این داده‌ها با فرض دمای ورودی راکتور اول برابر با ۱۹۵ °C و دمای ورودی راکتور دوم برابر با ۱۹۵ °C حاصل شده است.

راکتورها (تبدیل‌کننده‌ها)

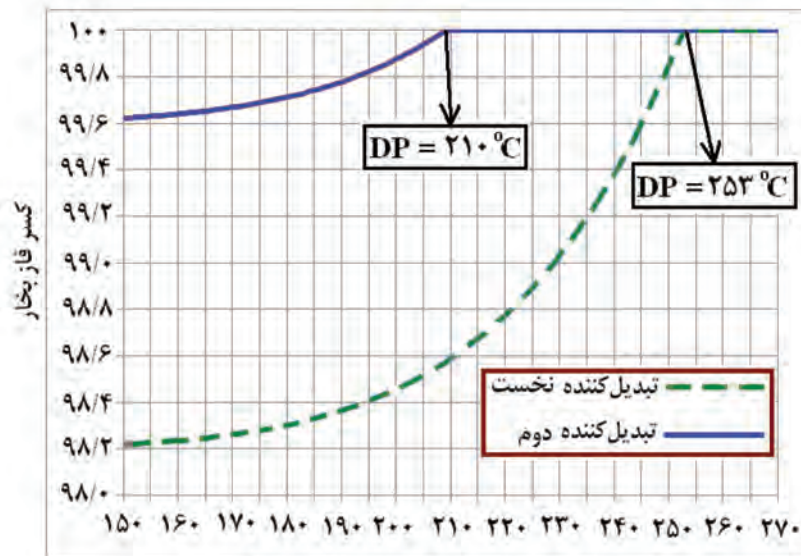
دمای گاز فرآیندی در ورودی راکتورهای کاتالیستی می‌بایست به گونه‌ای باشد که دمای گاز خروجی از آنها، ۱۴ تا ۱۷ °C بالاتر از نقطه شبنم مورد انتظار گوگرد در خروجی راکتور باشد [۱۸]. بدین سبب، جریان‌های خروجی از دو راکتور واحد

جدول ۲- شرایط خروجی راکتورهای کاتالیستی

	راکتور ۱	راکتور ۲
فشار (bar)	۱/۱	۱/۰۵
دما (°C)	۳۱۰	۲۲۵
ترکیب درصد (mass%)		
H ₂ S	۲/۸	۰/۸
H ₂ O	۲۲/۹	۲۸/۰
CO ₂	۰/۶	۰/۷
SO ₂	۲/۷	۰/۸
H ₂	۰/۲	۰/۲
N ₂	۵۶/۴	۶۵/۷
گوگرد	۱۴/۴	۳/۸

265°C مقداری مناسب برای جریان ورودی به راکتور اول است. باقی ماندن این ترکیبات که محصول جانبی کوره واکنش هستند باعث کاهش بازده کلی بازیافت گوگرد می‌شود. البته در واحدهای بازیافت گوگرد پالایشگاهی که خوراک ورودی به کوره واکنش دارای درصد پایینی از گاز CO_2 است، نسبت به پالایشگاه‌های گازی واکنش جانبی تولید COS و CS_2 بسیار کمتر رخ می‌دهد. چرا که هرچه CO_2 و هیدروکربن بیشتری در خوراک وجود داشته باشد، COS و CS_2 بیشتری تولید می‌شود.

شکل ۴ تغییرات کسر فاز بخار را در مقابل دمای خروجی راکتورهای کلاوس نشان می‌دهد. مطابق با این شکل، دمای نقطه شبنم جریان خروجی راکتور اول برابر است با 235°C که 75°C از دمای فرض شده در جدول ۲ کمتر است. با توجه به معیار اختلاف دمای 14°C تا 17°C بین دمای جریان خروجی از راکتورها و نقطه شبنم، به نظر می‌رسد دمای 250 تا 252°C برای خروجی راکتور اول مناسب باشد. در هر صورت، این دما بهتر است بخاطر اطمینان یافتن از هیدرولیز COS و CS_2 در این راکتور، افزایش یابد. بنابراین، فرض دمای



دمای جریان خروجی از تبدیل کننده کاتالستی، $^{\circ}\text{C}$

شکل ۴- تغییرات درصد فاز بخار نسبت به مایع در برابر دمای خروجی راکتورهای کلاوس

بیشتر از حد لازم برای رعایت فاصله مطمئن از نقطه شبنم گوگرد وجود ندارد.

بحث و نتیجه‌گیری

فرآیند اصلاح شده کلاوس به عنوان واحدی متداول برای بازیافت گوگرد و تجزیه مواد جانبی تولید شده در بالادستی محسوب می‌شود. در این واحد، علاوه بر تبدیل H_2S به گوگرد، سایر مواد

همچنین، نقطه شبنم جریان خروجی از راکتور دوم برابر با 210°C می‌باشد که 15°C کمتر از مقدار فرض شده در جدول ۲ است و معیار اختلاف دمای 14°C تا 17°C را رعایت می‌کند. از آنجایی که در صورت وجود COS و CS_2 ، این ترکیبات در راکتور اول که دارای دمای خروجی بالاتری است هیدرولیز می‌شوند، در این راکتور نیاز به افزایش



تأثیرگذار باشند، با تجزیه و تحلیل یک واحد بازیافت گوگرد متداول مورد بررسی قرار گرفت. نتایج حاصله روشی را ارائه می‌دهد که می‌تواند در طراحی واحدهای بازیافت گوگرد مورد استفاده قرار گیرد.

آلودگی‌زا نظیر NH_3 ، CS_2 و COS می‌بایست حذف گردند. بدین سبب، تنظیم دقیق دماهای فرآیندی دارای اهمیت فراوانی است. در این مقاله، پارامترهایی که ممکن است بر تنظیم دمای کوره واکنش فرایند کلاوس و راکتورهای کاتالیستی

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.* 15, 2009, pp.143-147.
2. Signor, S., Manenti, F., Grottoli, M. G., Fabbri, P., and Pierucci, S., Sulfur Recovery Units: Adaptive Simulation and Model Validation on an Industrial Plant, *Ind. Eng. Chem. Res.* 49, 2010, pp.5714-5724.
3. Hawboldt, K. A.; Monnery, W. D.; Svrcek, W. Y. A Study on the Effect of Quench Design on the Quality of Experimental Data. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 38, 1999, pp.2260-2263.
4. Hawboldt, K. A.; Monnery, W. D.; Svrcek, W. Y. New Experimental Data and Kinetic Rate Expression for H_2S Cracking and Re-Association. *Chem. Eng. Sci.* 55, 1999, pp.957-966.
5. Monnery, W. D., Hawboldt, K. A., Pollock, A. E. and Svrcek, W. Y., Ammonia Pyrolysis and Oxidation in the Claus Furnace, *Ind. Eng. Chem. Res.* 40, 2001, pp 144-151.
6. Clark, P. D., Dowling, N. I., 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, CO, Sept, 1997, pp 23-26.
7. Nasato, L. V., Karan, K., Mehrotra, A. K., and Behie, L. A., Modeling Reaction Quench Times in the Waste Heat Boiler of a Claus Plant, *Ind. Eng. Chem. Res.* 33, 1994, pp 7-13.
8. Elsner, M. P., Menge, M., Müller, C., Agar, D. W., The Claus process: teaching an old dog new tricks, *Catalysis Today* 79-80, 2003, pp 487-494.
9. Garside, J. E.; Phillips, R. F. Pure and Applied Chemistry; Pittman and Sons Ltd.: London, 1962.
10. Grancher, P. Advances in Claus Technology. *Hydrocarbon Process.*, 57 (7), 1978, pp. 155-160.
11. Kohl, A., Nielsen, R. B., Gas Purification, 5th ed., Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1997.
12. Sassi, M. and Gupta, A., K., Sulfur Recovery from Acid Gas Using the Claus Process and High Temperature Air Combustion (HiTAC) Technology, *American Journal of Environmental Sciences* 4, 2008, pp.502-511.
13. Gens, T.A., Decrease in Carbonyl Sulfide in the Feed to Claus Converters by Shift Catalysts, *Ind. Eng. Chem. Res.* 33, 1994, pp.1654-1656.
14. Huisman H.M., P. van der Berg, R. Mos, A.J. van Dillen, and J.W. Geus, Hydrolysis of Carbon Sulfides on Titania and Alumina Catalysts: The Influence of Water, *Applied Catalysis A*, 115, 1994, pp.157-172.

15. Laperdrix, E., I. Justin, G. Costentin, O. Saur, J.C. Lavalley, A. Aboulayt, J.L. Ray, and C. Nedez, Comparative Study of CS₂ Hydrolysis Catalyzed by Alumina and Titania, *Applied Catalysis B: Environment*, 17, 1998, pp.167-173.
16. Puchyr, D.M J., A.K Mehrotra, LA Behie, and N. Kalogerakis, Hydrodynamic and Kinetic Modeling of Circulating Fluidized Bed Reactors Applied to a Modified Claus Plant, *Chem. Eng. Sci.* 51, 1996, pp.5251-5262.
17. Maadah, A.G. and R.N. Maddox, Predict Claus Product, *Hydrocarbon Processing* 57, 1978, pp.143-146.
18. Burns, R.A., R.B Lippert, and R.K. Kerr, Choose Catalyst Objectively, *Hydrocarbon Processing*, 53, 1974, pp.181-186.
19. George, Z.M., Effect of Catalyst Basicity for COS, SO₂ and COS Hydrolysis Reactions, *J. catalysis*, 35, 1974, pp.218-224.
20. Terorde, R.J.A.M., PJ. van den Brink, L.M. Visser, A.J. van Dillen, and G.W. Geuss, Selective Oxidation of Hydrogen Sulfide to Elemental Sulfur Using Iron Oxide Catalysts on Various Supports, *Catalysis Today* 17, 1993, pp.217-224.
21. Berben, P.H., Ph.D. Thesis, University of Utrecht, The Netherlands, 1992.
22. Ledoux, M.J., P.H. Cuong, N. Keller, J.B. Nougayrede, S. Savin-Poncet, and J. Bousquet, Selective Oxidation of H₂S in Claus Tail-Gas over SiC Supported NiS₂ Catalyst, *Catalysis Today* 61, 2000, pp. 157-163.
23. Kerr, K.R., *Energy Processing Canada*, pp 28-35, July-August 1976.
24. Gas Processors Suppliers Association (GPSA). *Engineering Data Book*; GPSA Tulsa, 1987; Chapter 22.
25. Wiley, S., Off-gas aids Claus operations," *Hydro. Process.* 59, 1980, pp. 127-129.
26. Chute, A. E., Tailor sulfur plants to unusual conditions, *Hydro. Process.* 56, 1977, pp.119-124.