مقایسه فنی و اقتصادی روش‌های خنک‌سازی گاز داغ خروجی از راکتور واحد پاک‌سازی گاز پسماند

حمید رضا مهدی‌پور*[1]، اشرف دهقانی اشکذری[1]، رضا حیاتی[1]

[1]پژوهشکده مهندسی فرآیند و فناوری تجهیزات، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران، ایران

نویسنده مسئول، ایمیل: mahdipoorhr@ripi.ir

تاریخ دریافت: ۹۴/۰۱/۲۳ تاریخ پذیرش: ۹۴/۰۵/۰۷

چکیده:

به منظور جلوگیری از آلودگی محیط زیست و همچنین تولید گوگرد، گازهای اسیدی خروجی از پالایشگاه‌های نفت و گاز در واحد بازیافت گوگرد (SRU) تبدیل به گوگرد می‌گردد. به دلیل پایین بودن راندمان واحدهای بازیافت گوگرد، از واحدهای پاکسازی گاز پسماند (TGT) استفاده می‌شود تا با فرآوری بیش‌تر گاز پسماند خروجی از SRU، راندمان از حدود ۹۶ درصد به بالای ۹۹ درصد افزایش یافته و در نتیجه، محدودیت‌های زیست محیطی در زمینه انتشار گاز آلاینده دی‌اکسید گوگرد رعایت گردد. دمای گاز داغ خروجی از راکتور TGT، پیش از ورود به برج جذب می‌بایست به مقدار مناسبی کاهش یابد. بدین منظور می‌توان از یک سیکل آب در گردش و برج خنک‌سازی و یا یک کولر هوایی استفاده نمود. در این مقاله یک واحد صنعتی بازیافت گوگرد نمونه دارای TGT، مد نظر قرار گرفت و در دو حالت، تجهیزات مورد نیاز طراحی و از لحاظ هزینه‌های ساخت و عملیاتی مقایسه گردید. بررسی‌ها نشان داد استفاده از برج خنک کننده، هزینه ساخت کمتری دارد، ولی هزینه‌های عملیاتی آن بیشتر است.

کلمات کلیدی: برج خنک‌سازی، کولر هوایی، واحدهای پاکسازی گاز پسماند (TGT)

۱- مقدمه

فرآیند کلاوس متداول‌ترین فن‌آوری بازیافت گوگرد محسوب می‌گردد. این فرآیند از یک کوره واکنش، یک دیگ بخار بازیافت حرارت[1] (WHB) و یک سری راکتور کاتالیستی و کندانسور تشکیل می‌گردد (شکل ۱). واکنش کلی فرآیند کلاوس به‌صورت زیر است (مهدی پور و همکاران، ۱۳۹۱؛ Clark *et al.*, 1997، Hawboldt *et al.*,a, 1999؛ Hawboldt *et al.* b, 1999؛ Monnery *et al.*,2001).

(۱)

$$2H_2S+O_2 \Rightarrow S_2+2H_2O$$

ابتدا یک سوم سولفید هیدروژن ورودی به کوره واکنش به دی اکسید گوگرد اکسید می‌شود. واکنش اصلی اکسیداسیون به‌صورت زیر است:

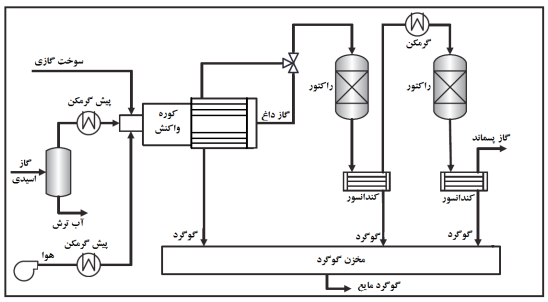
(۲)

$$H_2S+3/2O_2 \Rightarrow SO_2+H_2O$$

حدود ۶۰ درصد از دی اکسید گوگرد حاصل از واکنش ۲، طبق واکنش زیر با گاز سولفید هیدروژن واکنش داده و به گوگرد عنصری تبدیل می‌گردد.

(۳)

$$2H_2S+SO_2 \Rightarrow 3S+2H_2O$$



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

1. Waste Heat Boiler

پس از کوره واکنش، دیگ بخار (WHB) قرار دارد که با سرمایش 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 SO_2 و H_2S واکنش نداده طبق رابطه ۳ واکنش می‌دهند و تبدیل به گوگرد عنصری و آب می‌گردند. جهت دستیابی به حداکثر تبدیل در راکتورهای کاتالیستی، گوگرد تشکیل شده در مراحل مختلف فرآیند کلاوس، تبدیل به مایع و بازیابی می‌گردد. در عمل به ندرت میزان بازیابی گوگرد از گازهای اسیدی ورودی به بیش از ۹۵ تا ۹۶ درصد می‌رسد و گوگرد بازیابی نشده، به شکل عنصری یا به شکل ترکیبات H_2S، COS و CS_2 در زباله‌سوز گاز پسماند[1] می‌سوزد و به SO_2 تبدیل و به اتمسفر ارسال می‌گردد (Nasato *et al.*,1994 ؛ Elsner *et al.*, 2003).

به منظور افزایش بازیافت گوگرد و کاهش آلودگی‌های زیست محیطی، قبل از زباله‌سوز از فرآیندهای تصفیه گاز پسماند استفاده می‌شود. در این فرآیندها، گاز پسماند خروجی از کلاوس، تحت فرآوری بیشتری قرار می‌گیرد و تا حد ممکن ترکیبات گوگردی از آن گرفته می‌شود. فرآیندهای متعددی برای پاکسازی گاز پسماند مورد استفاده قرار گرفته است. از جمله مهمترین این فرآیندها می‌توان به فرآیندهای جذب با حلال آمین، فرآیندهای زیر نقطه شبنم گوگرد از نوع خشک، فرآیندهای زیر نقطه شبنم گوگرد از نوع مرطوب و فرآیندهای احیاء مایع[2] اشاره کرد. از بین این روش‌ها، فرآیند جذب با آمین (SCOT) متداول‌تر است و از عملکرد و کارایی بهتری نسبت به سایر فرآیندها برخوردار است. با استفاده از این فرآیند، با حذف بخش عمده‌ای از گاز اسیدی باقی‌مانده خروجی از واحد بازیافت گوگرد، امکان دست‌یابی به راندمان کلی بالای ۹۹ درصد فراهم می‌گردد (مهدی‌پور و همکاران، ۱۳۹۲؛ Anonymous , 1987 ؛Paskal and , 2004 Sames). اکثر واحدهای TGT در کشور بر اساس فرآیند SCOT ساخته شده‌اند. از آن جمله می‌توان به پالایشگاه‌های نفت تهران، اراک، بندرعباس و فازهای ۱۵ و ۱۶ پارس جنوبی اشاره نمود. همچنین فرآیند TGT مربوط به واحد SRU پالایشگاه گاز بیدبلند که توسط پژوهشگاه صنعت نفت طراحی گردید، از این فن‌آوری جهت بازیافت گوگرد از گازهای پسماند خروجی از بخش کلاوس استفاده نموده است. خاطرنشان می‌گردد پژوهشگاه صنعت نفت در قالب طرح بازیافت گوگرد و با همکاری شرکت ملی گاز ایران، اقدام به طراحی پایلوت واحد TGT نموده است که ساخت این پایلوت به زودی در پالایشگاه گاز شهید هاشمی نژاد به انجام خواهد رسید. شکل ۲، نمایی شماتیک از فرآیند SCOT را نشان می‌دهد (Slavens *et al.*, 2011).

گاز خروجی از واحد کلاوس ابتدا وارد محفظه احتراق می‌گردد تا دمای آن به کمک احتراق ناقص گاز متان، به میزان مطلوب واکنش (۲۵۰ °C تا ۳۰۰) برسد. در راکتور احیاء، ترکیبات گوگردی همراه گاز داغ، یعنی SO_2، COS و CS_2، با هیدروژن و بخار آب واکنش می‌دهند و به گاز سولفید هیدروژن که قابل جذب با حلال آمین MDEA است، تبدیل می‌گردند:

(۴)

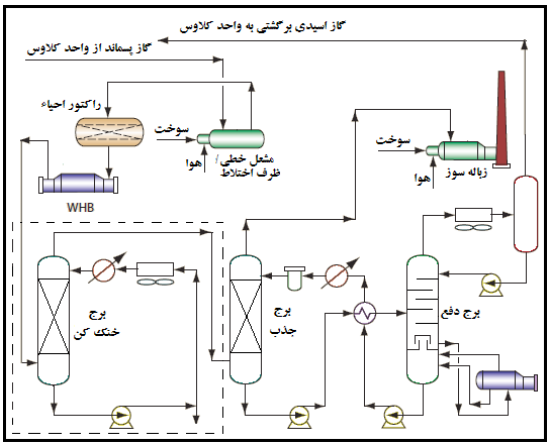
$$SO_2 + 3\,H_2 \Leftrightarrow H_2S + 2H_2O$$

(۵)

$$COS + H_2O \Leftrightarrow H_2S + CO_2$$

(۶)

$$CS_2 + 2H_2O \Leftrightarrow 2H_2S + CO_2$$



شکل ۲- شکل شماتیک فرآیند SCOT با خنک‌سازی گاز با چرخه آب و برج خنک‌کن

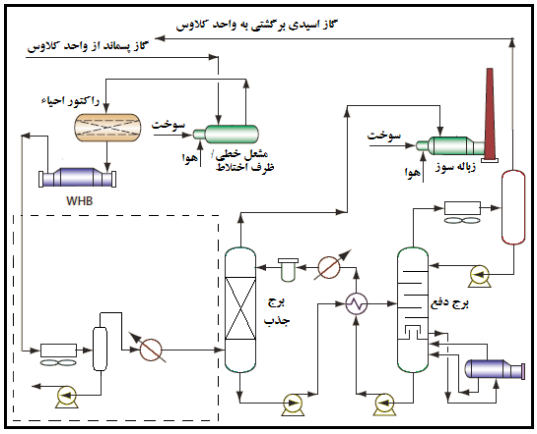
سولفید هیدروژن موجود در گاز خروجی از راکتور پس از خنک‌سازی، ابتدا در برج جذب در تماس با حلال آمین جذب و سپس در برج دیگری دفع می‌گردد و به ابتدای فرآیند کلاوس بازگردانده می‌شود. گاز باقیمانده که حاوی مقدار ناچیزی از سولفید هیدروژن است، از بالای برج جذب به زباله‌سوز فرستاده می‌شود تا H_2S باقی‌مانده در آن به SO_2 تبدیل و به اتمسفر ارسال گردد.

1. Tail Gas Incinerator
2. Liquid Redux

۲- خنک‌سازی گاز داغ خروجی از راکتور

گاز داغ خروجی از راکتور احیاء، به‌دلیل دمای بالا، وارد دیگ بخار WHB می‌شود تا از حرارت آن، بخار فشار پایین[1] (LPS) تولید شود. گاز خروجی از WHB بسته به فشار LPS پالایشگاه، هنوز دمای بالایی در حدود ۱۷۰ °C خواهد داشت که برای ورود به برج جذب آمین مناسب نیست و می‌بایست به زیر ۵۰ °C کاهش یابد. بدین منظور می‌توان چنانچه در منطقه خط چین شکل ۲ نشان داده شده است، از یک سیکل چرخش آب و برج خنک‌سازی[2] استفاده نمود. در این چرخه، آب پس از رسیدن به فشار مناسب در خروجی پمپ، در دو مرحله توسط کولر هوایی و مبدل حرارتی خنک می‌شود و از بالای برج خنک‌سازی به آن وارد می‌گردد تا در تماس ناهمسو با گاز داغ، آن را تا دمای مطلوب خنک سازد. به‌طور معمول به علت فشار پایین فرآیند TGT و نیاز به افت فشار کم، در برج از بستر آکنده ساخت‌یافته[3] که افت فشار کمی دارد، استفاده می‌شود. میزان خنک‌سازی، به شدت جریان آب در گردش و طول بستر آکنده بستگی دارد. این چیدمان در اکثر واحدهای TGT اشاره شده در بخش قبل مورد استفاده قرار گرفته است. چنانچه در معادلات ۱ تا ۳ ملاحظه می‌شود، در واکنش‌های تولید گوگرد در کوره واکنش و نیز راکتورهای بخش کلاوس، مقدار قابل توجهی آب به‌عنوان محصول جانبی تولید می‌شود. با کاهش دمای گاز خروجی از WHB از ۱۷۰ °C به ۵۰ بیشتر آب همراه گاز میعان شده و از سیکل آب در گردش خارج می‌شود. در حقیقت مقدار آب همراه گاز در خروجی سیکل سرمایش به درصد رطوبت اشباع آب در دما و فشار خروجی سیکل بستگی دارد.

چنانچه در منطقه خط چین شکل ۳ نشان داده شده است، گزینه قابل انتخاب دیگر به منظور خنک‌سازی گاز خروجی از WHB، استفاده از یک کولر هوایی به همراه مبدل حرارتی است. از آنجایی که خنک‌سازی گاز با استفاده از کولر هوایی به زیر ۶۰ °C با دشواری‌هایی همراه است، جهت کاهش دمای سیال فرآیندی از ۶۰ به زیر ۵۰ °C از یک مبدل حرارتی پس از کولر هوایی استفاده شده است. به دلیل میعان بخار آب همراه سیال حرارتی در اثر کاهش دما، به منظور بهبود عملکرد مبدل حرارتی لازم است پس از کولر هوایی از جداکننده استفاده شود.



شکل ۳- شکل شماتیک فرآیند SCOT با خنک‌سازی گاز با کولر هوایی

در اثر کاهش دما در مبدل حرارتی از ۶۰ °C به ۵۰ نیز مقداری آب میعان خواهد شد که مقدار آن در مقایسه با آب میعان شده در کولر هوایی ناچیز است. از آنجایی که در برج جذب از مخلوط آمین و آب به عنوان حلال استفاده می‌گردد و نیز بخشی از آب همواره از بالای برج دفع تلف می‌شود، ورود این مقدار آب به همراه گاز به برج جذب مشکلی ایجاد نخواد کرد. در بخش بعدی به صورت دقیق‌تر به ارزیابی اقتصادی این دو گزینه جهت خنک‌سازی گاز خروجی از راکتور TGT، پس از سرمایش اولیه در WHB خواهیم پرداخت.

۳- ارزیابی فنی و اقتصادی گزینه‌های خنک‌سازی گاز

به منظور مقایسه دو حالت اشاره شده در بخش قبل، برای خنک نمودن گاز داغ خروجی از WHB بخش TGT، دو شبیه‌سازی با فرض شرایط و خوراک گاز یکسان به کمک شبیه‌ساز Promax انجام شد.

در این شبیه‌سازی‌ها از مدل Amine Sweetening که برای شبیه‌سازی بخش شیرین‌سازی مناسب است، استفاده شده است. همچنین به دلیل استفاده از عایق حرارتی مناسب در تجهیزات فرآیندی، در محاسبات از تلفات حرارتی صرفنظر گردیده است.

جدول ۱ مشخصات سیال فرآیندی خروجی از WHB راکتور احیاء یک واحد TGT نمونه را ارائه می‌نماید. به منظور مقایسه دو گزینه معرفی شده جهت خنک‌سازی گاز خروجی از WHB راکتور احیاء در بخش قبل، هر یک از این گزینه‌ها برای خوراک ارائه شده طراحی و از لحاظ اقتصادی بررسی گردید.

1. Low Pressure Steam
2. Cooling Column
3. Structured Packing

جدول ۱- مشخصات سیال فرآیندی خروجی از WHB راکتور احیاء

خاصیت	مقدار
دما (□C)	۱۷۰
فشار (barg)	۰/۲۵
شدت جریان مولی (kmole/h)	۲۸۰۰
دانسیته (kg/m^3)	۱/۳۵
ظرفیت گرمایی ویژه (kj/kg.K)	۱/۱۵
ویسکوزیته (mPa.s)	۰/۰۲
جرم مولکولی (kg/kmol)	۳۰
ضریب انتقال حرارت (W/m.K)	۰/۰۳

تعیین اندازه تجهیزات معمولاً با استفاده از نرم‌افزارهای تجاری انجام می‌پذیرد.

در هر صورت، فرآیندهای طراحی و تعیین اندازه تجهیزات و نیز روش‌های انجام ارزیابی اقتصادی، در مراجع ارائه شده در انتهای این مقاله ذکر شده است (Anonymous , 1987؛ Couper et al., 2010؛ Kister ,1992؛ Peters and Silla, 2003؛ Timmerhaus, 1991).

جدول ۲ نشانگر مشخصات تجهیزات در دو حالت گزینه ۱ و گزینه ۲ است. شایان ذکر است که طبق محاسبات صورت گرفته، در حالت دوم جهت رعایت حد مجاز افت فشار، سه مبدل حرارتی موازی هر یک به مساحت انتقال حرارت ۱۱۶ m^2 مورد نیاز است و سطح ارائه شده در جدول ۲، نشان دهنده‌ی مجموع سطح این سه مبدل است.

در جدول ۳ هزینه ساخت تجهیزات گزینه‌های خنک‌سازی گاز داغ خروجی از WHB راکتور احیاء ارائه شده است. همانگونه که در این جدول نشان داده شده، هزینه تجهیزات گزینه اول، ۳۵۴ هزار دلار کمتر از هزینه تجهیزات گزینه دوم است. مقادیر ذکر شده در این جدول بر مبنای آمریکا در سال ۲۰۰۳ بوده و برای سایر مناطق و زمان‌ها باید از ضریب تصحیح مناسب استفاده گردد. معمولاً برای ارزیابی اقتصادی پروژه‌ها در ایران، باید هزینه‌ها سه برابر منظور شود.

از آنجایی که هدف اصلی این تحقیق صرفاً مقایسه فنی و اقتصادی دو حالت خنک‌سازی ذکر شده، استفاده از این ضرایب تصحیح صرفنظر گردیده است.

جدول ۲- مشخصات طراحی تجهیزات

	گزینه ۱	گزینه ۲
وزن برج خنک کن (tone)	۵۳	------
مساحت کولر هوایی (m^2)	۹۶۸۱	۳۱۱۴۰
مساحت مبدل حرارتی (m^2)	۲۱۱	۳۴۸
ظرفیت پمپ (m^3/h)	۳۲۰	۵
وزن جداکننده (tone)	------	۲

جدول ۳- مقایسه هزینه ساخت تجهیزات

	گزینه ۱ (هزار دلار)	گزینه ۲ (هزار دلار)
برج خنک کن	۵۱۶	------
کولر هوایی	۳۱۳	۹۳۹
مبدل حرارتی	۸۸	۲۷۷
پمپ	۱۶	۶
جداکننده	------	۶۵
مجموع	۹۳۳	۱۲۸۷

مصارف و هزینه سرویس‌های جانبی مورد استفاده در هر یک از چیدمان‌های فرآیندی شرح داده شده، به ترتیب در جداول ۴ و ۵ ارائه شده است. همانگونه که در جدول ۵ نشان داده شده است، هزینه سرویس‌های جانبی مورد استفاده در گزینه اول، ۶۸ هزار دلار در سال بیشتر است. در بسیاری از مناطق آب خنک کننده[1] در دسترس نیست که در این صورت چنانچه واحد در مجاورت دریا واقع شده باشد، از آب دریا به عنوان سیال خنک کننده در مبدل حرارتی استفاده می‌کنند. در صورت استفاده از آب دریا به عنوان آب خنک کننده، اختلاف سرویس‌های جانبی به ۲۴ هزار دلار در سال کاهش می‌یابد. چنانچه قبلاً عنوان گردید، پس از کاهش دمای گاز فرآیندی، مقدار زیادی آب میعان می‌گردد که باید به‌طور پیوسته از چرخه خنک‌سازی خارج گردد. از این رو، برج خنک‌کننده نیازی به تزریق آب به عنوان جریان Make-up ندارد. در هر صورت استفاده از آب دریا در سیستم‌های خنک‌سازی مشابه در سایر فرآیندها ممکن است باعث افزایش کف‌زایی و بروز مشکلات عملیاتی نظیر افزایش فشار و طغیان و کاهش کارایی آکنه‌های برج خنک‌کننده گردد و توصیه نمی‌شود. همچنین نمونه عملی از آن توسط مؤلفان مقاله حاضر مشاهده نشده است.

1. Cooling Water

جدول ۴- مصارف سرویس‌های جانبی مورد استفاده تجهیزات

	گزینه ۱	گزینه ۲
برق مصرفی کولر هوایی (kw)	۱۲۴	۱۷۶
آب خنک کننده مبدل حرارتی (m^3/h)	۴۶۳	۲۴۵
برق مصرفی پمپ (kw)	۱۰۴	۲

جدول ۵- مقایسه هزینه سرویس‌های جانبی مورد استفاده

	گزینه ۱ (هزار دلار در سال)	گزینه ۲ (هزار دلار در سال)
هزینه برق مصرفی کولر هوایی	۶۰	۸۵
هزینه آب خنک کننده مبدل حرارتی	۹۳	۴۹
هزینه برق مصرفی پمپ	۵۰	۱
مجموع	۲۰۳	۱۳۵

در این ارزیابی، به علت خورندگی سیالات، جنس تمامی تجهیزات از نوع استیل کم کربن ۶۱۳L در نظر گرفته شد. البته پوسته مبدل‌ها و پره کولرهای هوایی به ترتیب از جنس کربن استیل و آلومنیوم هستند. در صورت استفاده از آب دریا به عنوان سیال خنک‌کننده در مبدل‌ها، لازم است از آلیاژهای گران‌تری نظیر مس - نیکل[1] ۱۰/۹۰ استفاده گردد. از آنجایی که مساحت مبدل حرارتی در گزینه خنک‌سازی دوم به مراتب بیشتر از مساحت مبدل در گزینه اول است، از این رو، در صورت استفاده از آب دریا به عنوان سیال خنک‌کننده، قیمت تجهیزات در گزینه ۲ افزایش بیشتری خواهد یافت. در برخی موارد صنعتی به جای ساخت کل برج خنک‌کننده از جنس استیل ۳۱۶L، بدنه برج از جنس کربن استیل ساخته می‌شود و لایه‌ای از استیل کم کربن بر روی جدار داخلی برج به صورت پوشش[2] قرار می‌گیرد. در این صورت می‌توان انتظار داشت که از هزینه ساخت برج کاسته شود. از آنجایی که واحد بازیافت گوگرد تولید کننده بخار است، در بسیاری از این واحدها نیروی محرکه پمپ‌ها از بخار تولیدی SRU تأمین می‌گردد.

1. Cupronickel
2. Cladding

از این رو می‌توان از هزینه برق مصرفی پمپ‌ها صرفنظر نمود. در این صورت، اختلاف هزینه مصارف سرویس‌های جانبی به ۱۹ هزار دلار در سال کاهش می‌یابد.

در این ارزیابی هزینه‌های تعمیر و نگهداری در نظر گرفته نشده است. در هر صورت هر یک از تجهیزات در دو حالت در نظر گرفته شده، مشکلات عملیاتی خاص خود را خواهند داشت. مثلاً استفاده از کولر هوایی و مبدل حرارتی بزرگ در حالت دوم ممکن است مشکلات بیشتری نسبت به کولر هوایی و مبدل هوایی کوچک در حالت استفاده از برج خنک‌کننده داشته باشد. از سوی دیگر، برج آکنده ممکن است با مشکلاتی نظیر خرابی اینترنال‌های برج در طول زمان مواجه گردد. همچنین مسئله‌ی مهم دیگری که در واحدهای بازیافت گوگرد حائز اهمیت است، عملیات در فشار پایین و لزوم افت فشار بسیار کم تجهیزات می‌باشد. هرچند در حالتی که سیال خنک شونده در فاز گاز است افت فشار در مبدل‌های حرارتی مقدار کمی خواهد داشت، اما در هر صورت استفاده از آکنه‌های ساخت‌یافته برای دستیابی به مقادیر افت فشار بسیار کم، گزینه مناسب‌تری خواهند بود. با توجه به مطالب ارائه شده می‌توان به این جمع‌بندی رسید که استفاده از گزینه ۱ (شکل ۲)، یعنی برج خنک‌کننده به همراه سیکل آب در گردش، نسبت به گزینه ۲ (شکل ۳)، یعنی کولر هوایی به همراه جداکننده و مبدل حرارتی، گزینه مناسب‌تری است و استفاده از آن توصیه می‌گردد.

۴- بحث و نتیجه‌گیری

به دلیل پایین بودن راندمان واحدهای بازیافت گوگرد، از واحدهای پاکسازی گاز پسماند استفاده می‌شود. بدین صورت بازیافت کلی گوگرد از حدود ۹۶ درصد به بالای ۹۹ درصد افزایش می‌یابد و انتشار گاز آلاینده دی‌اکسید گوگرد به زیر محدودیت‌های زیست محیطی خواهد رسید. دمای گاز داغ خروجی از WHB راکتور TGT، پیش از ورود به برج جذب می‌بایست تا حدود ۵۰ °C کاهش یابد. بدین منظور می‌توان از یک سیکل آب در گردش و برج خنک‌سازی و یا یک کولر هوایی استفاده نمود. در این مقاله استفاده از هر یک از این روش‌های خنک‌سازی از لحاظ فنی و اقتصادی مورد بررسی قرار گرفت. بررسی‌ها نشانگر این مطلب بود که هرچند استفاده از گزینه اول نیازمند هزینه سرمایه‌گذاری اولیه‌ی به مراتب پایین‌تری است و اگرچه هزینه‌های عملیاتی آن کمی بیشتر است، استفاده از آن مقرون به صرفه‌تر خواهد بود.

۵- منابع

۱. مهدی پور، حمیدرضا، کیوان خورسند، حمید گنجی و سعید حسن بروجردی، ۱۳۹۱. تنظیم پارامتر کلیدی دما در طراحی واحد بازیافت گوگرد، ماهنامه تخصصی، علمی وترویجی فرآیند نو، ۳۷: ۸۲-۹۰.

۲. مهدی‌پور، حمید رضا، هاجر یوسفیان، حامد نادری، محمود بیات، و هومن جواهری زاده، ۱۳۹۲. بررسی نقش واحدهای پاکسازی گاز پسماند در کاهش آلاینده‌های زیست محیطی به کمک شبیه‌سازی، فصلنامه محیط زیست، ۵۵: ۳-۱۱.

3. Anonymous, 1987. Gas Processors Suppliers Association (GPSA), Engineering Data Book, GPSA Tulsa, Chapter 22.
4. Clark, P. D., N. I. Dowling, and M. Huang, 1997. 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, CO, 23-26.
5. Elsner, M. P., M. Menge, C. Müller, and D. W. Agar, 2003. The Claus process: teaching an old dog new tricks, Catalysis Today, 79: 487-494.
6. Hawboldt, K. A., W. D. Monnery, and W. Y. Svrcek, 1999. A Study on the Effect of Quench Design on the Quality of Experimental Data, Industrial Engineering and Chemistry Research, 38: 2260-2263.
7. Hawboldt, K. A., W. D. Monnery, and W. Y. Svrcek, 1999. New Experimental Data and Kinetic Rate Expression for H2S Cracking and Re-Association, Chemical Engineering Science, 55: 957-966.
8. Kister, H. Z., 1992. Distillation Design, McGraw-Hill, New York.
9. Monnery, W. D., K. A. Hawboldt, A. E. Pollock, and W. Y. Svrcek, 2001. Ammonia Pyrolysis and Oxidation in the Claus Furnace, Industrial Engineering and Chemistry Research, 40: 144-151.
10. Nasato, L. V., K. Karan, A. K.Mehrotra, and L. A. Behie, 1994. Modeling Reaction Quench Times in the Waste Heat Boiler of a Claus Plant, Industrial Engineering and Chemistry Research, 33: 7-13.
11. Paskal, H. G., and J. A. Sames, 2004. Sulfur Recovery, Technical paper, Sulfur experts Inc.
12. Slavens, A., J. Lamar, D. Nikolic, and T. Brok, 2011. Enhanced sulphur recovery from lean acid gases, *GAS*: 1-11.

Technical and Economical Comparision of Cooling Methods for Outlet Hot Gas from TGT Reactor

Hamid Reza Mahdipoor[1], Ashraf Dehghani Ashkezari[1], Reza Hayati[1]

[1]Research Institute of Petroleum Industry, Tehran, Iran

mahdipoorhr@ripi.ir

Abstract

In order to prevent environmental polution and production of elemental sulfur, the acid gases outcoming from the oil and gas refineries is converted to elemental sulfur in Sulfur Recovery Units (SRUs). Tail Gas Treatment Units (TGT) are applied at the end of SRU for more processing of tail gas. These TGT units enhance low recovery of sulfur from 96% to over 99%, and therefore, respect to environmental regulations in term of fatal SO2 emission. The temperature of outlet gas from TGT reactor should be decreased to a proper value. Fot this purpose, a cyrculation water together with a cooling column system or a air cooler can be considered. In this paper, a typical industrial unit of sulfur recoveryr equiped with tail gas treatment was considered and for these two cases, the required equipment were designed and the construction and operational costs were compared. The results show that using cooling column has lower construction cost than using air cooler system, but the operating cost is more than operating cost of air cooler.

Keywords: Tail Gas Treatment Units (TGT), Cooling Column, Air Cooler