



مؤسسه آموزش عالی غیر دولتی غیر انتفاعی انرژی

بررسی و مطالعه هدررفت انرژی در واحد تولید Sulfur از ترکیبات سمی خروجی واحدهای نفتی با کمک نرم افزار اسپن هایسیس با رویکرد حفظ محیط زیست

پایان نامه یا رساله برای دریافت درجه کارشناسی ارشد
در رشته مهندسی ایمنی - بهداشت و محیط زیست HSE

نام دانشجو

پیام باقری

استاد راهنما:

..

اردیبهشت ماه ۱۴۰۰



مؤسسه آموزش عالی غیر دولتی غیر انتفاعی انرژی

بررسی و مطالعه هدررفت انرژی در واحد تولید Sulfur از ترکیبات سمی خروجی واحدهای نفتی با کمک نرم افزار اسپن هایسیس با رویکرد حفظ محیط زیست

پایان نامه یا رساله برای دریافت درجه کارشناسی ارشد

در رشته مهندسی ایمنی - بهداشت و محیط زیست HSE

نام دانشجو

پیام باقری

استاد راهنما:

..

اردیبهشت ماه ۱۴۰۰

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

تأییدیه‌ی صحت و اصالت نتایج

باسمه تعالی

اینجانب به شماره دانشجویی دانشجوی رشته مقطع تحصیلی کارشناسی ارشد تأیید می‌نمایم که کلیه‌ی نتایج این پایان‌نامه/رساله حاصل کار اینجانب و بدون هرگونه دخل و تصرف است و موارد نسخ‌برداری شده از آثار دیگران را با ذکر کامل مشخصات منبع ذکر کرده‌ام. در صورت اثبات خلاف مندرجات فوق، به تشخیص دانشگاه مطابق با ضوابط و مقررات حاکم (قانون حمایت از حقوق مؤلفان و مصنفان و قانون ترجمه و تکثیر کتب و نشریات و آثار صوتی، ضوابط و مقررات آموزشی، پژوهشی و انضباطی ...) با اینجانب رفتار خواهد شد و حق هرگونه اعتراض در خصوص احقاق حقوق مکتسب و تشخیص و تعیین تخلف و مجازات را از خویش سلب می‌نمایم. در ضمن، مسئولیت هرگونه پاسخگویی به اشخاص اعم از حقیقی و حقوقی و مراجع ذی‌صلاح (اعم از اداری و قضایی) به عهده‌ی اینجانب خواهد بود و دانشگاه هیچ‌گونه مسئولیتی در این خصوص نخواهد داشت.

نام و نام خانوادگی:

امضا و تاریخ:

مجوز بهره‌برداری از پایان‌نامه

بهره‌برداری از این پایان‌نامه در چهارچوب مقررات کتابخانه و با توجه به محدودیتی که توسط استاد راهنما به شرح زیر تعیین می‌شود، بلامانع است:

- ☐ بهره‌برداری از این پایان‌نامه/ رساله برای همگان بلامانع است.
- ☐ بهره‌برداری از این پایان‌نامه/ رساله با اخذ مجوز از استاد راهنما، بلامانع است.
- ☐ بهره‌برداری از این پایان‌نامه/ رساله تا تاریخ ممنوع است.

نام استاد یا اساتید راهنما: دکتر حیدر مداح

تاریخ:

امضا:

تقديم به: (اختياري)

.....

تشکر و قدردانی: (اختیاری)

.....

فهرست مطالب

فصل ۱:

مقدمه

گاز طبیعی گازی بی رنگ، بی بو و اشتعال پذیر بوده که در اثر سوزاندن آن میزان قابل توجهی انرژی آزاد می گردد و از طرفی میزان آلودگی ناشی از سوزاندن آن نیز در مقایسه با سایر انواع سوخت ها کمتر می باشد، از این رو گاز طبیعی به عنوان یکی از منابع مهم انرژی در سالهای اخیر شناخته شده است. گاز طبیعی عمدتاً از متان تشکیل شده اما ترکیبات دیگری نظیر اتان، پروپان، بوتان و بخار آب نیز در آن یافت می شود. علاوه بر ترکیبات هیدروکربنی و بخار آب، گاز طبیعی در اغلب موارد حاوی ترکیبات مضر نظیر گازهای اسیدی و ترکیبات گوگردی بوده و جداسازی آنها تا حد استاندارد ضروری است. گازی طبیعی که حاوی گازهای اسیدی و سایر ترکیبات گوگردی باشد را گاز ترش نامیده و در صورتی که مقدار این ترکیبات کمتر از حد مجاز باشد، گاز شیرین نامیده می شود. به طور کلی جداسازی ناخالصی های درون گاز ها و مایعات از نقطه نظر ایمنی، کنترل خوردگی، تنظیم ترکیب استاندارد محصولات گاز و مایع، پرهیز از تشکیل هیدرات در دماهای پایین، کاهش هزینه های تقویت فشار گاز، جلوگیری از مسمومیت کاتالیزورهای دریافت کننده محصولات و رعایت حد مجاز انتشار مواد آلاینده محیط زیست حائز اهمیت می باشد. گازهای اسیدی سمی و خورنده بوده و به تجهیزات و محیط زیست لطمات جبران ناپذیری را وارد می سازند. حضور این گازهای اسیدی همچنین موجب بروز خوردگی و کاهش ارزش حرارتی گاز می گردد. میزان H_2S در گاز طبیعی می بایست به کمتر از ppm ۴ کاهش یابد اما CO_2 سمی نیست و نیاز به کاهش سطح آن به اندازه H_2S نمی باشد.

سیستمهای غشایی پلیمری جزء تکنولوژیهای بروز و شناخته شده ای است که در فرآورش گاز طبیعی برای جداسازی انتخابی گازهای اسیدی مورد استفاده قرار می گیرند. امروزه این تکنولوژی در صنعت گاز برای جداسازی CO_2 و بخارات آب تا حد مجاز خطوط انتقال لوله به طور رایج استفاده می گردد. یک گاز برای آن که بتواند از یک غشا عبور کند، ابتدا بایستی در طرف پر فشار غشاء روی غشاء حل شده، به درون غشاء نفوذ کند و در طرف کم فشار غشاء دوباره به بخار تبدیل گردد. اساس جداسازی گازها بر آن است که بعضی گازها نسبت به گازهای دیگر بر روی سطح پر فشار غشاء حلالیت بیشتری دارند و با سرعت بیشتری از جداره غشاء

به سمت کم فشار آن نفوذ می کنند. این روش اگر چه دارای مزایایی نظیر عدم استفاده از ترکیبات شیمیایی و اشغال فضای کم می باشد اما به دلیل هزینه های بالا و شار نسبتاً پایین غشاها، هنوز به صورت گسترده قابل استفاده نمی باشد.

پارامترهای مختلف نظیر نوع ناخالصی، میزان غلظت ناخالصی، جذب انتخابی گازهای اسیدی، میزان گاز ترش و شرایط دما و فشار گاز و اقتصادی بودن فرآیند برای انتخاب فرایند مناسب جهت شیرین سازی گاز طبیعی موثر است. درمیان فرآیندهای ذکر شده، جذب در فاز مایع پرکاربردترین روش به منظور حذف گازهای اسیدی از گاز طبیعی می باشد.

به منظور پیش بینی رفتار فرآیند جذب از معادلات ترمودینامیکی که شامل معادلات حالت، مدل ضرایب اکتیویته و شیوه های آماری می باشد، بهره می برند. مدل سازی تعادلی بخار-مایع سامانه های همراه واکنش شیمیایی نیازمند محاسبه همزمان محاسبات تعادلی فازی و شیمیایی است. محاسبات تعادل های فازی و شیمیایی نیز به نوبه خود نیازمند محاسبه میزان انحراف فازهای گاز و مایع از حالت ایده آل می باشند. در این مقاله سعی بر این است که به فعالیت ها و پیشرفت های فرآیند جذب در مایع و پیش بینی ترمودینامیکی آن در سالهای اخیر و افق های پیش روی آن در سالهای آینده بپردازیم.

۱-۲- حذف گازهای اسیدی به کمک مایعات یونی

این ترکیبات آلی که بطور عمده شامل یک کاتیونی آلی نامتقارن حجیم و یک آنیون آلی یا معدنی هستند اگرچه ماهیت نمکی دارند ولی به علت عدم تقارن در ساختار مولکولی شان دارای نقطه ذوب پائینی هستند و در اکثر موارد به فرم مایع در دمای محیط وجود دارند. البته برخی از آن ها در دمای اتاق جامد هستند ولی به لحاظ کاملاً یونی بودن، در این دسته قرار می گیرند و به صورت کریستالهای یونی کاربرد دارند. این مایعات نسبت به مایعات معمولی ساختار و خواص بسیار متفاوتی دارند.

مایعات یونی در طیف گسترده ای از مواد آلی، غیر آلی، معدنی، پلیمری و بیولوژیکی به عنوان حلال مورد استفاده قرار می گیرد. خصوصیتی که مایعات یونی را بعنوان حلال از حلالهای آلی با سمیت بالا متمایز می نماید عبارتند از:

- ✓ فشار بخار پایین
- ✓ پایداری حرارتی بالا
- ✓ غیر قابل اشتعال بودن
- ✓ قابل بازیافت بودن و احیا پذیری بسیار خوب
- ✓ مایع بودن در طیف وسیعی از درجه حرارت

۱-۳- معرفی مواد شیمیایی گوگرد

گوگرد یکی از پرکاربردترین مواد شیمیایی در صنایع مختلف است. پیشینه این ماده شیمیایی به چند هزار سال پیش برمی گردد و از آن زمان تا امروز کاربرد های این ماده خام همچنان رو به افزایش است. گوگرد به صورت طبیعی نزدیک به چشمه های آب گرم و مناطق آتش فشانی یافت میشود. کاربرد گوگرد در صنعت تا حدی حائز اهمیت بوده که در سال های گذشته میزان مصرف گوگرد به عنوانی شاخصی برای فعالیت های صنعتی هر کشوری مورد توجه قرار میگرفت. در ادامه به ویژگی های ظاهری و خصوصیات فیزیکی و شیمیایی و کاربردهای گوگرد به طور مفصل خواهیم پرداخت. این ماده شیمیایی سبک و نرم معمولاً به رنگ زرد یافت میشود و شعله ای به رنگ آبی را هنگام آتش گرفتن از خود ساطع میکند. گوگرد در هر سه حالت جامد و مایع و گاز وجود دارد.

۴-۱- مشخصات و خصوصیات گوگرد

گوگرد نافلزی به رنگ زرد است که قابلیت حل شدن در آب را ندارد. گوگرد یکی از عناصر شیمیایی جدول تناوبی است که نماد آن S و عدد اتمی آن ۱۶ می باشد. گوگرد یک نافلز فراوران بی بو ، بی مزه و چند ظرفیتی است که بیشتر به شکل کریستالهای زرد رنگ که در کانی های سولفید و سولفات بدست می آید شناخته شده می باشند. گوگرد یک عنصر حیاتی و لازم برای تمامی موجودات زنده است که مورد نیاز اسید آمینه ها و پروتئین ها می باشد. این عنصر به صورت اولیه در کودها استفاده می شود ولی بصورت گسترده تر در باروت ، ملین ها ، کبریت ها و حشره کش ها بکار گرفته می شود.

۵-۱- کاربرد گوگرد

گوگرد در بسیاری از حوزه ها دارای کاربرد فراوانی میباشد از جمله میتوانیم به کاربرد گوگرد در زمینه کشاورزی ، کاربرد گوگرد و مشتقات آن در صنعت ، کاربرد گوگرد در تولید دارو و کاربرد آن در زمینه عمرانی اشاره کنیم.

۱-۵-۱- کاربرد گوگرد در کشاورزی

به تحقیقات گسترده در زمینه کشاورزی محققان به این نتیجه رسیدند که گوگرد کشاورزی حاوی روی به طور میانگین میزان روی جذب شده خاک را تا سه برار افزایش میدهد. پودر گوگرد ، گوگرد میکرونیزه ، گوگرد بنتونیت دار گراتوله و کود آلی فسفاته از جمله مشتقات گوگرد هستند که در کشاورزی مورد استفاده قرار میگیرند.

۱-۵-۲- کاربرد گوگرد در صنعت

همان طور که در قسمت مقدمه گفته شد، گوگرد در صنعت کاربردهای فراوانی دارد. تولید شوینده های متنوع از جمله مهم ترین کاربردهای گوگرد در صنعت میباشد. ۹۲٪ از گوگرد تولید شده در جهان برای تولید اسید سولفوریک استفاده می شود. ۶۰٪ اسید سولفوریک تولیدی نیز برای تولید کودهای کشاورزی مورد استفاده قرار می گیرد. به طور کلی ۵۰ درصد گوگرد برای تولید کودهای کشاورزی مصرف می شود.

تولید لاستیک نیز از جمله کاربردهای گوگرد به شمار میرود و عمده مواد خامی که در شرکت های لاستیک سازی مورد استفاده قرار میگیرد گوگرد است. گوگرد در تولید و صنعت رنگ سازی نیز کاربرد های فراوانی دارد. به طور کلی رنگدانه های گوگردی در صنایع رنگسازی به دو دسته رنگ های سولفور سفید و سیاه دسته بندی می شوند. البته عنصر گوگرد، خود دارای رنگ زرد است و اگر ترکیبی از این عنصر در رنگسازی به کار رود می تواند از طریق شرکت در فرآیندهای شیمیایی، رنگ های دیگری مانند پیگمنت های زرد را نیز تولید کند.

۱-۵-۳- کاربرد گوگرد در صنعت دارویی

صابون های گوگردی از زمان گذشته تا امروز مورد استفاده بسیاری از مردم بوده و هستند. گوگرد در تولید بسیاری از مواد شوینده و بهداشتی کاربرد داشته و مورد استفاده قرار میگیرد.

۱-۵-۴- کاربرد گوگرد در تولید مصالح عمرانی

آسفالت گوگردی، سیمان گوگردی، بتن گوگردی و مصالح مربوط به کف پوش و نمای گورگردی از جمله مهم ترین کاربرد های این ماده شیمیایی در تولید مصالح عمرانی میباشد.

طرح "سولفورکوب" عبارت است از گاززدایی و فشرده سازی گوگرد که در حیطه فعالیت های شرکت توسعه صنعتی سولفورکوب پارس می باشد. انتخاب عنوان سولفورکوب برای این گروه به دلیل تغییر شکل گوگرد به صورت کیوب یا بلوک از طریق فشردن آن بوده و همچنین برای نام گذاری و ثبت اختراع، کیوب به کوب تغییر نمود که در زبان فارسی با فشرده سازی و کوبیدن قرابت معنایی داشته ضمن این که به همان واژه کیوب نیز نزدیک است.

طرح کیوب شرکت توسعه صنعتی سولفورکوب پارس بر اساس مشکلات موجود در زمینه حمل و نقل و عرضه گوگرد در پالایشگاه های نفت و گاز، به وجود آمد. از آنجا که گوگرد یکی از محصولات جانبی نفت و گاز می باشد، مقوله گوگرد در کشورهای دارای مخازن نفت و گاز یکی از چالش های اساسی به شمار می رود. گاز طبیعی حاوی گازهای اسیدی، به خصوص مقادیر قابل توجهی سولفید هیدروژن میباشد که این ماده در واحد بازیابی گوگرد به صورت گوگرد مذاب در می آید.

دراکثر پالایشگاه های کشور گوگرد به صورت فله ای در فضای اطراف پالایشگاه انبارشده و منجر به ایجاد مشکلات زیست محیطی می شود. به دلیل مسقف نبودن انبار ها، با وزش باد، گوگرد در فضا پراکنده شده و به دلیل خاصیت خورندگی گوگرد، علاوه بر ایجاد مشکلات تنفسی، موجب آلودگی هایی در خاک و درنهایت محیط می شود. همچنین از بعد اقتصادی، گوگرد محصولی است که در مدت زمان کوتاه به شدت نوسان قیمت دارد در حالی که در حوزه مدیریت و بازرگانی محصولی با این ویژگی، مطلوبیت پایی دارد. با توجه به افزایش گوگرد انبار شده در ایران ما به تبع حجم بالای مخازن نفت و گاز، طرح سولفورکوب به تثبیت بهای گوگرد و رفع مشکلاتی در پی آن، یاری رسانده و دغدغه نگهداری گوگرد برای تولید کننده از بین خواهد رفت.

مشکلات گوگرد تنها به موارد فوق محدود نمی شود، اما باید دانست گوگرد یک ثروت ملی شمرده می شود و با مدیریت و تدبیر می توان از چالشها گذر کرد و از ارزش افزوده این محصول به بهترین شکل بهره برد. گوگرد شمش گونه و اصلاحاً به شکل کیوب یا مکعب شکل است که حاصل سامانه سولفورکوب پارس بوده و پس از فرایند گاززدایی و گازشویی با تکنیک ذوب ریزی و بر مبنای استانداردهای مهندسی و درخواست مشتریان با ابعاد منعطف تولید می گردد. اندازه کیوب بر اساس ملاحظات بازار و نیازمندی های مشتریان طراحی و مهندسی شده است. این محصول فاقد رطوبت بوده و میزان تولید اسید آن نسبت به رقباء نظیر کلوخه و گرانول بیشتر است. ضمناً ناخالصی کمتر آن فرایند ساخت اسید را تسهیل و بهره ور می نماید. پالایشگاه گاز طبیعی مجموعه ای صنعتی متشکل از واحدهای فرآیندی، تأسیساتی، ذخیره سازی و غیره است که گاز ترش یا هیدروکربن های ناخالص دریافتی (از مخزن گاز طبیعی) را جهت مصارف گوناگون (خانگی، صنعتی و صادرات) پالایش می کند.

این واحد از اصلی ترین واحدهای هر پالایشگاه گاز است. در این مرحله بخش زیادی از ترکیبات گاز سولفید هیدروژن و قسمتی از گاز کربنیک از گاز جدا می شود و به مقدار مطابق با استاندارد محصول مورد نیاز رسانده می شود. جداسازی این ترکیبات از طریق حلال جاذب و معمولاً حلال آمین (متیل دی اتانول آمین) انجام می گیرد و سپس آمین مصرف شده احیا می گردد.

- واحد شیرین سازی گاز
- واحد نم زدایی گاز
- واحد بازیابی گاز اتان
- واحد فشرده سازی گاز
- واحد سرماسازی با پروپان

تأسیسات پالایش گازی

- واحد تفکیک میعانات گازی
- واحد بازیابی سود سوزآور
- واحد شیرین سازی پروپان
- واحد شیرین سازی بوتان
- واحد کربن زدایی از اتان

در طی سالهای اخیر متیل دی اتانول آمین (MDEA) به حلالی محبوب تبدیل شده است، خصوصاً به خاطر انتخاب پذیری بالایی که در واکنش با H_2S در مقایسه با کربن دی اکسید دارد.

متیل دی اتانول آمین (MDEA) به دلیل انتخاب پذیری بالایی که برای هیدروژن سولفید در مقابل کربن دی اکسید دارد به حلالی محبوب در صنعت گاز طبیعی تبدیل شده است. این انتخاب پذیری بالا باعث کاهش چرخه حلال شده و خوراکی غنی تر از هیدروژن سولفید را به واحد بازگردانی گوگرد می فرستد. سرعت واکنش متیل دی اتانول آمین با دی هیدروژن سولفید بالاست در حالیکه سرعت واکنش آن با کربن دی اکسید بسیار پایین تر است. سرعت واکنش متیل دی اتانول آمین با کربن دی اکسید تقریباً ۲۰۰۰ برابر از سرعت واکنش کربن دی اکسید است. این حلال در حذف دی هیدروژن سولفید بسیار فوق العاده عمل می کند، و عموماً برای بالا بردن قدرت حذف کربن دی اکسید آن مقادیری حرید دی اتانول آمین نیز در مخلوط حلال به کار برده می شود.

مراحل و فرآیندی که در یکی از این واحدها مربوط به شرکت Schlumberger انجام می گیرند به این صورت است که گاز ترش به برج تماس وارد شده و از داخل حلال آمین که به سمت پایین جریان دارد، به سمت بالا می رود.

گاز ترش به برج تماس وارد شده و از داخل حلال آمین که به سمت پایین جریان دارد، به سمت بالا می رود. گاز تصفیه شده از بالای برج خارج می شود. محلول آمینی گازهای اسید جذب شده را با خود حمل کرده و به مبدل گرمایی وارد می شود، به این محلول غنی گفته می شود.

آمین غنی در مبدل حرارتی توسط جریانی خالص آمینی که داغ است گرم می شود. آمین غنی همچنین در ستون بازیابی توسط گرمای حاصل از ریبویلر بیشتر گرم می شود. در این ستون آب و گازهای اسید یاز جریان حلال جدا می شوند. بخار و گازهای اسیدی جدا شده در مرحله قبل به یک کندانسور وارد شده و در آنجا سرد می شوند.

جریان آمین تصفیه شده نیز ابتدا خنک شده و سپس به برج تماس اولیه وارد می شود تا چرخه کامل منابع گرمای مختلفی می توانند برای ریبویلر مورد استفاده قرار بگیرند که عبارتند از شعله مستقیم، روغن داغ و سیستم های بخارشود.

فرایند حذف گازهای اسیدی از جریان گاز طبیعی که شیرین سازی گاز نامیده می شود در حال حاضر با استفاده از محلولهای آمین انجام میگیرد که این فرایند برای رسیدن به بازدهی مطلوب دارای هزینه، انرژی مورد نیاز و میزان آلودگی بالایی است. بخش هزینه و انرژی در این فرایند مربوط به تولید حرارت لازم در جوشآور و همچنین تأمین انرژی کندانسور برج احیای آمین و همچنین هزینههای ثابت می شود. جدیداً روشهای جدید بیولوژیکی برای حذف گازهای اسیدی از جریان گاز طبیعی پیشنهاد شده که نسبت به فرایند رایج آمین دارای هزینه، انرژی مورد نیاز و آلودگی پایینی است. با توجه به مضرات ناخالصیهای سولفور، فرایند شیرینسازی گاز، یکی از مهمترین فرایندهای تصفیه ی آن در صنعت میباشد. امروزه مقادیر مجاز سولفور موجود در گاز مایع به شدت کاهش یافته است. برای مثال مقدار سولفور مجاز در پروپان و بوتان مورد استفاده در تولید پلیپروپیلن و پلی بوتیلن کمتر از ۵ ppm است. این امر موجب شده تا در صنایع تولیدی بالادستی و نیز صنایع تصفیهی پاییندستی مقادیر سولفور مجاز کمتری در طراحی فرایندها مدنظر قرار گیرد.

گوگرد یا سولفور که با نماد S شناخته میشود، هفدهمین عنصر فراوان در کره ی زمین است. در حالت عادی این عنصر به رنگ زرد و مادهای نرم بوده و جز دستهای از عناصر که غیرفلز نام دارند می باشد. سولفور در آب حل نمی شود، درحالیکه در حلالهای آلی خاصی قابل حل است. استفاده ی اصلی از سولفور برای تولید سولفوریک اسید است و برای مواردی دیگر از جمله از بین بردن قارچ و صنایع داروسازی کاربرد دارد. به تازگی کاربردهای جدیدی برای این ماده یافت شده است از جمله تولید بتن مبتنی بر گوگرد، سیمان و پوششهای دیوار که در آنها مقاومت در برابر حمله ی شیمیایی مهم است.

در عملیات شیرین سازی گاز از یک برج جذب به منظور حذف گازهای اسیدی و سپس از یک برج دفع برای بازیابی محلول حلال مصرفی استفاده می شود. شرایط برج جذب به صورت فشار بالا و دمای پایین بوده و در برج دفع از فشار پایین در حد فشار اتمسفری و دمای بالا استفاده می شود. تاکنون روشهای فیزیکی و شیمیایی مختلفی برای حذف و تبدیل گاز H_2S پیشنهاد شده که اکثر آن ها دارای هزینه ی سرمایه گذاری بالا، انرژی مورد نیاز بالا و با تولید زباله های خطرناک ثانویه هستند. روش رایج کنونی که در پالایشگاه های گازی مورد استفاده قرار می گیرد، استفاده از محلول آمین است که فرایند آن را در شکل ۱ مشاهده مینمایید. مشخص است که برای این فرایند به تجهیزات زیاد و پرهزینه ای نیاز بوده و تجهیزاتی مانند بویلر و کندانسور از مصرف انرژی بالایی برخوردارند. همچنین بخش عظیمی از سرمایه و سود حاصل را باید به نگهداری تجهیزات و سرویس آنها اختصاص داد. بنا بر دلایل گفته شده، استفاده از روشهای جدید با کارایی بالا و هزینه کم ضروری به نظر میرسد.

انواع مختلفی از باکتریها هستند که توانایی بالقوهای در اکسیداسیون و فراوری گوگرد دارند و به عنوان گزینه های کاربردی در حذف گازهای اسیدی معرفی میشوند. فرایندهای میکروبی با توانایی خود در حذف H_2S دارای هزینه ی سرمایه گذاری کم بوده، گازهای اسیدی را به طور مستقیم تبدیل کرده و دارای حداقل میزان تولید زباله هستند.

این روشها به دو صورت مستقیم و غیرمستقیم تقسیم بندی می شوند. در روش مستقیم باکتری مستقیماً گونه‌های گوگردی موجود را اکسید می کند اما در روش غیرمستقیم ابتدا گونه‌ی گوگردی توسط کاتالیست به عنصر گوگرد تبدیل میشود و سپس کاتالیست توسط باکتری ها و میکروارگانیسم‌هایی و با استفاده از هوا بازیافت می‌شود.

در زمینه‌ی فرآیندهای بیولوژیکی مستقیم، (کایلاش و همکاران) با استفاده از کنسرسیون میکروبی SSII گازهای اسیدی و دیگر ترکیبات گوگرد دار مانند مرکاپتان ها را از گاز ترش حذف کردند. در این فرایندهای مستقیم که به‌صورت بیهوازی صورت می‌گیرد، باکتری‌هایی از جنس تیوباسیلوس از گونه‌های سولفید به‌عنوان منبع انرژی استفاده می کنند.

برای جلوگیری از یخ‌زدن برای هر چاه یک مخزن افقی تحت فشار بنام جدا کننده سرچاه، نصب شده و مرحله اول جداسازی گاز از مایعات در این مخازن انجام می‌گردد و سپس گاز این مخازن توسط خط لوله ۴in به پالایشگاه وارد می شود.

گازهای خروجی گاهی علاوه بر گاز های اسیدی مقداری رطورت همراه خود دارند که باید عمل نم زدایی هم بر روی آنها انجام گردد. جریان گاز طبیعی خروجی از مخازن زیر زمینی در اغلب موارد بخار آب به همراه خود دارد و در پاره ای موارد آب آزاد (Free Water) نیز همراه این جریان تشکیل می‌شود. دمای گاز هنگام حرکت از زیر زمین تا سطح آن باعث افت فشار و تبادل حرارت هدایتی با لوله درون چاه و دیواره های خنک تر سازند کاهش می یابد و از آنجا که توان گاز در نگهداری بخار آب با دما رابطه مستقیم دارد بنابراین گاز طبیعی تولید شده وقتی به سطح زمین می رسد تقریباً اشباع از بخار آب است . کاهش دمای مضاعف این گاز اشباع از بخار آب باعث تشکیل آب آزاد خواهد شد. با خنک تر شدن بیشتر آن تشکیل هیدرات صورت می گیرد که باعث آسیب های جدی به تجهیزات فرآیندی ، محدودیتهای جریان و انتقال گاز خواهد شد. و اینجاست که آگیری از گاز طبیعی اهمیت خود را نشان می‌دهد.

نم زدایی یا رطوبت زدایی یکی از مراحل پالایش گاز طبیعی است. پس از تفکیک نفت با گاز مقداری آب آزاد همراه با گاز طبیعی وجود دارد که بیشتر آن توسط روش‌های جداسازی ساده در سر چاه یا در نزدیکی آن از گاز جدا می‌شود. در حالیکه بخار آب موجود در محلول گاز میبایست طی فرایندی بسیار پیچیده تحت عنوان عملیات نم‌زدایی یا رطوبت‌زدایی از گاز طبیعی تفکیک گردند. در این فرایند بخار آب متراکم و موجود در سطح توسط ماده نم‌زدا جذب و جمع‌آوری می‌گردد. بطور کلی عمل رطوبت زدایی یا نم زدایی از گاز طبیعی جهت جلوگیری از خسارات ناشی از وجود آن، توسط روش‌های مختلفی انجام می‌گیرد. در ادامه به دو روش متداول نم زدایی از گاز طبیعی اشاره شده است. همانند جذب آب توسط یک اسفنج، گلیکول نیز آب همراه گاز طبیعی را جذب نموده، آن را از جریان گاز خارج می‌نماید. با مخلوط شدن گاز طبیعی مرطوب و گلیکول، آب جذب گلیکول شده از جریان گاز خارج می‌گردد.

۱-۶- بازیابی گوگرد

گاز های اسیدی پس جداسازی از گاز طبیعی بوسیله ی آمین ها، در برج های جذب، وارد برج های احیاء می شوند. در برج های احیاء محلول آمین احیاء شده و گاز های اسیدی به صورت تغلیظ شده خارج می گردند. گاز های اسیدی تغلیظ شده را بدلیل مسائل محیط زیستی نمی توان مستقیما وارد محیط کرد از این رو در حال حاضر گاز های اسیدی به طور معمول در واحد های بازیابی گوگرد (SRU) به همراه واحد تصفیه گاز دنباله (TGTU) فرآوری می شوند که در طی این فرآیند ها می توان ۹۹٫۹٪ گوگرد را حذف کرد. امروزه تکنولوژی های متعددی برای بازیابی گوگرد وجود دارد که از جمله آن ها میتوان به Claus، Liquid redox و... اشاره کرد. عمدتا انتخاب روش مناسب برای بازیابی گوگرد بستگی به مقدار هیدروژن سولفید، کربن دی اکسید و سایر آلاینده های موجود در گاز طبیعی دارد. اما از بین روش های موجود روش کلاوس را میتوان رایج ترین روش برای بازیابی گوگرد در پالایشگاه های گاز دانست.

فرآیند کلاوس بر اساس تبدیل هیدروژن سولفید به گوگرد عنصری در طی یک سری فرآیندهای شیمیایی می باشد. در فرآیند کلاوس به طور معمول واکنش تولید گوگرد عنصری در دو بخش انجام می گیرد. در مرحله اول که مرحله ی حرارتی نام دارد، هیدروژن سولفید با استفاده از هوا اکسیداسیون می شود و در طی آن حدود ۶۰-۷۰٪ از هیدروژن سولفید موجود در گاز ترش به گوگرد تبدیل می شود. مرحله ی دوم واکنش در بخش کاتالیستی انجام می شود که در طی آن H_2S باقی مانده از طریق واکنش با SO_2 در دماهای پایین تر به گوگرد تبدیل می شود. فرآیندهای کلاوس بسته به درصد تبدیل مورد نیاز می تواند با دو و یا سه راکتور کاتالیستی انجام شود. در مواردی که از دو راکتور کاتالیستی استفاده شود درصد تبدیل حدود ۹۰-۹۶٪، و برای سه راکتور به حدود ۹۵-۹۸٪ می رسد. کاتالیست های مورد استفاده در راکتور های فرآیند کلاوس شامل Al_2O_3, TiO_2 میباشند که با توجه به لایسنس واحد میتوانند مقادیر نسبی مختلفی در هر کدام از راکتور ها داشته باشند.

۷-۱- محصولات

۱-۷-۱- محصول GCat-110

این کاتالیست از جنس اکسید آلومینا و به شکل کروی میباشد که با برخورداری از سطح ویژه و تخلخل بسیار بالا، سطح مناسبی را برای انجام حداکثری واکنش کلاوس در اختیار قرار میدهد. از جمله دیگر ویژگی های GCat-110 میتوان به خواص فیزیکی بسیار خوب برای عملکرد مناسب در دمای بالا اشاره کرد که در نتیجه آن عمر مفید این کاتالیست را در مقایسه با سایر گرید های مشابه افزایش میدهد.

۲-۷-۱- محصول GCat-115

به منظور اطمینان از هیدرولیز CS_2 و COS در برخی از لایسنس ها بجای استفاده از اکتیوآلومینای معمول در واحد ها از اکتیوآلومینای تلقیح شده با TiO_2 استفاده میشود تا ضمن انجام تکمیل واکنش کلاوس هیدرولیز کامل COS و CS_2 انجام شود .

۱-۷-۳- محصول GCat-120

حضور اکسیژن در راکتور های فرآیند کلاوس میتواند باعث واکنش های جانبی نامطلوب گردد از این رو به منظور حذف موثر اکسیژن از محیط، از جاذب های GCat-120 استفاده میشود. این جاذب با برخورداری از جزء فعال آهن، قادر به حذف کامل اکسیژن از محیط واکنش میباشد .

۱-۷-۴- محصول GCat-130

این کاتالیست از جنس TiO_2 بود و به منظور هیدرولیز کامل CS_2 و COS معمولاً در راکتور اول فرآیند کلاوس استفاده میشود. در تولید این محصول نسبت بهینه برای سطح ویژه و جزء فعال به صورت دقیق محاسبه و اعمال شده است و از این رو این کاتالیست دارای عملکرد منحصربه فردی در مقایسه با محصولات مشابه خود میباشد .

کشور ایران با دارا بودن حدود ۹۷۴ تریلیون فوت مکعب گاز طبیعی در ابتدای سال ۲۰۰۷ میلادی (حدود ۱۶ درصد از ذخائر جهانی)، دومین دارنده ذخائر گاز طبیعی به شمار می رود. بخش اعظم گازهای مذکور حاوی سولفید هیدروژن بوده و به اصطلاح ترش می باشند. به همین جهت، تبدیل سولفید هیدروژن موجود در گاز طبیعی به گوگرد از اهمیت ویژه ای در کشور ما برخوردار است. متأسفانه تمامی واحدهای موجود بازیافت گوگرد (SRU) پالایشگاه های گاز طبیعی کشور و حتی واحدهای گوگرد سازی در حال ساخت منطقه عسلویه،

مبتنی بر فرایند بسیار قدیمی - کلاوس - می باشند. فرآیند مذکور به دلیل نیاز به کاتالیزورهای ویژه نسبتاً گران قیمت بوده و به خاطر دارا بودن راندمان پایین بازیافت گوگرد باعث تخریب قابل توجه محیط زیست می گردد. در این مقاله ضمن معرفی برخی تکنولوژیهای نوین بازیافت گوگرد از قبیل روش های مبتنی بر زیست فناوری (به کارگیری میکروارگانیسم ها) و تجزیه حرارتی سولفید هیدروژن، نسبت به بررسی فنی - اقتصادی فرآیند ترمولیز سولفید هیدروژن و مقایسه آن با فرآیند متداول کلاوس اقدام شده است. در فرآیند اخیر سولفید هیدروژن مستقیماً تبدیل به هیدروژن و گوگرد شده و توسط یک راکتور غشائی، اجزای فوق الذکر از یکدیگر جدا می شوند. در این روش نه تنها مقدار بسیار ناچیزی گوگرد از طریق مشعل و به صورت اکسید های مختلف گوگرد وارد محیط زیست می شود، بلکه مقدار متناهی گاز هیدروژن نیز تولید می گردد که می تواند به عنوان یک منبع انرژی قابل اطمینان، پاک و سازگار با محیط زیست در صنایع مختلف نفت، گاز و پتروشیمی (مانند تولید متانول و آمونیاک) و یا جهت سوخت خودرو مورد استفاده قرار گیرد. اگرچه در حال حاضر اغلب فرآیندهای مذکور در مقیاس آزمایشگاهی بوده و هنوز کاربرد صنعتی پیدا ننموده اند، لیکن پیش بینی می شود که فرآیند تجزیه حرارتی سولفید هیدروژن تا سال ۲۰۱۰ میلادی به مرحله کامل تجاری شدن رسیده و جایگزین فرآیند کلاوس در پالایشگاه های گاز دنیا شود.

فصل ۲:

مروری بر منابع

مایعات یونی برای جداسازی در فازهای گاز و مایع از سال ۱۹۹۹ توسط اولویر و در فرایند استخراج توسط گروه میندرسما مورد مطالعه قرار گرفت. آنتونی و همکاران نشان دادند که مایعات یونی برای جذب گاز نیز مناسب می باشند. به علت ویژگی هایی که در بالا ذکر شد میتوان از مایعات یونی به عنوان جایگزینی برای حلال های مرسوم به منظور جذب گاز استفاده شود [1].

در مدل سازی حلالیت گازهای اسیدی در محلول های آمین ها و مایعات یونی ، محاسبات تعادل های بخار-مایع با برابری فوگاسیته اجزاء در فازها انجام می شود . مدل کردن مایعات یونی برای دستیابی صحیح به خواص ترمودینامیکی مایعات یونی امری ضروری و اجتناب ناپذیر است. شیوه های تئوری و معادلات زیادی در سال های گذشته مورد استفاده قرار گرفتند:

(۱) معادلات مکعبی کلاسیک

(۲) مدل ضرایب اکتیویته و روش مشارکت گروهی

(۳) شیوه های آماری

اولین تلاش برای تعیین کردن مشخصات ترمودینامیکی مایعات یونی توسط معادلات حالت انجام شد. در این حالت ، مایعات یونی به عنوان یک مولکول کامل با حجم مشخص مدل می شوند اما هیچ توصیفی از ساختار یا اثر تجمعی، به صورت واضح در نظر گرفته نمی شود که طبیعتا جواب دقیقی به دست نخواهد آمد. در مدل های ضرایب فعالیت نیروهای بین اجزاء در محلول های الکترولیت شامل نیروهای برد بلند یون- یون و نیروهای برد کوتاه همه اجزاء موجود در الکترولیت می باشد. لذا برای سامانه های الکترولیت، رابطه ضریب فعالیت را می توان به صورت زیر نوشت:

$$\frac{G^*E}{RT} = \frac{G^*E,LR}{RT} + \frac{G^*E,SR}{RT} \quad (1)$$

علامت * نشان دهنده حالت مرجع غیر مقارن است. برای قسمت برد بلند، چن و اونز و همکاران (۱۹۸۲) از جمله پیتزر- دبی- هوکل برای بیان نیروهای برد بلند استفاده کردند.

اسکاوفلیور و همکاران (۱۹۸۹) ، از عبارت بورن برای در نظر گرفتن انرژی گیبس انتقال بین حالت مرجع غلظت با رقت بی نهایت یونها در مخلوط حلالها و حالت مرجع غلظت با رقت بی نهایت یونها در آب خالص استفاده کردند. برای قسمت برد کوتاه مدلهای گوناگونی ارائه شده است و مبنای تقسیم بندی مدلهای نیز همین مدل های ضریب فعالیت مربوط به نیروهای برد کوتاه است. آن ها از ۲ روش برای مدل کردن استفاده کردند:

- استفاده از قانون هنری توسعه یافته (که غیر ایده آل بودن حل شونده را در نظر می گیرد) با مدل ضرایب اکتیویته هنری برای الکترولیت ها (چون علاوه بر سادگی، دقت خوبی نیز دارد).

- معادله RK عمومی که توسط شیفلت و یوکوزکی برای سیستم مایعات یونی/گاز پیشنهاد شد. (در این روش، غیر ایده آل بودن گاز حل شده چه در مایع یونی چه در فاز گاز با محاسبه فوگاسیته از روش PR به حساب می آید). که نشان داده شد نتایج بهتری با این روش حاصل می شود. [۲].

چون مایعات یونی دارای اندر کنش قطبی هستند بهتر است که از روش های آماری که روش های پیچیده تری می باشند، برای مدل سازی استفاده شود. البته می توان برای ساده سازی از معادلات حالت به همراه ترم های اضافی برای به حساب آوردن تجمع یا قطبیت استفاده کرد که اکثر محققان رو به این کار آورده اند. در ترمودینامیک آماری برای مدل سازی از انواع مختلف معادله SAFT استفاده می شود که در ادامه به توضیح ترم های آن پرداخته خواهد شد.

شکل کلی معادلات SAFT به شکل زیر است:

$$\frac{a^{res}(T,\rho)}{RT} = \frac{a^{LJ}(T,\rho)}{RT} + \frac{a^{chain}(T,\rho)}{RT} + \frac{a^{assoc}(T,\rho)}{RT} + \frac{a^{polar}(T,\rho)}{RT} \quad (2)$$

گنبد خورمالا شمالی‌ترین گنبد از سازه میادین نفتی کرکوک است. مساحت گنبد تقریباً ۲۰ کیلومتر در ۸ کیلومتر است. باین حال این گنبد تا سال ۲۰۰۳ توسعه نیافته است. امروزه میدان خورمالا به عنوان منبع اصلی سوخت منطقه کار کردستان عراق در نظر گرفته شده است [3]. گاز طبیعی در حال حاضر در این میدان شعله‌ور است. برنامه‌ای برای بازیابی و تجارت این گاز در نظر گرفته شده است تا از آن به عنوان منبع تغذیه نیروگاه برق یا فروش آن در بازار جهانی استفاده شود. باین حال تجزیه و تحلیل‌های آزمایشگاهی نشان داده است که گاز طبیعی خورمالا دارای مقادیر زیادی هیدروژن سولفید (در حدود ۵,۳ درصد) و کربن دی‌اکسید (در حدود ۴,۴ درصد) است [4].

- آب مایع در خطوط لوله گاز طبیعی به طور بالقوه باعث ایجاد شرایط جریان لخته‌ای و در نتیجه کاهش راندمان جریان در خط لوله می‌شود [5]. در بیشتر فرآیندهای تجاری هیدروکربنی، وجود آب ممکن است باعث ایجاد واکنش‌های جانبی مانند غیرفعال سازی کاتالیزور و تشکیل فوم شود.

بنابراین برای جلوگیری از چنین مشکلاتی تصفیه گاز طبیعی امری اجتناب‌ناپذیر است. روش‌های مختلفی برای کاهش یا حذف آب موجود در گاز طبیعی مانند جذب سطحی، جذب، فرآیند غشایی، فرآیند متانول و تبرید وجود دارد [6]. به دو روش کلی از این فرایند در ابتدای این فصل اشاره کلی گردید. از میان روش‌های ذکر شده، جذب که به آن نم‌زدایی گفته می‌شود و از حلال مایع به عنوان جاذب استفاده می‌شود رایج‌ترین تکنیک برای تصفیه گاز طبیعی است [5] و [6]. نم‌زدایی از گاز توسط گلیکول قادر است محتوای آب گاز طبیعی را به بیش از ۰,۱ ppm کاهش دهد [7].

مایع گلیکول تمایل زیادی به بخار آب دارد و انواع مختلفی از گلیکول مانند مونواتیلن گلیکول (MEG) و دی‌اتیلن گلیکول (DEG) وجود دارد که در فرآیند گلیکول استفاده می‌شود. فرآیند نم‌زدایی از چندین واحد عملیاتی شامل برج تماس دهنده، برج احیاکننده و مبدل حرارتی تشکیل شده است.

در طی فرآیند، گلایکول عاری از آب مانند دی اتیلن گلایکول از بالا وارد ستون جذب می‌شود. حلال غنی از آب از پایین ستون جمع شده و برای احیا ارسال می‌شود [8]. گاز مرطوب پس از عبور از اسکرابر به ستون جذب وارد می‌شود. اسکرابر، مایع آزاد و قطرات مایع موجود در گاز که شامل آب و هیدروکربن‌ها است را از جریان گاز طبیعی جدا می‌کند (جداسازی مایع در اسکرابر مقدار آبی که باید در ستون جذب حذف شود را کاهش می‌دهد، این کار باعث کاهش اندازه ستون و در نتیجه کاهش تری اتیلن گلایکول مورد نیاز در فرآیند می‌شود. مبدل‌های حرارتی برای خنک کردن گاز مرطوب قبل از ورود به اسکرابر استفاده می‌شوند.

تری اتیلن گلایکول غنی از آب که به عنوان جریان برگشتی (رفلاکس) در بالای ستون جذب استفاده می‌شود از میان یک کوئل عبور می‌کند تا دمای آن افزایش یابد. قبل از اینکه حلال غنی از آب وارد احیاکننده شود یک مخزن فلاش سه فازی برای حذف گازهای اسیدی و هیدروکربن‌های جذب شده در تری اتیلن گلایکول مورد استفاده قرار می‌گیرد.

ستون احیاکننده در واقع یک ستون تقطیر است که محتوای آب را از تری اتیلن گلایکول جدا می‌کند. تری اتیلن گلایکول غنی از آب قبل از اینکه وارد بخش احیا شود در یک مبدل حرارتی دیگر پیش گرم می‌شود. در انتهای چرخه فرآیند، تری اتیلن گلایکول احیاء شده در مبدل حرارتی سوم خنک می‌شود و برای استفاده مجدد به ستون نم‌زدایی برمی‌گردد [9]. به منظور اطمینان از اینکه گزینه‌های طراحی، الزامات مورد نیاز برای صرفه جویی در سرمایه، هزینه‌های حلال یا انرژی را برآورده می‌کنند، مدل‌سازی ترمودینامیکی و یک دید کلی از عملیات مورد نیاز است.

فصل ۳

روش تحقیق

به دلیل سمی و خطرناک بودن، باید از ورود گاز H_2S به اتمسفر جلوگیری شود. اگر تمام H_2S را بسوزانیم تولید گاز SO_2 کرده و موجب ایجاد باران های اسیدی می شود. این می تواند خسارات زیست محیطی زیادی را فراهم آورد. در حال حاضر، یکی از فرایندهای پرکاربرد در مقیاس صنعتی برای جلوگیری از مشکلات فوق و همچنین حذف سولفید هیدروژن که منجر به بازیافت گوگرد عنصری می شود، فرایند کلاوس می باشد. در این تحقیق به کمک نرم افزار هایسیس این فرایند به طور کامل شبیه سازی شده است. همچنین از یک مدل سینتیکی برای واکنش هیدرولیز دو ترکیب COS و CS_2 جهت برآورد تغییرات درصد تبدیل و غلظت محصولات در طول بستر استفاده گردیده است. گاز های اسیدی پس جداسازی از گاز طبیعی بوسیله آمین ها، در برج های جذب، وارد برج های احیاء می شوند. در برج های احیاء محلول آمین احیاء شده و گاز های اسیدی به صورت تغلیظ شده خارج می گردند. گاز های اسیدی تغلیظ شده را بدلیل مسائل محیط زیستی نمی توان مستقیماً وارد محیط کرد از این رو در حال حاضر گاز های اسیدی به طور معمول در واحد های بازیابی گوگرد (SRU) به همراه واحد تصفیه گاز دنباله (TGTU) فرآوری می شوند که در طی این فرآیند ها می توان ۹۹٫۹٪ گوگرد را حذف کرد. امروزه تکنولوژی های متعددی برای بازیابی گوگرد وجود دارد که از جمله آن ها میتوان به Claus، Liquid redox، و... اشاره کرد. عمدتاً انتخاب روش مناسب برای بازیابی گوگرد بستگی به مقدار هیدروژن سولفید، کربن دی اکسید و سایر آلاینده های موجود در گاز طبیعی دارد. اما از بین روش های موجود روش کلاوس را میتوان رایج ترین روش برای بازیابی گوگرد در پالایشگاه های گاز دانست. نتایج نیز در فصل ۴ آورده شده است.

۳-۲- شبیه سازی فرایند

فرآیند کلاوس بر اساس تبدیل هیدروژن سولفید به گوگرد عنصری در طی یک سری فرآیندهای شیمیایی می باشد. در فرآیند کلاوس به طور معمول واکنش تولید گوگرد عنصری در دو بخش انجام می گیرد. در

مرحله اول که مرحله‌ی حرارتی نام دارد، هیدروژن سولفید با استفاده از هوا اکسیداسیون می‌شود. برای شبیه‌سازی فرایند کلاوس جهت بازیابی گوگرد از نرم افزار Aspen HYSYS ورژن ۱۰ استفاده شده است. در بخش ابتدایی نرم افزار باید ترکیبات موجود در فرایند را معرفی نماییم.

Source Databank: HYSYS

Select: **Pure Components** Filter: **All Families**

Search for: Search by: **Full Name/Synonym**

| Component | Type | Group |
|-------------|----------------|-------|
| H2S | Pure Component | |
| CO2 | Pure Component | |
| Methane | Pure Component | |
| Ethane | Pure Component | |
| H2O | Pure Component | |
| SO2 | Pure Component | |
| Oxygen | Pure Component | |
| Nitrogen | Pure Component | |
| S2_Vapor | Pure Component | |
| S_Liquid | Pure Component | |
| S_Vapour | Pure Component | |
| S_Amorphous | Pure Component | |
| S1_Vapor | Pure Component | |

< Add Replace Remove

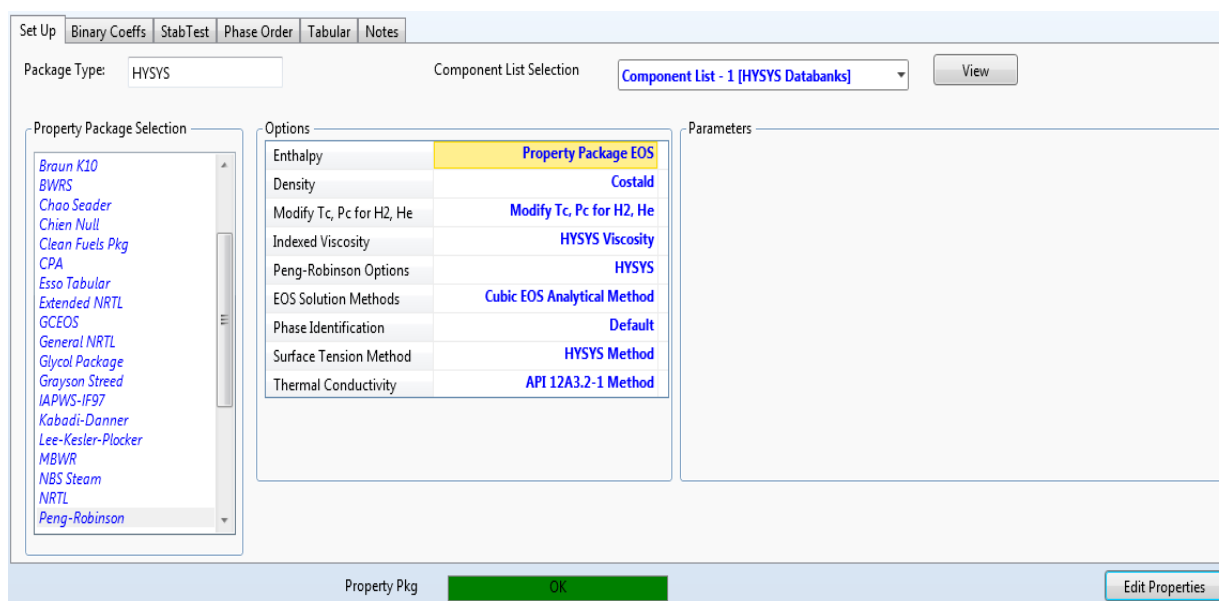
| Simulation Name | Full Name / Synonym | Formula |
|-----------------|---------------------|---------|
| Propane | C3 | C3H8 |
| i-Butane | i-C4 | C4H10 |
| n-Butane | n-C4 | C4H10 |
| i-Pentane | i-C5 | C5H12 |
| n-Pentane | n-C5 | C5H12 |
| n-Hexane | C6 | C6H14 |
| n-Heptane | C7 | C7H16 |
| n-Octane | C8 | C8H18 |
| n-Nonane | C9 | C9H20 |
| n-Decane | C10 | C10H22 |
| n-C11 | C11 | C11H24 |
| n-C12 | C12 | C12H26 |
| n-C13 | C13 | C13H28 |

Status: OK

شکل (۳-۱) مواد موجود در فرایند

بنابراین ابتدا ترکیبات موجود در فرایند را که شامل هیدروژن دی سولفید، کربن دی اکسید، متان، اتان، دی اکسید گوگرد، اکسیژن، نیتروژن، گوگرد مایع و بخارات سولفید است. بنابراین ابتدا گاز اسیدی با مشخصات در جریان است.

پس از انتخاب ترکیبات موجود در فرایند، نیاز است که از بسته ترمودینامیکی مورد نظر جهت حل معادلات ترمودینامیکی استفاده نماییم. بنابراین از قسمت بسته ترمودینامیکی^۱ بسته پنگ رایینسون^۲ را انتخاب نموده- ایم.



شکل (۳-۲) بسته ترمودینامیکی برای حل معادلات

۳-۳- واکنش های موجود در فرایند

یک تعداد واکنش درون نرم افزار در روش کلاوس رخ می دهد که ابتدا در قسمت واکنش های^۳ نرم افزار باید معرفی گردد. بنابراین دو واکنشی را که در کل فرایند رخ می دهد به نرم افزار می دهیم.

^۱Fluid Packages

^۲Peng-Robinson

^۳Reactions

| Name | Type | Associated Fluid Packages |
|------|------------|---------------------------|
| comb | Conversion | Basis-1 |
| RK1 | Conversion | Basis-1 |
| RK2 | Conversion | Basis-1 |
| RK3 | Conversion | Basis-1 |

شکل (۳-۳) لیست واکنش های تعریف شده

برای این فرایند چهار دسته واکنش تعریف می نماییم که یک واکنش که با نام comb در شکل مشاهده می نمایید، بخش احتراق است که در این قسمت واکنشی که در معادله ۴۴۴ آورده شده اتفاق افتاده است. در نرم افزار نیز این واکنش را تعریف کرده ایم و ضرایب استوکیومتری را تعریف می نماییم. علاوه بر این واکنش، واکنش دیگری را نیز باید تعریف نماییم که در آن هیدروژن دی سولفید با اکسیژن واکنش داده و آب و بخارات سولفید را تولید کرده است. این دو واکنش با یکدیگر در بخش احتراق تعریف می شوند. اما نکته مورد اهمیت در اینجا این است که ابتدا تقدم و تأخر واکنش های رخ داده تعریف شده است. بنابراین به نرم افزار گفته ایم که ابتدا واکنش آورده شده در معادله ۱ رخ دهد و سپس به سراغ واکنش بعدی رود.



Stoichiometry Info

| Component | Mole Weight | Stoich Coeff |
|--------------|-------------|--------------|
| H2S | 34.081 | -2.000 |
| Oxygen | 32.000 | -3.000 |
| SO2 | 64.063 | 2.000 |
| H2O | 18.015 | 2.000 |
| **Add Comp** | | |

Balance

| | |
|----------------------|---------------------|
| Balance Error | 0.00000 |
| Reaction Heat (25 C) | -2.2e+05 Btu/lbmole |

Basis

| | |
|----------------|---------|
| Base Component | H2S |
| Rxn Phase | Overall |
| Co | 30.00 |
| C1 | <empty> |
| C2 | <empty> |

Conversion (%) = $Co + C1 \cdot T + C2 \cdot T^2$

(T in Kelvin)

Ready

شکل (۳-۴) مشخصات واکنش تعریف شده در نرم افزار

Stoichiometry Info

| Component | Mole Weight | Stoich Coeff |
|--------------|-------------|--------------|
| H2S | 34.081 | -2.000 |
| Oxygen | 32.000 | -1.000 |
| H2O | 18.015 | 2.000 |
| S2_Vapor | 64.128 | 0.000 |
| S_Liquid | 32.064 | 2.000 |
| S_Vapour | 32.066 | 0.000 |
| S_Amorphous | 32.066 | 0.000 |
| S1_Vapor | 32.066 | 0.000 |
| **Add Comp** | | |

Balance

| | |
|----------------------|---------------------|
| Balance Error | 0.00000 |
| Reaction Heat (25 C) | -9.5e+04 Btu/lbmole |

Basis

| | |
|----------------|---------|
| Base Component | H2S |
| Rxn Phase | Overall |
| Co | 100.0 |
| C1 | <empty> |
| C2 | <empty> |

Conversion (%) = $Co + C1 \cdot T + C2 \cdot T^2$

(T in Kelvin)

Ready

شکل (۳-۵) تعریف واکنش در نرم افزار

در ادامه فرایند از سه راکتور کاتالیستی تشکیل شده است که واکنش های لازم در دمای پایین تر در درون آنها انجام می شود. در این راکتور ها از کاتالیست های بخصوصی استفاده شده است که سرعت انجام واکنش

را بالا برده است. در این راکتورها دی هیدروژن سولفید با دی اکسید گوگرد واکنش داده است و گوگرد عنصری و آب تولید کرده است. در بعضی فرایندهای کلاوس از دو و در بعضی دیگر سه عدد راکتور کاتالیستی استفاده شده است. واکنش های موجود در این گونه راکتور ها نیز در قسمت واکنش های نرم افزار تعریف شده است.



Stoichiometry Info

| Component | Mole Weight | Stoich Coeff |
|--------------|-------------|--------------|
| H2S | 34.081 | -2.000 |
| SO2 | 64.063 | -1.000 |
| H2O | 18.015 | 2.000 |
| S_Liquid | 32.064 | 3.000 |
| **Add Comp** | | |

Balance

| | |
|----------------------|---------------------|
| Balance Error | 0.00000 |
| Reaction Heat (25 C) | -3.1e+04 Btu/lbmole |

Basis

| | |
|----------------|---------|
| Base Component | H2S |
| Rxn Phase | Overall |
| Co | 80.00 |
| C1 | <empty> |
| C2 | <empty> |

Conversion (%) = Co + C1*T + C2*T^2

(T in Kelvin)

Ready

شکل (۳-۶) مشخصات واکنش دیگر در نرم افزار

۳-۴- محیط شبیه سازی

۳-۴-۱- جریان ورودی فرایند

جریان گاز اسیدی با مشخصات ترمودینامیکی که در شکل مشاهده می کنید آورده شده است. این جریان خروجی پالایشگاه گاز است که حاوی گازهای اسیدی است که باید ترکیبات سولفوری آن بازیابی شود.

شکل (۳-۷) مشخصات جریان گازی ورودی

۱۷

شکل (۳-۸) خصوصیات فیزیکی از جریان گاز ورودی

همچنین جریانی از هوا نیز به محیط راکتور وارد شده و در تماس با گاز اسیدی احتراق رخ می دهد. مشخصات جریانات درون راکتور احتراق آورده شده است. همانطور که در شکل دیده شده است، جریان گاز اسیدی با دمای ۴۰ درجه سانتیگراد و فشار ۱,۷۹ بار وارد گردیده است. دبی مولی این جریان برابر با ۵۰۰۰ kgmol/hr است. جریان هوا نیز با دمای ۱۱۸ درجه سانتیگراد و فشاری برابر با فشار گاز اسیدی مسیر خود را پی گرفته است. دبی مولی جریان هوا برابر با ۴۷۸۶ kgmol/hr است. پس از ورود این جریان ها به درون راکتور احتراق و انجام احتراق در درون راکتور جریان گازی از بالای راکتور خارج گردیده است. این جریان راکتور را با دمای بالای ۸۳۳ درجه سانتیگراد ترک کرده است. که این جریان گازی باید در ادامه فرایند تصفیه گردد تا ترکیبات گوگردی آن بازیابی شود.

| Design | Reactions | Rating | Worksheet | Dynamics | | |
|-------------|-------------------------------------|------------|-------------|-------------|-------------|---------|
| Worksheet | | | | | | |
| Conditions | Name | AIR | AG | LIQ1 | VAP1 | E1 |
| Properties | Vapour | 1.0000 | 0.9986 | 0.0000 | 1.0000 | <empty> |
| Composition | Temperature [C] | 118.0 | 40.00 | 833.0 | 833.0 | <empty> |
| PF Specs | Pressure [bar] | 1.790 | 1.790 | 1.790 | 1.790 | <empty> |
| | Molar Flow [kgmole/h] | 4786 | 5000 | 0.0000 | 9595 | <empty> |
| | Mass Flow [lb/hr] | 3.045e+005 | 4.244e+005 | 0.0000 | 7.289e+005 | <empty> |
| | Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 2.408e+004 | 3.608e+004 | 0.0000 | 5.749e+004 | <empty> |
| | Molar Enthalpy [Btu/lbmole] | 1174 | -9.969e+004 | -4.346e+004 | -4.346e+004 | <empty> |
| | Molar Entropy [Btu/lbmole-F] | 37.01 | 43.75 | 62.04 | 62.04 | <empty> |
| | Heat Flow [MW] | 3.629 | -322.1 | 0.0000 | -269.4 | 49.01 |

Delete

OK

☐ Ignored

شکل (۳-۹) خصوصیات جریانات حاکم بر راکتور احتراق

Design Reactions Rating Worksheet Dynamics

Reactions

Details Results

Reaction Set: **comb** Reaction: **Rxn-1**

☒ Stoichiometry ☐ Basis ☐ Conversion % **View Reaction...**

Stoichiometry Info

| Component | Mole Wgt. | Stoich Coeff |
|--------------|-----------|--------------|
| H2S | 34.081 | -2.000 |
| Oxygen | 32.000 | -3.000 |
| SO2 | 64.063 | 2.000 |
| H2O | 18.015 | 2.000 |
| **Add Comp** | | |

Balance Error: 0.00000
Reaction Heat (25 C): -2.2e+05 Btu/lbmole

Delete OK Ignored

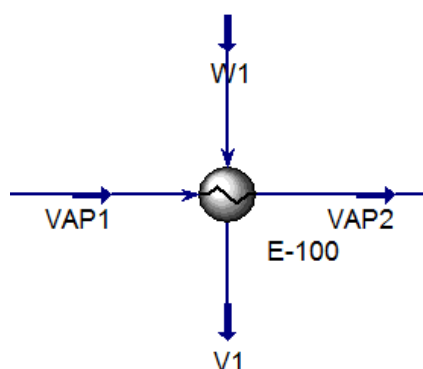
شکل (۳-۱۰) تعریف واکنش رخ داده در راکتور احتراق

واکنش رخ داده در درون راکتور به این صورت است که دی هیدروژن سولفید با اکسیژن موجود در هوا واکنش داده است و دی اکسید گوگرد و آب را تولید کرده است. ضریب استوکیومتری هر یک از مواد در شکل قابل مشاهده است. میزان گرمای این واکنش برابر 220000 btu/lbmol است که یک واکنش گرمازا به حساب می آید. این واکنش ابتدا در مرحله تعیین واکنش ثبل از ورود به بخش شبیه ساز معرفی شده بود و مشخصات کامل واکنش برای آن تعریف گردیده بود. در این مرحله فقط آن واکنش تعریف شده به راکتور احتراق معرفی شده ایت تا رخ دهد.

جریانات گاز اسیدی و جریان هوا به عنوان ورودی به درون راکتور احتراق وارد گردیده است. واکنش های لازم در درون راکتور احتراق صورت گرفته و محصولات لازم تولید گردیده است و در دو فاز مایع و گاز از راکتور خارج گردیده است. جریان بخار به سمت یک مبدل حرارتی رفته تا دمای جریان کاهش یابد. زیرا برای ورود به راکتور کاتالیستی باید به دمای مورد نظر برسد. مشخصات جریانات حاکم بر مبدل حرارتی و شرایط دمایی و فشاری آورده شده است.

۳-۴-۲- مبادله حرارت در مسیر جریان گازی

همانطور که در شکل قابل مشاهده است جریان VAP1 که از راکتور احتراق آمده است به درون مبدل حرارتی وارد شده است. این جریان پس از عبور از مبدل حرارتی تحت عنوان VAP2 مبدل را با دمای ۶۴۷,۳ درجه سانتیگراد و فشار ۱,۷۹ بار ترک کرده است. مشخصات کامل جریانات حاکم بر مبدل در شکل ... آورده شده است.



شکل (۳-۱۱) مبدل حرارتی موجود در فرایند

| Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics | Rigorous Shell&Tube |
|------------------|-------------------------------------|-------------|-------------|-------------|---------------------|
| Worksheet | | | | | |
| Conditions | Name | VAP1 | VAP2 | W1 | V1 |
| Properties | Vapour | 1.0000 | 1.0000 | 0.0000 | 1.0000 |
| Composition | Temperature [C] | 833.0 | 647.3 | 25.00 | 100.0 |
| PF Specs | Pressure [bar] | 1.790 | 1.790 | 1.010 | 1.010 |
| | Molar Flow [kgmole/h] | 9595 | 9595 | 5505 | 5505 |
| | Mass Flow [lb/hr] | 7.289e+005 | 7.289e+005 | 2.186e+005 | 2.186e+005 |
| | Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 5.749e+004 | 5.749e+004 | 1.500e+004 | 1.500e+004 |
| | Molar Enthalpy [Btu/lbmole] | -4.346e+004 | -5.502e+004 | -1.231e+005 | -1.029e+005 |
| | Molar Entropy [Btu/lbmole-F] | 62.04 | 55.75 | 12.83 | 43.27 |
| | Heat Flow [MW] | -269.4 | -341.1 | -437.7 | -366.0 |

شکل (۳-۱۲) خصوصیات جریانات حاکم بر مبدل حرارتی

| Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics | Rigorous Shell&Tube |
|---|---------------------------------------|------------|-------------|------------|---------------------|
| <div>Worksheet</div> <div>Conditions</div> <div>Properties</div> <div>Composition</div> <div>PF Specs</div> | Name | VAP1 | W1 | VAP2 | V1 |
| | Molecular Weight | 34.46 | 18.02 | 34.46 | 18.02 |
| | Molar Density [lbmole/ft3] | 1.215e-003 | 3.491 | 1.460e-003 | 2.050e-003 |
| | Mass Density [lb/ft3] | 4.185e-002 | 62.89 | 5.030e-002 | 3.693e-002 |
| | Act. Volume Flow [barrel/day] | 7.445e+007 | 1.486e+004 | 6.194e+007 | 2.531e+007 |
| | Mass Enthalpy [Btu/lb] | -1261 | -6831 | -1597 | -5712 |
| | Mass Entropy [Btu/lb-F] | 1.800 | 0.7120 | 1.618 | 2.402 |
| | Heat Capacity [Btu/lbmole-F] | 48.76 | 18.56 | 23.55 | 8.206 |
| | Mass Heat Capacity [Btu/lb-F] | 1.415 | 1.030 | 0.6835 | 0.4555 |
| | LHV Molar Basis (Std) [Btu/lbmole] | <empty> | 0.0000 | <empty> | 0.0000 |
| | HHV Molar Basis (Std) [Btu/lbmole] | <empty> | 1.763e+004 | <empty> | 1.763e+004 |
| | HHV Mass Basis (Std) [Btu/lb] | <empty> | 978.7 | <empty> | 978.7 |
| | CO2 Loading | <empty> | <empty> | <empty> | <empty> |
| | CO2 Apparent Mole Conc. [lbmole/ft3] | <empty> | 0.0000 | <empty> | <empty> |
| | CO2 Apparent Wt. Conc. [lbmol/lb] | <empty> | 0.0000 | <empty> | <empty> |
| | LHV Mass Basis (Std) [Btu/lb] | <empty> | 0.0000 | <empty> | 0.0000 |
| | Phase Fraction [Vol. Basis] | 1.000 | 0.0000 | 1.000 | 1.000 |
| | Phase Fraction [Mass Basis] | 1.000 | 0.0000 | 1.000 | 1.000 |
| | Phase Fraction [Act. Vol. Basis] | 1.000 | 0.0000 | 1.000 | 1.000 |
| | Mass Exergy [Btu/lb] | 461.9 | -1.646e-004 | 224.3 | 211.6 |
| | Partial Pressure of CO2 [bar] | 0.5037 | 0.0000 | 0.5037 | 0.0000 |
| | Cost Based on Flow [Cost/s] | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| | Act. Gas Flow [ACFM] | 2.903e+005 | <empty> | 2.415e+005 | 9.867e+004 |
| | Avg. Liq. Density [lbmole/ft3] | 1.573 | 3.458 | 1.573 | 3.458 |
| | Specific Heat [Btu/lbmole-F] | 48.76 | 18.56 | 23.55 | 8.206 |
| | Std. Gas Flow [MMSCFD] | 192.3 | 110.3 | 192.3 | 110.3 |
| | Std. Ideal Liq. Mass Density [lb/ft3] | 54.20 | 62.30 | 54.20 | 62.30 |
| | Act. Liq. Flow [USGPM] | <empty> | 433.5 | <empty> | <empty> |
| Z Factor | <empty> | 7.287e-004 | 1.000 | 0.9914 | |
| Watson K | 7.613 | <empty> | 7.613 | <empty> | |
| User Property | <empty> | <empty> | <empty> | <empty> | |
| Partial Pressure of H2S [bar] | 0.2212 | 0.0000 | 0.2212 | 0.0000 | |
| Cp/(Cp - R) | 1.042 | 1.120 | 1.092 | 1.319 | |
| Cp/Cv | 1.042 | 1.147 | 1.092 | 1.331 | |
| Delete | | OK | | | Update |
| | | | | | Ignored |

شکل (۳-۱۳) خصوصیات فیزیکی جریانات

در ادامه بخار خروجی وارد یک جداکننده شده است تا دو فاز مایع و بخار آن جدا شود. به این ترتیب وارد جدا کننده شده است. مشخصات کامل جریانات در شکل آورده شده است.

| Design | Reactions | Rating | Worksheet | Dynamics |
|-------------------|---------------------------------------|------------|-----------|------------|
| Worksheet | | | | |
| Conditions | Name | VAP2 | LIQ2 | VAP3 |
| Properties | Molecular Weight | 34.46 | 31.57 | 34.46 |
| Composition | Molar Density [lbmole/ft3] | 1.460e-003 | 0.9221 | 1.460e-003 |
| PF Specs | Mass Density [lb/ft3] | 5.030e-002 | 29.11 | 5.030e-002 |
| | Act. Volume Flow [barrel/day] | 6.194e+007 | 0.0000 | 6.194e+007 |
| | Mass Enthalpy [Btu/lb] | -1597 | 2437 | -1597 |
| | Mass Entropy [Btu/lb-F] | 1.618 | 5.726 | 1.618 |
| | Heat Capacity [Btu/lbmole-F] | 23.55 | 487.8 | 23.55 |
| | Mass Heat Capacity [Btu/lb-F] | 0.6835 | 15.45 | 0.6835 |
| | LHV Molar Basis (Std) [Btu/lbmole] | <empty> | <empty> | <empty> |
| | HHV Molar Basis (Std) [Btu/lbmole] | <empty> | <empty> | <empty> |
| | HHV Mass Basis (Std) [Btu/lb] | <empty> | <empty> | <empty> |
| | CO2 Loading | <empty> | <empty> | <empty> |
| | CO2 Apparent Mole Conc. [lbmole/ft3] | <empty> | <empty> | <empty> |
| | CO2 Apparent Wt. Conc. [lbmol/lb] | <empty> | <empty> | <empty> |
| | LHV Mass Basis (Std) [Btu/lb] | <empty> | <empty> | <empty> |
| | Phase Fraction [Vol. Basis] | 1.000 | <empty> | 1.000 |
| | Phase Fraction [Mass Basis] | 1.000 | 0.0000 | 1.000 |
| | Phase Fraction [Act. Vol. Basis] | 1.000 | <empty> | 1.000 |
| | Mass Exergy [Btu/lb] | 224.3 | 2361 | 224.3 |
| | Partial Pressure of CO2 [bar] | 0.5037 | 0.0000 | 0.5037 |
| | Cost Based on Flow [Cost/s] | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| | Act. Gas Flow [ACFM] | 2.415e+005 | <empty> | 2.415e+005 |
| | Avg. Liq. Density [lbmole/ft3] | 1.573 | <empty> | 1.573 |
| | Specific Heat [Btu/lbmole-F] | 23.55 | 487.8 | 23.55 |
| | Std. Gas Flow [MMSCFD] | 192.3 | 0.0000 | 192.3 |
| | Std. Ideal Liq. Mass Density [lb/ft3] | 54.20 | 95.33 | 54.20 |
| | Act. Liq. Flow [USGPM] | <empty> | 0.0000 | <empty> |
| Delete OK Ignored | | | | |

شکل (۳-۱۴) خصوصیات جریان‌ات حاکم بر جداکننده

۳-۴-۳- باز گرما (Reheater)

در ادامه فرایند جریان گاز که حاوی گاز دی هیدروژن سولفید است، وارد یک باز گرما^۱ شده است تا به دمای لازم برسد و به درون راکتور کاتالیستی اول وارد شود. جریان در ورود به محیط باز گرما در دمای ۶۴۷٫۳ درجه سانتیگراد وارد و به دمای ۲۳۹ درجه سانتیگراد رسیده است. دلیل استفاده از این تجهیز این است که دمای

^۱Reheater

ورود به راکتورهای کاتالیستی اهمیت زیادی در انجام واکنش ها دارد. لذا دمای ورود باید در حدی تعیین شود که بیشترین بازدهی و تبدیل را واکنش دهنده های ما به دنبال داشته باشند.

| Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics |
|------------------|-------------------------------------|-------------|-------------|----------|
| Worksheet | | | | |
| Conditions | Name | VAP3 | VAP4 | E2 |
| Properties | Vapour | 1.0000 | 0.9863 | <empty> |
| Composition | Temperature [C] | 647.3 | 239.0 | <empty> |
| PF Specs | Pressure [bar] | 1.790 | 1.790 | <empty> |
| | Molar Flow [kgmole/h] | 9595 | 9595 | <empty> |
| | Mass Flow [lb/hr] | 7.289e+005 | 7.289e+005 | <empty> |
| | Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 5.749e+004 | 5.749e+004 | <empty> |
| | Molar Enthalpy [Btu/lbmole] | -5.502e+004 | -6.540e+004 | <empty> |
| | Molar Entropy [Btu/lbmole-F] | 55.75 | 47.74 | <empty> |
| | Heat Flow [MW] | -341.1 | -405.4 | -64.34 |

شکل (۳-۱۵) خصوصیات جریان عبوری از بازگرما اولیه

۳-۴-۴- راکتور کاتالیستی ۱

سپس جریان وارد راکتور کاتالیستی اول شده است. واکنش اول را به راکتور معرفی کرده و شرایط مرزی مشخص شده است. واکنش رخ داده در درون راکتور به این صورت است که دی هیدروژن سولفید با دی اکسید گوگرد واکنش داده است و حاصل از این واکنش آب و گوگرد مایع است. ضرایب استوکیومتری واکنش ها در شکل ... قابل مشاهده است. میزان گرمای آزاد شده از این واکنش برابر با 31000 btu/lbmol است که یک واکنش گرمازا به حساب می آید.

Design Reactions Rating Worksheet Dynamics

Reactions

Details Results

Conversion Reaction Details

Reaction Set: **RK1** Reaction: **Rxn-3**

☒ Stoichiometry
 ☐ Basis
 ☐ Conversion %
 View Reaction...

Stoichiometry Info

| Component | Mole Wgt. | Stoich Coeff |
|--------------|-----------|--------------|
| H2S | 34.081 | -2.000 |
| SO2 | 64.063 | -1.000 |
| H2O | 18.015 | 2.000 |
| S_Liquid | 32.064 | 3.000 |
| **Add Comp** | | |

Balance Error: 0.00000

Reaction Heat (25 C): -3.1e+04 Btu/lbmole

☐ Ignored

شکل (۳-۱۶) واکنش رخ داده در راکتور کاتالیستی

مشخصات جریان‌ات حاکم بر راکتور در شکل آورده شده است. همانطور که ملاحظه شده است، جریان گاز ورودی با دمای ۲۳۹ درجه سانتیگراد وارد شده است و جریان‌ات خروجی در دمای ۱۷۰ درجه سانتیگراد راکتور را ترک کرده است. در درون راکتور، واکنش کاتالیستی که در قبل توضیح داده شد انجام گرفته است. همانطور که گفته شد، دما یکی از مهم ترین پارامترهای انجام واکنش به حساب می آید.

سپس جریان وارد یک بازگرما شده است و دمای آن به مقدار ۲۴۰ درجه رسیده است و آماده وارد شدن به راکتور کاتالیزیتی دوم است. میزان توان مصرف شده در این بازگرما برابر با ۶,۱۷ مگاوات است که این مقدار برای بالا بردن حرارت مورد استفاده واقع شده است.

| Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics |
|------------------|-------------------------------------|-------------|-------------|----------|
| Worksheet | | | | |
| Conditions | Name | VAP5 | VAP6 | E7 |
| Properties | Vapour | 1.0000 | 1.0000 | <empty> |
| Composition | Temperature [C] | 170.0 | 240.0 | <empty> |
| PF Specs | Pressure [bar] | 1.790 | 1.790 | <empty> |
| | Molar Flow [kgmole/h] | 8821 | 8821 | <empty> |
| | Mass Flow [lb/hr] | 6.097e+005 | 6.097e+005 | <empty> |
| | Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 4.979e+004 | 4.979e+004 | <empty> |
| | Molar Enthalpy [Btu/lbmole] | -7.450e+004 | -7.341e+004 | <empty> |
| | Molar Entropy [Btu/lbmole-F] | 43.59 | 44.85 | <empty> |
| | Heat Flow [MW] | -424.6 | -418.4 | 6.170 |

شکل (۱۹-۳) مشخصات جریانات در بازگرما دوم

به همین ترتیب ادامه فرایند طی می شود و از دو راکتور کاتالیزیتی دیگر هم استفاده شده است. که با انجام واکنش ها در آن ها دی هیدروژن سولفید باقیمانده به گوگرد عنصری تبدیل شده است. جریان پس از خروج از بازگرما به درون راکتور کاتالیزیتی دوم وارد شده است. در درون راکتور این جریان به دمای ۷۰ درجه سانتیگراد رسیده است و راکتور را ترک نموده است و محصولات لازم تولید شده است.

| Design | Reactions | Rating | Worksheet | Dynamics | |
|--|-------------------------------------|-------------|-------------|-------------|---------|
| Worksheet Conditions Properties Composition PF Specs | Name | VAP6 | LIQ4 | VAP7 | E5 |
| | Vapour | 1.0000 | 0.0000 | 1.0000 | <empty> |
| | Temperature [C] | 240.0 | 70.00 | 70.00 | <empty> |
| | Pressure [bar] | 1.790 | 1.790 | 1.790 | <empty> |
| | Molar Flow [kgmole/h] | 8821 | 1324 | 7686 | <empty> |
| | Mass Flow [lb/hr] | 6.097e+005 | 6.163e+004 | 5.481e+005 | <empty> |
| | Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 4.979e+004 | 3596 | 4.558e+004 | <empty> |
| | Molar Enthalpy [Btu/lbmole] | -7.341e+004 | -1.015e+005 | -7.410e+004 | <empty> |
| | Molar Entropy [Btu/lbmole-F] | 44.85 | 37.54 | 40.58 | <empty> |
| | Heat Flow [MW] | -418.4 | -86.82 | -368.0 | -36.40 |

Delete

OK

☐ Ignored

شکل (۳-۲۰) خصوصیات فیزیکی در راکتور کاتالیستی دوم

| Design | | Reactions | | Rating | | Worksheet | | Dynamics | | | |
|-------------|--|-------------------------------------|--|-------------|--|-------------|--|-------------|--|---------|--|
| Worksheet | | Name | | VAP8 | | LIQ5 | | VAP9 | | E8 | |
| Conditions | | Vapour | | 1.0000 | | 0.0000 | | 1.0000 | | <empty> | |
| Properties | | Temperature [C] | | 240.0 | | 210.0 | | 210.0 | | <empty> | |
| Composition | | Pressure [bar] | | 1.790 | | 1.790 | | 1.790 | | <empty> | |
| PF Specs | | Molar Flow [kgmole/h] | | 7686 | | 29.53 | | 7695 | | <empty> | |
| | | Mass Flow [lb/hr] | | 5.481e+005 | | 2075 | | 5.460e+005 | | <empty> | |
| | | Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | | 4.558e+004 | | 78.99 | | 4.538e+004 | | <empty> | |
| | | Molar Enthalpy [Btu/lbmole] | | -7.153e+004 | | -2.787e+004 | | -7.206e+004 | | <empty> | |
| | | Molar Entropy [Btu/lbmole-F] | | 43.96 | | 114.7 | | 43.74 | | <empty> | |
| | | Heat Flow [MW] | | -355.2 | | -0.5318 | | -358.3 | | -3.578 | |

Delete

OK

☐ Ignored

شکل (۳-۲۱) خصوصیات فیزیکی در راکتور کاتالیستی سوم

مشخصات جریانات حاکم بر راکتور های کاتالیستی و بازگرمایهای مورد استفاده بطور کامل آورده شده است و تمامی خصوصیات قابل رؤیت است.

در ادامه مسیر فرایند جریان گازی پس از خروج از راکتور کاتالیستی دوم به درون بازگرما انتهایی رفته و در آن به دمای مورد نظر انجام واکنش در راکتور کاتالیستی سوم رسیده است. جریان گازی جهت بازیابی گوگرد آن با دمای ۷۰ درجه به درون بازگرما رفته است و آن را با دمای ۲۴۰ درجه که مناسب انجام واکنش در راکتور است ترک کرده است. خصوصیات فیزیکی مربوط به جریانات حاکم بر بازگرما در شکل ... آورده شده است.

| Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics |
|------------------|-------------------------------------|-------------|-------------|----------|
| Worksheet | | | | |
| Conditions | Name | VAP7 | VAP8 | E6 |
| Properties | Vapour | 1.0000 | 1.0000 | <empty> |
| Composition | Temperature [C] | 70.00 | 240.0 | <empty> |
| PF Specs | Pressure [bar] | 1.790 | 1.790 | <empty> |
| | Molar Flow [kgmole/h] | 7686 | 7686 | <empty> |
| | Mass Flow [lb/hr] | 5.481e+005 | 5.481e+005 | <empty> |
| | Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 4.558e+004 | 4.558e+004 | <empty> |
| | Molar Enthalpy [Btu/lbmole] | -7.410e+004 | -7.153e+004 | <empty> |
| | Molar Entropy [Btu/lbmole-F] | 40.58 | 43.96 | <empty> |
| | Heat Flow [MW] | -368.0 | -355.2 | 12.77 |

شکل (۳-۲۲) مشخصات جریانات در بازگرما سوم

جریان گازی پس از عبور از آخرین بازگرما به درون راکتور کاتالیستی سوم شده است و در درون راکتور واکنش لازم را انجام داده است. مشخصات جریانات حاکم بر راکتور کاتالیستی در شکل ... آورده شده است. دمای جریانات خروجی از راکتور کاتالیستی آخر برابر با ۲۱۰ درجه سانتیگراد است.

فصل چهارم

نتایج و تفسیر آنها

۱-۴- نتایج شبیه‌سازی

۱-۱-۴- ترکیب درصد محصولات حاصل از احتراق

همانطور که گفته شد، گاز اسیدی موجود با هوا ترکیب شده و وارد راکتور احتراق می‌گردد و در آنجا واکنش‌های لازم صورت گرفته است. در گاز‌های اسیدی مقدار قابل توجهی دی‌هیدروژن سولفید موجود است که باید مقدار آن کاهش یابد، بنابراین پس از انجام آزمایش به دی‌اکسید گوگرد و در نهایت به گوگرد عنصری تبدیل شده است.

| | AIR | AG | LIQ1 | VAP1 |
|-------------|--------|--------|--------|--------|
| H2S | 0.0000 | 0.4020 | 0.1236 | 0.1236 |
| CO2 | 0.0000 | 0.5400 | 0.2814 | 0.2814 |
| Methane | 0.0000 | 0.0135 | 0.0070 | 0.0070 |
| Ethane | 0.0000 | 0.0015 | 0.0008 | 0.0008 |
| H2O | 0.0000 | 0.0430 | 0.1083 | 0.1083 |
| SO2 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0628 | 0.0628 |
| Oxygen | 0.2121 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Nitrogen | 0.7879 | 0.0000 | 0.3930 | 0.3930 |
| S2_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Liquid | 0.0000 | 0.0000 | 0.0231 | 0.0231 |
| S_Vapour | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Amorphous | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S1_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

شکل (۱-۴) ترکیب درصد مواد در جریان‌ات حاکم در راکتور

در گاز‌های اسیدی مقدار قابل توجهی دی‌هیدروژن سولفید موجود است که باید مقدار آن کاهش یابد،

بنابراین پس از انجام آزمایش به دی اکسید گوگرد و در نهایت به گوگرد عنصری تبدیل شده است.

Worksheet

Attachments

Dynamics

Worksheet

Conditions

Properties

Composition

Oil & Gas Feed

Petroleum Assay

K Value

User Variables

Notes

Cost Parameters

Normalized Yields

| | Molar Flows | Vapour Phase | Aqueous Phase |
|-------------|-------------|--------------|---------------|
| H2S | 4431.2460 | 4431.2336 | 0.0124 |
| CO2 | 5952.4200 | 5952.4149 | 0.0051 |
| Methane | 148.8105 | 148.8105 | 0.0000 |
| Ethane | 16.5345 | 16.5345 | 0.0000 |
| H2O | 473.9890 | 458.9638 | 15.0252 |
| SO2 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Oxygen | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Nitrogen | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S2_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Liquid | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Vapour | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Amorphous | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S1_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

Total11023.00000 lbmole/hr

Edit...

View Properties...

Basis...

OK

Delete

Define from Stream...

View Assay

←

→

شکل (۳-۴) دبی مولی جریان گاز اسیدی در ورودی

۴-۱-۲- بازیابی گوگرد از جریان گازی

همانطور که در شکل دیده می شود، در در جریان ورودی ۴۰ درصد دی هیدروژن سولفید داریم، پس از انجام احتراق، میزان دی هیدروژن سولفید موجود در جریان تقریباً به میزان ۱۲ درصد رسیده است. همین مقدار H₂S در جریان مناسب نمی باشد، که باید در مراحل بعد مقدار آن کاسته شود. بنابراین به سمت سه راکتور

کاتالیستی رفته است. میزان دبی مولی جریان گاز خروجی از راکتور احتراق در شکل آورده شده است.

Worksheet | Attachments | Dynamics

Worksheet

Conditions

Properties

Composition

Oil & Gas Feed

Petroleum Assay

K Value

User Variables

Notes

Cost Parameters

Normalized Yields

| | Molar Flows | Vapour Phase | Liquid Phase |
|-------------|-------------|--------------|--------------|
| H2S | 2613.7203 | 2613.7203 | 0.0000 |
| CO2 | 5952.4200 | 5952.4200 | 0.0000 |
| Methane | 148.8105 | 148.8105 | 0.0000 |
| Ethane | 16.5345 | 16.5345 | 0.0000 |
| H2O | 2291.5147 | 2291.5147 | 0.0000 |
| SO2 | 1329.3738 | 1329.3738 | 0.0000 |
| Oxygen | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Nitrogen | 8313.0790 | 8313.0790 | 0.0000 |
| S2_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Liquid | 488.1519 | 488.1519 | 0.0000 |
| S_Vapour | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Amorphous | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S1_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

Total21153.60464 lbmole/hr

Edit...

View Properties...

Basis...

OK

Delete

Define from Stream...

View Assay

←

→

شکل (۴-۴) دبی مولی جریان گاز خروجی از راکتور احتراق

این جریان گاز وارد راکتور کاتالیستی اول شده است و تحت واکنش کاتالیستی قرار گرفته است. در درون

راکتور اول واکنش های لازم صور گرفته است و محصولات تولید شده است.

| Design | Reactions | Rating | Worksheet | Dynamics |
|---|-------------|--------|-----------|----------|
| Worksheet | | | | |
| Conditions Properties Composition PF Specs | | VAP4 | LIQ3 | VAP5 |
| | H2S | 0.1236 | 0.0000 | 0.0269 |
| | CO2 | 0.2814 | 0.0000 | 0.3061 |
| | Methane | 0.0070 | 0.0000 | 0.0077 |
| | Ethane | 0.0008 | 0.0000 | 0.0009 |
| | H2O | 0.1083 | 0.0492 | 0.2157 |
| | SO2 | 0.0628 | 0.0000 | 0.0146 |
| | Oxygen | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| | Nitrogen | 0.3930 | 0.0000 | 0.4275 |
| | S2_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| | S_Liquid | 0.0231 | 0.9507 | 0.0007 |
| | S_Vapour | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| | S_Amorphous | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S1_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | |
| | | | | |
| Delete | | | | |
| OK | | | | |

شکل (۴-۵) ترکیب درصد مواد در جریانات حاکم بر راکتور کاتالیستی اول

دی هیدروژن سولفید در جریان گاز اسیدی در ورودی به راکتور دارای دبی مولی ۲۶۱۳ lbmole/hr بود که در خروجی از راکتور به میزان ۵۲۲٫۶ lbmole/hr رسیده است. که نشان از انجام واکنش در راکتور است. کسر مولی ترکیبات در شکل قابل مشاهده است. همچنین میزان دبی هر محصول نیز در شکل نمایان است.

Worksheet

Attachments

Dynamics

Worksheet

Conditions

Properties

Composition

Oil & Gas Feed

Petroleum Assay

K Value

User Variables

Notes

Cost Parameters

Normalized Yields

| | Molar Flows | Vapour Phase | Liquid Phase |
|-------------|-------------|--------------|--------------|
| H2S | 522.6416 | 522.6416 | 0.0000 |
| CO2 | 5952.2324 | 5952.2324 | 0.0000 |
| Methane | 148.8099 | 148.8099 | 0.0000 |
| Ethane | 16.5344 | 16.5344 | 0.0000 |
| H2O | 4195.6053 | 4195.6053 | 0.0000 |
| SO2 | 283.8216 | 283.8216 | 0.0000 |
| Oxygen | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Nitrogen | 8313.0699 | 8313.0699 | 0.0000 |
| S2_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Liquid | 14.1697 | 14.1697 | 0.0000 |
| S_Vapour | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Amorphous | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S1_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

Total

19446.88469 lbmole/hr

Edit...

View Properties...

Basis...

OK

شکل (۴-۶) دبی مولی محصولات راکتور کاتالیستی

همچنین از پایین راکتور نیز جریان مربوط به گوگرد مایع را داریم. همانطور که دیده می شود میزان دبی مولی در جریان پایین راکتور برابر با ۳۶۱۰٫۴۴ lbmole/hr است.

Worksheet

Attachments

Dynamics

Worksheet

Conditions

Properties

Composition

Oil & Gas Feed

Petroleum Assay

K Value

User Variables

Notes

Cost Parameters

Normalized Yields

| | Molar Flows | Vapour Phase | Liquid Phase |
|-------------|-------------|--------------|--------------|
| H2S | 0.1025 | 0.0000 | 0.1025 |
| CO2 | 0.1876 | 0.0000 | 0.1876 |
| Methane | 0.0006 | 0.0000 | 0.0006 |
| Ethane | 0.0001 | 0.0000 | 0.0001 |
| H2O | 186.8857 | 0.0000 | 186.8857 |
| SO2 | 0.0641 | 0.0000 | 0.0641 |
| Oxygen | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Nitrogen | 0.0090 | 0.0000 | 0.0090 |
| S2_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Liquid | 3610.4466 | 0.0000 | 3610.4466 |
| S_Vapour | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Amorphous | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S1_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

Total

3797.69620 lbmole/hr

Edit...

View Properties...

Basis...

OK

شکل (۷-۴) دبی مولی ترکیبات در جریان پایین دستی راکتور کاتالیستی

میزان دبی دی هیدروژن سولفید در جریان گاز اسیدی که به میزان ۵۲۲,۶ lbmole/hr رسیده است، باز هم مورد تصفیه قرار گرفته است و وارد راکتور راکتور کاتالیستی دوم شده است. ترکیب درصد ترکیبات در جریانات حاکم بر راکتور کاتالیستی دوم در شکل ... قابل مشاهده است. همانطور که در شکل ... مشاهده شده است، میزان دبی مولی دی هیدروژن سولفید در خروجی از راکتور کاتالیستی دوم به lbmole/hr ۱۰۴,۵ رسیده است. این نتیجه نشان می دهد که میزان این ناخالصی به مقدار قابل توجهی کاسته شده است اما هنوز هم نیاز دارد تا بیشتر خالص سازی صورت گیرد. بنابراین به سمت راکتور کاتالیستی سوم حرکت کرده است.

| Design | Reactions | Rating | Worksheet | Dynamics | |
|------------------|-------------|--------|-----------|----------|--|
| Worksheet | | | | | |
| Conditions | H2S | VAP6 | LIQ4 | VAP7 | |
| Properties | CO2 | 0.0269 | 0.0000 | 0.0062 | |
| Composition | Methane | 0.3061 | 0.0001 | 0.3512 | |
| PF Specs | Ethane | 0.0077 | 0.0000 | 0.0088 | |
| | H2O | 0.0009 | 0.0000 | 0.0010 | |
| | SO2 | 0.2157 | 0.7802 | 0.1378 | |
| | Oxygen | 0.0146 | 0.0001 | 0.0044 | |
| | Nitrogen | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | |
| | S2_Vapor | 0.4275 | 0.0000 | 0.4906 | |
| | S_Liquid | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | |
| | S_Vapour | 0.0007 | 0.2196 | 0.0000 | |
| | S_Amorphous | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | |
| | S1_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | |

Delete

OK

☐ Ignored

شکل (۸-۴) ترکیب درصد جریانات در راکتور کاتالیستی دوم در اثر واکنش

Worksheet

Attachments

Dynamics

Worksheet

Conditions

Properties

Composition

Oil & Gas Feed

Petroleum Assay

K Value

User Variables

Notes

Cost Parameters

Normalized Yields

| | Molar Flows | Vapour Phase | Aqueous Phase |
|-------------|-------------|--------------|---------------|
| H2S | 104.4981 | 104.4981 | 0.0000 |
| CO2 | 5951.8762 | 5951.8762 | 0.0000 |
| Methane | 148.8098 | 148.8098 | 0.0000 |
| Ethane | 16.5344 | 16.5344 | 0.0000 |
| H2O | 2335.7050 | 2335.7050 | 0.0000 |
| SO2 | 74.6187 | 74.6187 | 0.0000 |
| Oxygen | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Nitrogen | 8313.0608 | 8313.0608 | 0.0000 |
| S2_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Liquid | 0.0101 | 0.0101 | 0.0000 |
| S_Vapour | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Amorphous | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S1_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

Total

16945.11316 lbmole/hr

Edit...

View Properties...

Basis...

OK

Delete

Define from Stream...

View Assay

←

→

شکل (۹-۴) دبی مولی جریان گاز اسیدی خروجی از راکتور کاتالیستی دوم

پس از انجام واکنش های مورد نظر در راکتور کاتالیستی دوم، گوگرد مایع از پایین راکتور خارج شده است و بعنوان محصول مورد نظر جمع آوری شده است. مشخصات و دبی مولی مربوط به این جریان در شکل ... آورده شده است.

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet

Conditions

Properties

Composition

Oil & Gas Feed

Petroleum Assay

K Value

User Variables

Notes

Cost Parameters

Normalized Yields

| | Molar Flows | Vapour Phase | Aqueous Phase |
|-------------|-------------|--------------|---------------|
| H2S | 0.0302 | 0.0000 | 0.0302 |
| CO2 | 0.3561 | 0.0000 | 0.3561 |
| Methane | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Ethane | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| H2O | 2278.0136 | 0.0000 | 2278.0136 |
| SO2 | 0.1462 | 0.0000 | 0.1462 |
| Oxygen | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Nitrogen | 0.0092 | 0.0000 | 0.0092 |
| S2_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Liquid | 641.3294 | 0.0000 | 641.3294 |
| S_Vapour | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Amorphous | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S1_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

Total2919.88478 lbmole/hr

Edit...

View Properties...

Basis...

OK

شکل (۴-۱۰) دبی مولی جریان پایین دستی از راکتور کاتالیستی دوم

در نهایت جریان گاز اسیدی وارد راکتور سوم شده است تا میزان دی هیدروژن سولفید موجود در آن تصفیه شده و به گوگرد مایع تبدیل گردد. میزان دبی مولی دی هیدروژن سولفید در جریان گاز اسیدی ورودی به راکتور کاتالیستی سوم برابر با 104.5 lbmole/hr است که همانطور که در شکل ... دیده شده است، میزان این ناخالصی در جریان گاز اسیدی خروجی از راکتور سوم به میزان 20.9 lbmole/hr رسیده است که به مقدار قابل توجهی کاهش یافته است. همچنین ترکیب درصد ترکیبات در جریانات حاکم بر راکتور کاتالیستی سوم در شکل ... دیده شده است. میزان دبی گوگرد مایع نیز در شکل ... قابل مشاهده است.

| Design | Reactions | Rating | Worksheet | Dynamics | |
|------------------|-------------|--------|-----------|----------|--------|
| Worksheet | | | | | |
| Conditions | | | VAP8 | LIQ5 | VAP9 |
| Properties | H2S | | 0.0062 | 0.0000 | 0.0012 |
| Composition | CO2 | | 0.3512 | 0.0001 | 0.3509 |
| PF Specs | Methane | | 0.0088 | 0.0000 | 0.0088 |
| | Ethane | | 0.0010 | 0.0000 | 0.0010 |
| | H2O | | 0.1378 | 0.0138 | 0.1426 |
| | SO2 | | 0.0044 | 0.0000 | 0.0019 |
| | Oxygen | | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| | Nitrogen | | 0.4906 | 0.0000 | 0.4901 |
| | S2_Vapor | | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| | S_Liquid | | 0.0000 | 0.9861 | 0.0036 |
| | S_Vapour | | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| | S_Amorphous | | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| | S1_Vapor | | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

Delete

OK

☐ Ignored

شکل (۴-۱۱) ترکیب درصد مواد در جریانات راکتور کاتالیستی سوم

Worksheet

Attachments

Dynamics

Worksheet

Conditions

Properties

Composition

Oil & Gas Feed

Petroleum Assay

K Value

User Variables

Notes

Cost Parameters

Normalized Yields

Molar Flows

Vapour Phase

Liquid Phase

H2S

20.8996

20.8996

0.0000

CO2

5951.8729

5951.8729

0.0000

Methane

148.8098

148.8098

0.0000

Ethane

16.5344

16.5344

0.0000

H2O

2418.4034

2418.4034

0.0000

SO2

32.8194

32.8194

0.0000

Oxygen

0.0000

0.0000

0.0000

Nitrogen

8313.0605

8313.0605

0.0000

S2_Vapor

0.0000

0.0000

0.0000

S_Liquid

61.2119

61.2119

0.0000

S_Vapour

0.0000

0.0000

0.0000

S_Amorphous

0.0000

0.0000

0.0000

S1_Vapor

0.0000

0.0000

0.0000

Total

16963.61191 lbmole/hr

Edit...

View Properties...

Basis...

OK

شکل (۴-۱۲) دبی مولی در جریان گاز اسیدی خروجی از راکتور سوم

Worksheet

Attachments

Dynamics

Worksheet

Conditions

Properties

Composition

Oil & Gas Feed

Petroleum Assay

K Value

User Variables

Notes

Cost Parameters

Normalized Yields

| | Molar Flows | Vapour Phase | Liquid Phase |
|-------------|-------------|--------------|--------------|
| H2S | 0.0001 | 0.0000 | 0.0001 |
| CO2 | 0.0033 | 0.0000 | 0.0033 |
| Methane | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Ethane | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| H2O | 0.9000 | 0.0000 | 0.9000 |
| SO2 | 0.0001 | 0.0000 | 0.0001 |
| Oxygen | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Nitrogen | 0.0002 | 0.0000 | 0.0002 |
| S2_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Liquid | 64.1959 | 0.0000 | 64.1959 |
| S_Vapour | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Amorphous | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| S1_Vapor | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

Total

65.09972 lbmole/hr

Edit...

View Properties...

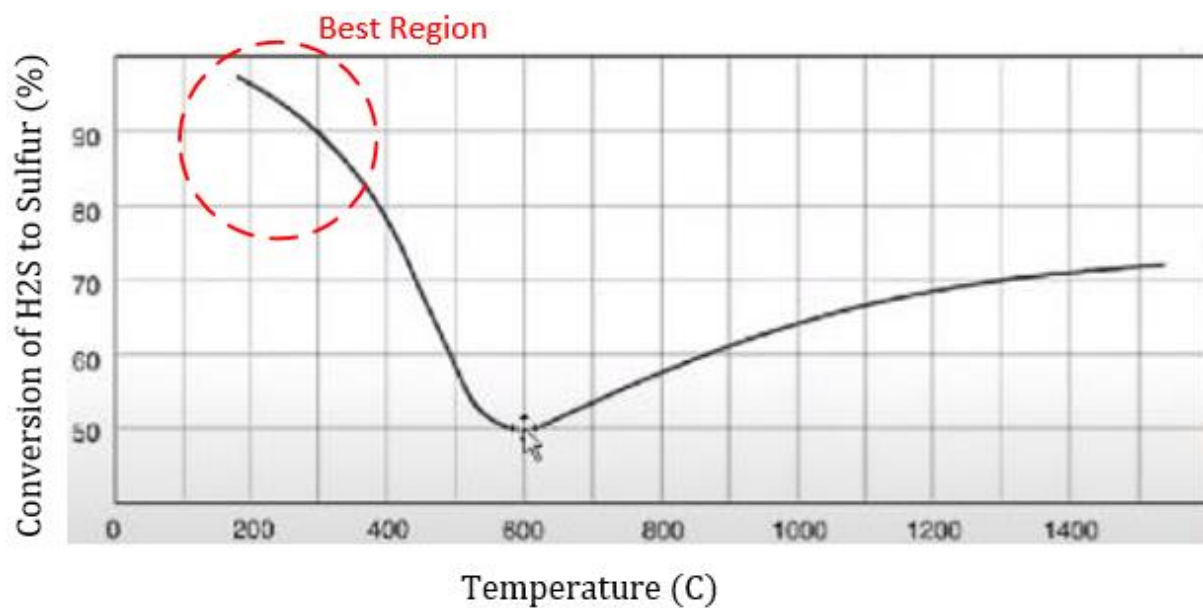
Basis...

OK

شکل (۴-۱۳) دبی مولی مواد

۴-۲- تعیین محدوده دمایی مناسب جهت انجام واکنش کاتالیستی

یکی از موارد بسیار مهم در خصوص راکتورهای کاتالیستی تأثیر دما در انجام واکنش های کاتالیستی درون راکتور است. با تغییر در میزان دما میزان تبدیل دی هیدروژن سولفید دچار تغییر شده است. با توجه به واحد شبیه سازی شده این آزمون در دماهای مختلف انجام شده است و میزان تبدیل برای هر دما مشاهده شده است. نمودار مربوط به آن در شکل ... آورده شده است. همانطور که در شکل مشاهده شده است در محدوده دمایی ۲۰۰ تا ۳۰۰ درجه سانتیگراد بهترین حالت است و بیشترین میزان تبدیل را خواهیم داشت.



شکل (۴-۱۴) تغییرات تبدیل H₂S به گوگرد مایع در اثر تغییر دما در راکتور کاتالیستی

Worksheet

Attachments

Dynamics

Worksheet

Conditions

Properties

Composition

Oil & Gas Feed

Petroleum Assay

K Value

User Variables

Notes

Cost Parameters

Normalized Yields

| | Molar Flows | Liquid Phase |
|-------------|-------------|--------------|
| H2S | 0.1055 | 0.1055 |
| CO2 | 0.2206 | 0.2206 |
| Methane | 0.0008 | 0.0008 |
| Ethane | 0.0001 | 0.0001 |
| H2O | 206.6378 | 206.6378 |
| SO2 | 0.0664 | 0.0664 |
| Oxygen | 0.0000 | 0.0000 |
| Nitrogen | 0.0113 | 0.0113 |
| S2_Vapor | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Liquid | 4308.3799 | 4308.3799 |
| S_Vapour | 0.0000 | 0.0000 |
| S_Amorphous | 0.0000 | 0.0000 |
| S1_Vapor | 0.0000 | 0.0000 |

Total

4515.42224 lbmole/hr

Edit...

View Properties...

Basis...

OK

شکل (۴-۱۵) دبی مولی مواد موجود در جریان گوگرد مایع نهایی

| Worksheet Attachments Dynamics | | | |
|------------------------------------|-------------|----------------|--------------|
| Worksheet | | Mole Fractions | Liquid Phase |
| Conditions | H2S | 0.0000 | 0.0000 |
| Properties | CO2 | 0.0000 | 0.0000 |
| Composition | Methane | 0.0000 | 0.0000 |
| Oil & Gas Feed | Ethane | 0.0000 | 0.0000 |
| Petroleum Assay | H2O | 0.0458 | 0.0458 |
| K Value | SO2 | 0.0000 | 0.0000 |
| User Variables | Oxygen | 0.0000 | 0.0000 |
| Notes | Nitrogen | 0.0000 | 0.0000 |
| Cost Parameters | S2_Vapor | 0.0000 | 0.0000 |
| Normalized Yields | S_Liquid | 0.9541 | 0.9541 |
| | S_Vapour | 0.0000 | 0.0000 |
| | S_Amorphous | 0.0000 | 0.0000 |
| | S1_Vapor | 0.0000 | 0.0000 |

Total 1.00000

OK

شکل (۴-۱۶) ترکیب درصد مواد در جریان گوگرد نهایی

در نهایت همانطور که در شکل ... دیده شده است میزان گوگرد در خروجی از واحد برابر با تقریباً ۹۶ درصد است که مقدار قابل قبولی برای یک واحد بازیابی سولفور به حساب می آید. همچنین با توجه به شکل میزان دبی مولی سولفور در خروجی برابر با ۴۰۳۸ lbmole/hr است.

فصل پنجم

نتیجه گیری و پیشنهادات

گاز های اسیدی پس جداسازی از گاز طبیعی بوسیله ی آمین ها، در برج های جذب، وارد برج های احیاء می شوند. در برج های احیاء محلول آمین احیاء شده و گاز های اسیدی به صورت تغلیظ شده خارج می گردند. گاز های اسیدی تغلیظ شده را بدلیل مسائل محیط زیستی نمی توان مستقیماً وارد محیط کرد از این رو در حال حاضر گاز های اسیدی به طور معمول در واحد های بازیابی گوگرد (SRU) به همراه واحد تصفیه گاز دنباله (TGTU) فرآوری می شوند که در طی این فرآیند ها می توان ۹۹,۹٪ گوگرد را حذف کرد.

به دلیل سمی و خطرناک بودن، باید از ورود گاز H_2S به اتمسفر جلوگیری شود. اگر تمام H_2S را بسوزانیم تولید گاز SO_2 کرده و موجب ایجاد باران های اسیدی می شود. این می تواند خسارات زیست محیطی زیادی را فراهم آورد. در حال حاضر، یکی از فرایندهای پرکاربرد در مقیاس صنعتی برای جلوگیری از مشکلات فوق و همچنین حذف سولفید هیدروژن که منجر به بازیافت گوگرد عنصری می شود، فرایند کلاوس می باشد. در این تحقیق به کمک نرم افزار هایسیس این فرایند به طور کامل شبیه سازی شده است.

فرآیند کلاوس بر اساس تبدیل هیدروژن سولفید به گوگرد عنصری در طی یک سری فرآیندهای شیمیایی می باشد. در فرآیند کلاوس به طور معمول واکنش تولید گوگرد عنصری در دو بخش انجام می گیرد. در مرحله اول که مرحله ی حرارتی نام دارد، هیدروژن سولفید با استفاده از هوا اکسیداسیون گردیده است. برای شبیه سازی فرایند کلاوس جهت بازیابی گوگرد از نرم افزار Aspen HYSYS ورژن ۱۰ استفاده گردیده است.

در محیط نرم افزار Aspen HYSYS به شبیه سازی فرایند پرداختیم. تمامی تجهیزات مورد استفاده در فرایند کلاوس در درون آن استفاده و شبیه سازی گردید. پس از انجام فرایند شبیه سازی متوجه گردید که راکتورهای کاتالیستی تحت شرایط های دمایی مختلف میزان بازده متفاوتی در تولید محصول و تبدیل به محصول را دارند.

راکتور های کاتالیستی با محدوده دمایی مختلف تست گردید و متوجه گردیدم که بازه مناسب دمایی برای انجام این واکنش کاتالیستی تقریباً محدوده ۲۰۰ درجه سانتیگراد است.

در فرایند از یک تعداد بازگرما استفاده گردید تا محدوده دمایی جریانات گازی در ورود به راکتور ار به حد مناسب آزمایش برساند و این کار صورت گرفت و راکتور در حالت بهینه واکنش را انجام داد. در نهایت پس از انجام کلیه فرایند گوگرد مایع جمع آوری گردیده و جهت استفاده در صنایع مختلف استفاده می گردد. از طرف دیگر از ورود مواد مضر به طبیعت جلوگیری گردید. با انجام چنین فرایندی صرفه بسیاری از لحاظ اقتصادی صورت گرفته است.

مراجع

- [1] J.S. Mills, R. White, *The Organic Chemistry of Museum Objects*, Butterworth-Heinemann, Oxford, UK, 2006.
- [2] J.S. Mills, *Stud. Conserv.* 11 (1966) 92.
- [3] M.P. Colombini, F. Modugno, M. Giacomelli, S. Francesconi, *J. Chromatogr. A* 846 (1999) 113.
- [4] M.P. Colombini, A. Andreotti, I. Bonaduce, F. Modugno, E. Ribechini, *Acc. Chem. Res.* 43 (2010) 715.
- [5] M.T. Domenech-Carbo, *Anal. Chim. Acta* 621 (2008) 109.
- [6] J. Peris-Vicente, J.V. Gimeno Adelantado, M.T.D. Carbo, R.M. Castro, F.B. Reig, *J. Chromatogr. A* 1101 (2006) 254.
- [7] A. Lluveras, I. Bonaduce, A. Andreotti, M.P. Colombini, *Anal. Chem.* 82 (2010) 376.
- [8] E. Kouloumpi, G. Lawson, V. Pavlidis, *Anal. Bioanal. Chem.* 387 (2007) 803.
- [9] I. Bonaduce, M. Cito, M.P. Colombini, *J. Chromatogr. A* 1216 (2009) 5931.
- [10] A. Andreotti, I. Bonaduce, M.P. Colombini, G. Gautier, F. Modugno, E. Ribechini, *Anal. Chem.* 78 (2006) 4490.
- [11] J. Eras, F. Montanes, J. Ferran, R. Canela, *J. Chromatogr. A* 918 (2001) 227.
- [12] M.P. Colombini, F. Modugno, E. Menicagli, R. Fuoco, A. Giacomelli, *Microchem. J.* 67 (2000) 291.
- [13] K. Sutherland, *J. Chromatogr. A* 1149 (2007) 30.
- [14] A. Piccirillo, D. Scalarone, O. Chiantore, *J. Anal. Appl. Pyrol.* 74 (2005) 33.
- [15] J.M. Challinor, *J. Anal. Appl. Pyrol.* 61 (2001) 3.
- [16] J. Dron, R. Linke, E. Rosenberg, M. Schreiner, *J. Chromatogr. A* 1047 (2004) 111.
- [17] S. Watts, E.R. de la Rie, *Stud. Conserv.* 47 (2002) 257.
- [18] E.W. Robb, J.J. Westbrook III, *Anal. Chem.* 35 (1963) 1644.
- [19] A.K. Tsakalof, K.A. Bairachtari, I.D. Chrysoulakis, *J. Sep. Sci.* 29 (2006) 1642.
- [20] L.R. Rodriguez-Simon, M.A. Leon-Coloma, IX International Congress CICOP, 2008, p. 333.
- [21] M.A. Leon-Coloma, L.R. Rodriguez-Simon, International Congress CICOP, 2008, p. 327.

- [22] L.R. Rodriguez-Simon, XVII International Meeting on Heritage Conservation Conselleria de Cultura i Esport. Generalitat Valenciana, 2008, p. 111.
- [23] R. Mayer, The Artists Handbook of Materials and Techniques, The Viking Press, New York, 1991.
- [24] Pacheco, F. Arte de la pintura, Ed. Cátedra, Colección Arte, Madrid, Spain, 1990.
- [25] Catalogue from the memorial exhibition for the 400th anniversary of Alonso Cano's death: Alonso Cano: arte e iconografía, Arzobispado de Granada, Granada, 2002.
- [26] V. Pitthard, S. Stanek, M. Griesser, T. Muxeneder, Chromatographia 62 (2005) 175.
- [27] R.J. Gordon Sobott, T. Heinze, K. Neumeister, J. Hildenhagen, J. Cult. Herit. 4 (2003) 278.
- [28] R. Rella, A. Sturaro, G. Parvoli, D. Ferrara, U. Casellato, Chromatographia 63 (2006) 629.
- [29] Analytical Methods Committee, Analyst 119 (1994) 2363.
- [30] L. Cuadros-Rodriguez, A.M. Garcia Campaña, C. Jimenez Linares, M. Roman Ceba, Anal. Lett. 26 (1993) 1243.
- [31] B. Singer, R. McGuigan, Ann. Chim. (Rome, Italy) 97 (2007) 405.