



## دانشگاه آزاد اسلامی

واحد شا هرود

دانشکده فنی و مهندسی- گروه مهندسی شیمی

پایان نامه برای دریافت درجه کارشناسی ارشد " M.Sc."

گرایش: ترموستیک

عنوان: بهبود شرایط واکنش کلاوس در واحد بازیافت گوگرد بوسیله نرم افزار های

Hysys.Sulsim

استاد راهنما:

دکتر حامد رشیدی

نگارش:

مرتضی زرین زاده

پاییز ۱۳۹۳

**تقدیم به :**

**تقدیم به همسر و پسر مهربانم که همواره مشوق و پشتیبان در مراحل مختلف زندگی ام بوده اند.**

سپاس گذاری:

خداوند را شاکرم که به من این توان را داد که با توجه به مصائب زندگی وسختیهای زیاد این پروژه را به پایان برسانم وازجناب آقای دکتر حامد رشیدی که با راهنماییها ومشاوره های ارزشمندشان دریچه ای نواز علم وفن آوری را فرارویم گشودند.

همچنین از همکاران زحمت کش پالایشگاه پنجم پارس جنوبی و دکتر بهروزی فر که با راهنمایی های خود در بخش نرم افزار کمک شایانی را به من ابراز فرمودند,کمال قدردانی و سپاس رادارم.

## چکیده

گاز حاصل از منابع و صنایع نفت و گاز شامل مقادیری از  $\text{CO}_2$  و  $\text{H}_2\text{S}$  است که به آن گاز ترش می‌گویند.  $\text{H}_2\text{S}$  یک ماده بسیار سمی است که باید توسط فرایندهای شیرین‌سازی از گاز طبیعی حذف شود. در ضمن این گاز به شدت خورنده است و هنگام سوختن تولید  $\text{SO}_2$  می‌کند که هم سمی و نیز خورنده است. لذا تبدیل  $\text{H}_2\text{S}$  به گوگرد و بازیابی گوگرد موجود در گاز ترش یک فرایند بسیار مهم می‌باشد. به این دلیل که یک ماده سمی و خورنده را به ماده قابل فروش و با ارزش تبدیل می‌کند. سولفور در گاز طبیعی اصولاً به صورت هیدروژن سولفاید وجود دارد و در سوخت های فسیلی دیگر ترکیباتی که شامل سولفور هستند در امتداد فرایند به هیدروژن سولفاید تبدیل می‌شوند. با توجه به اهمیت تولید در شرکت های پالایشی گاز ایران، مشکلات طراحی تجهیزات موجود در واحدهای بازیافت گوگرد باعث دور شدن راندمان بهره برداری واحد نسبت به راندمان پیش بینی شده در طراحی اولیه می‌شود. واحدهای بازیافت گوگرد علاوه بر تبدیل گازهای اسیدی به عنصر گوگرد و کاربرد آن در صنایع مختلف، در راستای اهداف زیست محیطی نیز نقش بسزایی در صنعت کشور ایفا می‌کنند. مجتمع گاز پارس جنوبی به عنوان بزرگترین مجتمع گازی جهان نقش مهمی در تولید گاز در خاورمیانه ایفا می‌کند. لذا در این پروژه سعی می‌شود با بررسی واحد بازیافت گوگرد پالایشگاه پنجم (فازهای ۹ و ۱۰) سعی در بهینه سازی بازیافت گوگرد و بالا رفتن راندمان واحد با تغییرات در کاهش دمای راکتور دوم و سوم و همچنین اثرات کاهش هیدروکربن همراه گاز اسیدی و نتایج بهبود راندمان را بررسی نماید. در این پروژه با استفاده از نرم افزار Aspen/Hysys ابتدا چگونگی کاهش  $\text{CO}_2$  همراه گاز اسیدی را بررسی نموده و می‌دانیم کاهش این گاز تأثیر بسزایی در راندمان واحد بازیافت گوگرد دارد. همچنین با توجه به این که کوره واکنش قلب تپنده واحدهای بازیافت گوگرد می‌باشد و نشان داده شده کاهش هیدروکربن اعم از هیدروکربن های اشباع شده نظیر متان و اتان و هیدروکربن های حلقوی تأثیر بسزایی در بالا رفتن راندمان و محافظت از کاتالیست ها دارند. در ادامه با نرم افزار sulsim (sulphur plant simulation) به شبیه سازی فرایند پرداخته تا بتوان از طریق آن بهینه سازی مصرف انرژی را انجام داد. برای استفاده از این شبیه ساز باید یک سری فرضیات ساده شونده در نظر گرفت زیرا اطلاعات سینتیکی واکنش کلاوس به طور کامل در دسترس نیست. البته بزرگترین مزیت این نرم افزار نهفته بودن فرایندهای کلاوس در خود نرم افزار می‌باشد (نیازی به وارد کردن واکنش های تعادلی و  $k_p$  و  $K_e$  نبوده است مجموعه واکنش ها در سیستم آن تعریف شده است). این نرم افزار بر اساس طراحی حدود ۴۰۰ واحد بازیافت گوگرد در کشورهای مختلف صنعتی طراحی شده است و تمام curve های حاصله در کتاب Sulphur expert باین نرم افزار رسم شده است.

## فهرست مطالب

صفحه	عنوان
	چکیده
	فصل اول فرایند Claus
۱	مقدمه.....
2	۱-۱ فرایند کلاوس.....
5	۲-۱ استفاده از حرارت اضافی تولید شده در بویلر کوره واکنش.....
8	۳-۱ بهره برداری از قسمت کاتالیستی واحد کلاوس.....
9	۴-۱ ملاحظات مکانیکی.....
9	۵-۱ توضیحاتی در مورد بهره برداری Kettle type boiler.....
10	۶-۱ توضیحاتی در مورد سولفور کندانسورها.....
10	۷-۱ پیش گرمایش قبل از راکتورها.....
بستر	۸-۱ محدودیت های میزان قطر
11	کاتالیستی.....
لوله	۹-۱ نوع تاسیسات
	گذارى.....
	12.....
13	۱۰-۱ زباله سوز یا Incineration.....
14	۱۱-۱ زمان اقامت Residence time (sec).....
15	۱۲-۱ فرایند های روی اکسید گوگرد So <sub>2</sub> Recovery processes.....

- ۱۳-۱ فرایندهای روی گازهای انتهایی (tail gas Recovery) ..... 15
- ۱۴-۱ فرایند اکسیداسیون مستقیم ..... 15
- ۱۵-۱ فرایند Liquid Redox ..... 16
- ۱۶-۱ خواص فیزیکی سولفور ..... 16
- ۱۷-۱ دستورالعمل های بالا آوردن و توقف واحد های کلاوس ..... 18

### فصل دوم: مروری بر کارهای گذشته

- ۱-۲ فرایندهای حذف H<sub>2</sub>S از گاز ترش ..... 21
- ۱-۱-۲ جذب روی جامدات ..... 21
- ۲-۱-۲ تبدیل مستقیم ..... 21
- ۳-۱-۲ جذب برگشت پذیر ..... 21
- ۲-۲ فرایند کلاوس ..... 22
- ۳-۲ انواع فرایندهای مدرن کلاوس ..... 23
- ۴-۲ روش های پیشین بازیافت گوگرد ..... 24
- ۱-۴-۲ گروه مهندسی ارتلوف ..... 24
- ۲-۴-۲ گروه مهندسی پارسون ای و سی ..... 25
- ۵-۲ فرایندهای ارتلوف ..... 26
- ۱-۵-۲ فرایندهای کلاوس اصلاح شده ..... 26
- ۲-۵-۲ فرایند جذب سطحی بستر سرد ..... 28

### فصل سوم: مروری بر واحد بازیافت گوگرد پالایشگاه پنجم گازپارس جنوبی

- ۱-۳ شرح فرایند Process flow Description ..... 36
- ۲-۳ آب و سیستم های بخار Water and steam system ..... 39
- ۳-۳ توضیحاتی در مورد مخزن ذخیره سولفور مذاب ..... 39

- ۴-۳ فرایند Hydrosulfureen (این بخش کلیه گازهای tail gas را مجدداً جمع می‌کند)..... 40۳۵
- ۵-۳ توضیحاتی در مورد فرایند Adsorption (احیاء و جذب راکتورهای بخش سولفورین)..... 41
- ۶-۳ چگونگی رفع پدیده Firing در مخزن ذخیره سولفور مذاب ..... 42
- ۷-۳ مشخصات مکانیکی تجهیزات موجود در واحد Claus ..... 43
- ۸-۳ آماده سازی جهت عملیات راه اندازی ..... 44
- ۹-۳ پیش راه اندازی نیدروسولفورین Hydrosulfurin section ..... 45
- ۱۰-۳ مراحل راه اندازی و دریافت خوراک گاز اسیدی ..... 45
- ۱۱-۳ توضیحاتی در مورد بهره برداری واحد بازیافت گوگرد ..... 46
- ۱۲-۳ راه اندازی بخش Hydrosulfureen ..... 47
- ۱۳-۳ کاربرد مسیر کنارگذر گاز اسیدی در کوره واکنش ..... 47
- ۱۴-۳ فرایند Heat soak ..... 47
- ۱۵-۳ فرایند Oxidation ..... 48
- ۱۶-۳ فرایند های متداول واحد بازیافت گوگرد ..... 49
- ۱۷-۳ توضیح در مورد قطع Acidgas و شروع مرحله Fuelgas ..... 51
- ۱۸-۳ چگونگی سرد سازی واحد ..... 52
- ۱۹-۳ توضیح در مورد تاثیر قطع جریان الکتریسیته ..... 53
- ۲۰-۳ توضیح در مورد تاثیر قطع هوای ابزار دقیق ..... 54
- ۲۱-۳ تاثیر قطع بخار فشار بالا ..... ۵۴
- ۲۲-۳ تاثیر قطع BFW ..... 55
- 23-۳ علل بالا رفتن دما در Degassing pit ..... 56
- ۲۴-۳ تاثیر قطع بخار فشار پائین در مخزن ذخیره سولفور مذاب ..... 56
- ۲۵-۳ چگونگی آنالیز هیدروکربن ها در گاز اسیدی ..... 57



۲۶-۳ دستورالعمل برای تعیین میزان  $\text{SO}_2$  و  $\text{H}_2\text{S}$ ..... 58

۲۷-۳ دستورالعمل جهت تعیین  $\text{CO}_2$  در گاز اسیدی..... 61

۲۸-۳ بهبود غلظت گاز  $\text{H}_2\text{S}$  در خوراک به وسیله AGE (Acid gas enrichment)..... 62

### فصل چهارم: اهداف پروژه

۱-۴ تاثیر تغییر سینی خوراک و دبی آمین برج جذب در غلظت Acid gas خروجی..... 64

۲-۴ خصوصیات شرایط طراحی و عملیاتی..... 65

۳-۴ بهینه سازی عملکرد واحد بازیافت گوگرد..... 68

۴-۴ روش های بالابردن عملکرد کاتالیست ها..... 69

۵-۴ هفت عامل در کاهش عملکرد واحد بازیافت گوگرد..... 70

۶-۴ درجه حرارت مناسب جهت کوره و اکنش..... 74

۷-۴ تاثیرات  $\text{COS}$  و  $\text{CS}_2$  در کوره و اکنش..... 75

۸-۴ تاثیر عملکرد واحد سولفور روی گاز سوختی مورد نیاز..... 79

۹-۴ هدف دوم (بررسی تاثیر کاهش هیدروکربن همراه گاز اسیدی)..... 80

۱۰-۴ روش های تخریب هیدروکربن در واحدهای کلاوس..... 83

۱۰-۱-۴ منشای هیدروکربن های همراه گاز اسیدی..... 83

۱۰-۴ هدف سوم (تاثیر کاهش دمای راکتور دوم و سوم بر بازده)..... 85

### فصل پنجم: نتیجه گیری

نتیجه گیری..... 89

۱-۵ راه های افزایش بازدهی واحد SRU پالایشگاه پنجم..... 89

۲-۵ کاهش دمای ورودی واحد قبل از ورود به Acid gas preheater..... 89

- ۳-۵ بالابردن غلظت گاز H<sub>2</sub>s در خوراک ورودی ..... 90
- ۴-۵ کاهش هیدروکربن موجود در خوراک ورودی ..... 90
- ۵-۵ بالابردن فشار ورودی واحد ..... 91
- ۶-۵ بالابردن دمای Acid gas preheater و هوای ورودی به کوره واکنش ..... 91
- ۷-۵ استفاده از اکسیژن غنی شده ..... 91
- فهرست منابع ..... 92

فصل اول:

فرایند Claus

## مقدمه

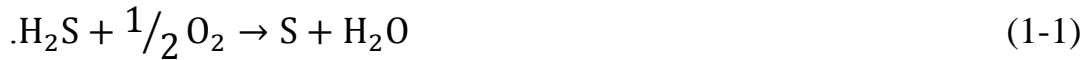
یکی از فرایندهای موجود در صنایع پالایشگاهی، فرایند بازیابی گوگرد از جریان گاز اسیدی می باشد. در

سطح دنیا تلاش های وسیعی جهت افزایش راندمان این فرایند و کاهش هزینه های سرمایه گذاری انجام شده است. نرم افزارهای شبیه ساز به مهندسين فرایند کمک بسیار بزرگی می کند چون مهندس فرایند با استفاده از نرم افزارهای خود می تواند اثر کلیه پارامترها را در شرایط خاص منطقه بر روی جریان های خروجی بررسی و با اندازه گیری مقادیر مهم جریان های خروجی یک حالت بهینه برای انجام فرایند معرفی کند. همچنین می تواند با مطرح کردن فرض هایی در مورد تغییر تجهیزات به منظور بهتر کردن شرایط فرایندی و یا حذف قسمت های فرایند اضافی و اعمال آنها در نرم افزار های شبیه ساز، هزینه های مربوط به سرمایه گذاری را بهینه کند. بنابراین در شرایط امروزی نرم افزار های شبیه ساز جهت توسعه فرایندهای بزرگ لازم و ضروری می باشد.

امروزه نرم افزارهایی جهت مدل کردن و شبیه سازی فرایندهای شیمیایی تولید شده اند که از جمله می توان به نرم افزارهای اختصاصی جهت مدل سازی و شبیه سازی فرایند بازیابی گوگرد اشاره کرد. استفاده از این نرم افزارها یا هزینه زیادی را می طلبد و یا این که به دلیل مسائلی از قبیل تحریم قابل دستیابی نیستند. بنابراین شبیه سازی باید متناسب با امکانات موجود انجام شود. با استفاده از نرم افزار Aspen HYSYS, Promax, SulSim, و یا با استفاده از زبان های برنامه نویسی عمل شبیه سازی انجام می شود. با توجه به این که سینتیک شیمیایی واکنش های اصلی و جانبی فرایند به طور دقیق مشخص نیست از این برنامه نویسی نمی توان استفاده کرد. با این حال و در شرایط کنونی که در تحریم قرار داریم، متأسفانه شرکت های طراح حاضر نیستند داده های پایه را در اختیار قرار دهند. در رابطه با واحد بازیافت گوگرد نیز با کمک نرم افزارهای تخصصی گوگرد، مانند SulSim می توان سعی در بهینه سازی واحد انجام داد.

### ۱-۱ فرایند Claus

فرایند Claus که هم اکنون در پالایشگاه ها به کار می رود برای اولین بار در سال ۱۸۸۳ به وسیله واکنش  $H_2S$  و هوا که منجر به تولید سولفور مذاب می شد مورد بهره برداری قرار می گرفت.



در سال 1936 دو روش تولید سولفور مورد استفاده قرار می گرفت، (a) Thermal که  $H_2S$  و  $SO_2$  حاصله از سوختن به دست آمده واکنش داده و سولفور مذاب به دست می آمد (b) Catalytical که  $\frac{2}{3}$  گاز  $H_2S$  در حضور کاتالیست ها تولید سولفور مذاب می کند.



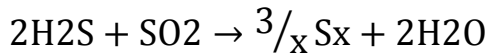
معادلات به ترتیب :

#### Thermal or combustion Reaction



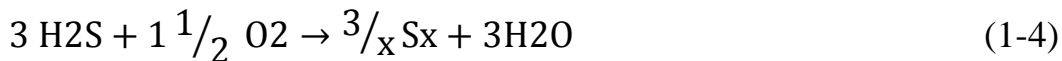
$$\Delta H \text{ a } 25^\circ C \rightarrow -518900 \text{ KJ}$$

Combustion and Catalytic



$$\Delta H \text{ a } 25^\circ C = -96100 \text{ KJ}$$

Overll Reaction



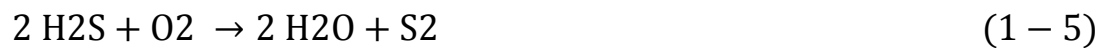
$$\Delta H \text{ a } 25^\circ C = -615000 \text{ KJ}$$

$$2 H_2S + SO_2 \rightarrow 2H_2O + \frac{3}{x} S_x = K_p = \frac{(P H_2O)^2 (P S_x)^{3/x}}{(P H_2S)^2 (P SO_2)}$$

$$= \frac{[Mols H_2O]^2 [Mols S_x]^{3/x}}{[Mols H_2S]^2 [Mols SO_2]} \left[ \frac{\pi}{Total} \right]^{3/x}$$

= P                      Partial                      press                      kpa

= π                      Total                      press                      kpa

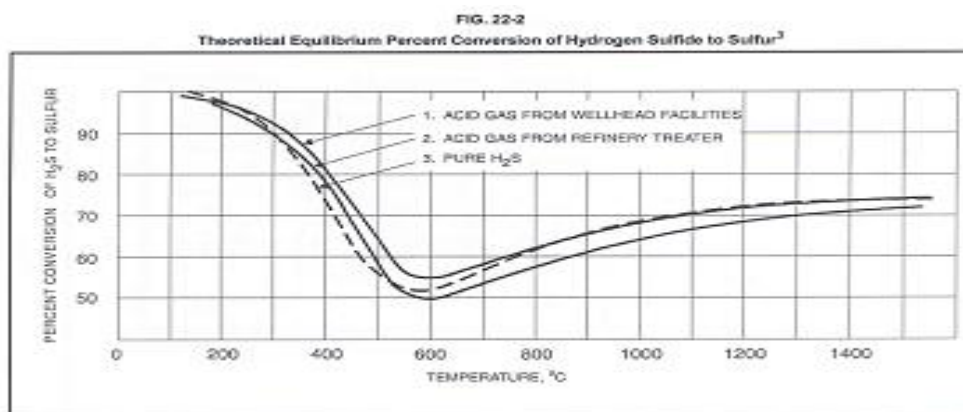


$$\Delta H \text{ a } 25^\circ\text{C} = -314500 \text{ KJ}$$



$$\Delta H \text{ a } 25^\circ\text{C} = -47500 \text{ KJ}$$

اگر به شکل (۱-۱) نگاه کنیم می بینیم فرایند تشکیل سولفور تابعی از دما می باشد.



شکل (1-1) مقایسه سولفید هیدروژن در گاز اسیدی با سه غلظت متفاوت و محدوده دمایی واکنش های کاتالیکی و حرارتی

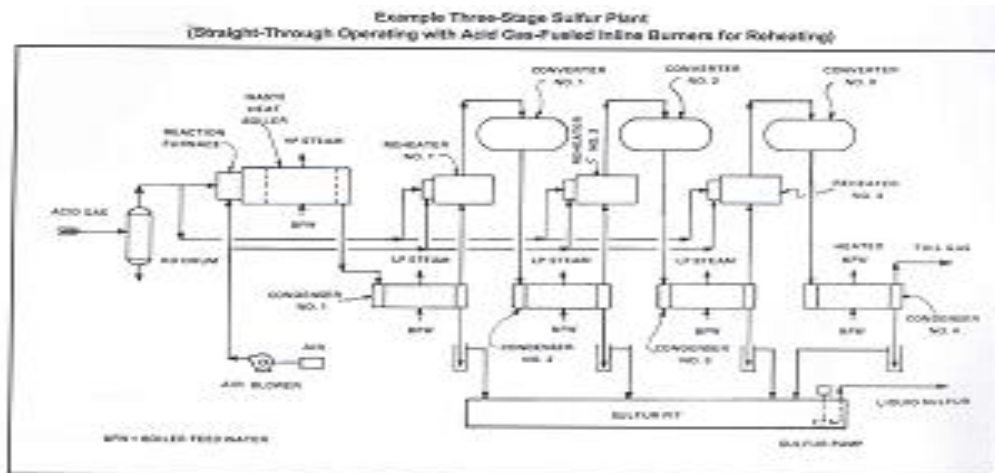
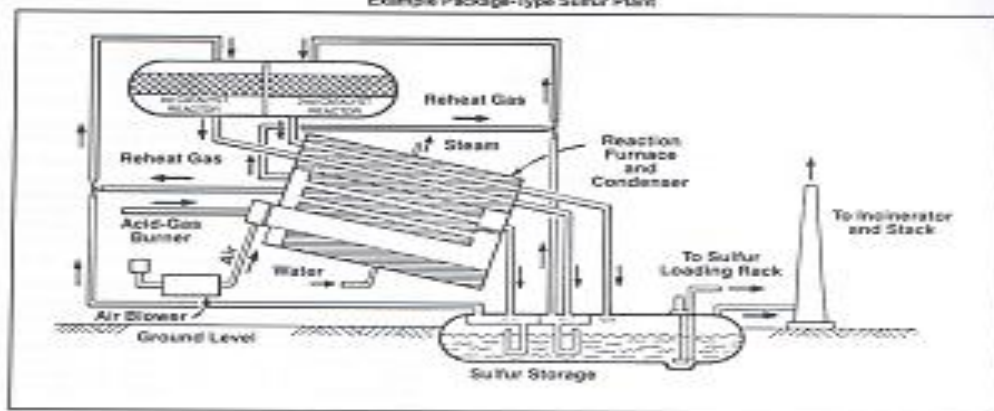


FIG. 22-4  
Example Package-Type Sulfur Plant



(1-2) شکل شماتیک ساده از واحد کلاوس

در شکل (1-1) گاز Acidgas با سه غلظت متفاوت همراه با نیدروکربن و عاری از آن مقایسه شده است.

در این نمودار می توان دید بهترین درجه تبدیل در شرایط کاتالیستی حدود  $310^{\circ}\text{C}$  و شرایط حرارتی حدود  $980^{\circ}\text{C}$  می باشد و خلوص گاز اسیدی رابطه مستقیمی با درجه تبدیل دارد. اما جهت جداسازی  $\text{S}_2$  از Acidgas، گاز در کندانسور با BFW تبادل حرارت کرده از Acidgas جدا می شود و گاز اسیدی قبل از ورود مجدد به راکتور با Hp steam گرم می شود. لازم به یاد آوری است که حدود ۴۵٪ سولفور مذاب در شرایط Thermal و بویلر تولید شده و ۵۵٪ باقیمانده در سه مرحله کاتالیستی تشکیل می شود.

یکی از فرایندهای اصلی قبل از واکنش کلاوس در اولین راکتور فرایند نیدرولیز می باشد.



جهت فرایند احتراق يك Blower که بسته به تعداد Convertor و حجم Acidgas براي واکنش ظرفیت این تجهیز محاسبه مي گردد. تشکیل محصولات جانبي ديگر نظير  $\text{CO}$  ,  $\text{CS}_2$  ,  $\text{COS}$  بستگی به مقدار  $\text{CO}_2$  همراه گاز اسیدی دارد.

ترکیبات ئیدرو کربني سنگین و نیترا تي بسیار سخت در واکنش سوختن وارد مي شوند و مي توانند باعث Deactive شدن bed ها شوند و اگر  $\text{SO}_2$  موجود در قسمت burner به  $\text{SO}_3$  تبدیل شود، مي توانند شدیداً باعث خوردگی Cooling Tube کندانسورها بشوند. توجه به Flame Stability از دو جهت مهم مي باشد. a) حداقل دما روي  $980^\circ\text{C}$  تنظیم شود تا Fluctuation شعله گرفته شود. b) کلیه ترکیبات مزاحم مانند سیانیدها و  $\text{CS}_2$  طی فرایند ئیدرولیز در ورودی به اولین راکتور به  $\text{H}_2\text{S}$  ,  $\text{CO}_2$  شکسته شده که در انتها به وسیله واکنش Claus به سولفور مذاب و بخار تبدیل شوند.

#### ۱-۲ استفاده از حرارت اضافی تولید شده در بویلر کوره واکنش

حرارت ناشی از فرایند سوختن به وسیله BFW در Tube side قسمت boiler گرفته و به بخار کم فشار 5.5 bar تبدیل مي شود و در سایر کندانسورها نیز به همین شکل با گازهاي حاصله از فرایند تبادل حرارت کرده و بخار LP و LLP تولید مي شود توجه شود عمل سرد شدن تا نقطه شبنم سولفور ادامه مي یابد.

همانطور که گفته شد حداقل دمای Acidgas در بدو ورود به اولین راکتور مي بایست بالاتر از  $230 - 260^\circ\text{C}$  باشد تا فرایند ئیدرولیز  $\text{CS}_2$  ,  $\text{COS}$  صورت پذیرد و واکنش Claus رعایت

گردد. جهت گرمایش Acidgas به اولین راکتور از Hot by pass استفاده مي شود که روشی مقرون به صرفه بوده و براحتی قابل کنترل مي باشد. در پالایشگاه سرخس به جاي Hot by pass از کوره که Fuel gas را مي سوزاند و با Acidgass تبادل حرارت کرده و دمای  $230 - 260^\circ\text{C}$  را تامین مي کند استفاده شده اگرچه کنترل این سیستم ساده تر است اما مشکلاتی نظیر تبدیل  $\text{SO}_2$  به  $\text{SO}_3$  و سولفات شدن کاتالیست ها به علت وجود  $\text{O}_2$  مورد نیاز واکنش سوختن نمایان خواهد



شد. لذا روش re heating با بخار HP به علت کاهش مشکلات تشکیل دوده و خوردگی کاتالیست ها مقرون به صرفه تر است.

Potential COS and CS<sub>2</sub> Formation in Claus Furnaces<sup>19</sup>

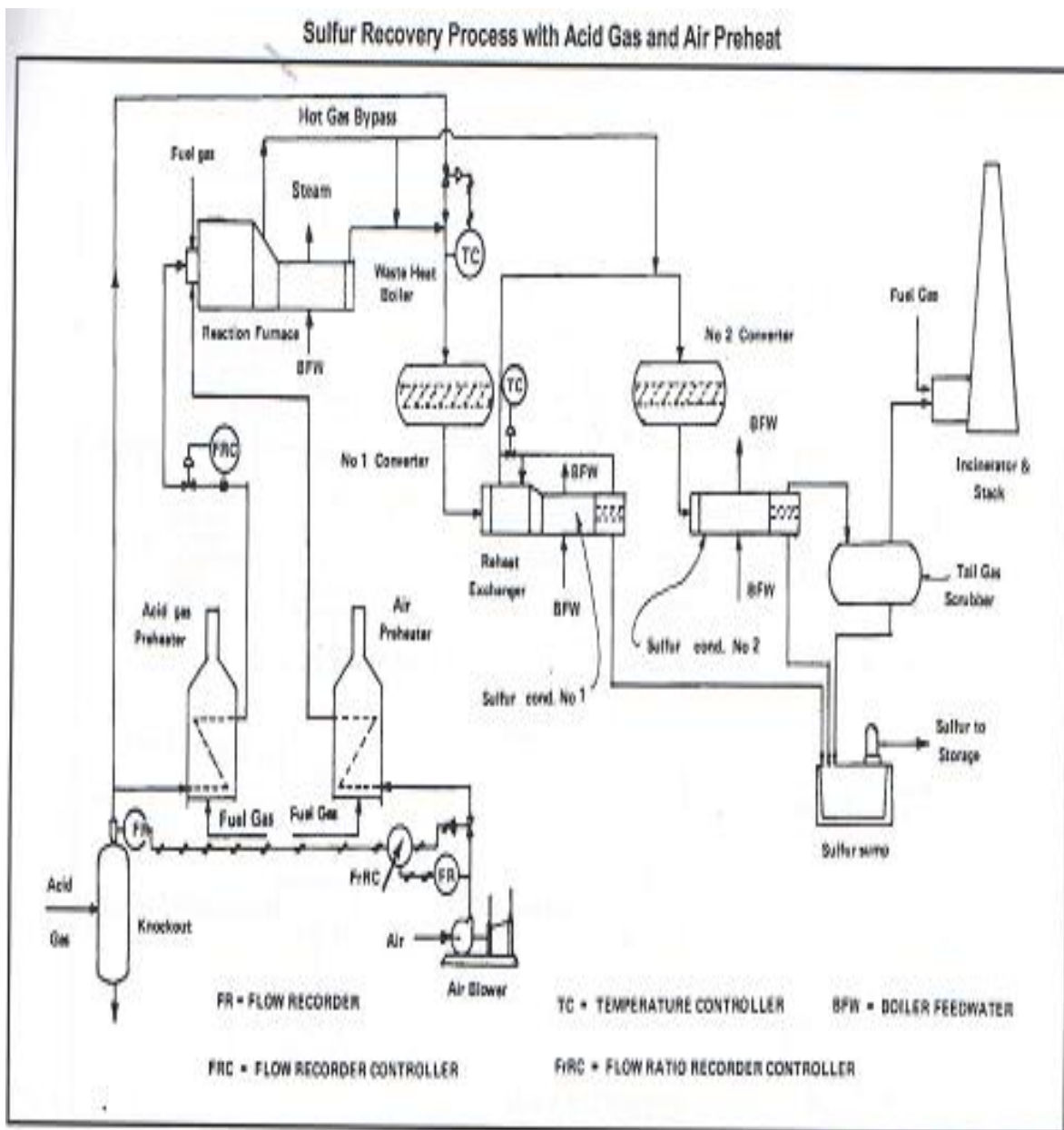
Feed composition, mol%				COS, CS <sub>2</sub> formation, % of sulfur in feed <sup>a,b</sup>
Hydrocarbon (as C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	Water	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	
0	6	4	90	0.5
0	6	14	80	1.5
0	6	24	70	2.5
0	6	34	60	3.5
0	6	44	50	4.5
0	6	54	40	5.5
0	6	64	30	6.5
0	6	74	20	7.5
2	6	4	88	2.0
2	6	14	78	3.0
2	6	24	68	4.5
2	6	34	58	6.0
2	6	44	48	7.0
2	6	54	38	9.0
2	6	64	28	11.0
2	6	74	18	14.0
4	6	4	86	3.5
4	6	14	76	5.0
4	6	24	66	6.0
4	6	34	56	8.0
4	6	44	46	10.0
4	6	54	36	12.0
4	6	64	26	14.0
4	6	74	16	18.0

<sup>a</sup> Maximum. Actual production varies with operating temperature and pressure, residence time, burner mixing and burner efficiency.

<sup>b</sup> Units feeding <30% H<sub>2</sub>S may operate other than "straight through," causing reduced COS and CS<sub>2</sub> production proportional to amount fed to main burner.

شکل (1-3) بررسی غلظت CO<sub>2</sub> و H<sub>2</sub>S در گازاسیدی و احتمال تشکیل CS<sub>2</sub> و COS در کوره واکنش

جدول فوق از فصل ۲۲ کتاب GPSA اتخاذ شده است.



شکل (1-4) شماتیک ساده از air و acid gas پیش گرمایش با کوره

### ۳-۱ بهره برداری از قسمت کاتالیستی واحد کلاوس

دمای ورودی به اولین راکتور همانطور که گفته شد بیشتر از دومین و سومین راکتور می باشد که علت این امر نیاز شدید واکنش های  $\text{COS}$ ،  $\text{CS}_2$  جهت نیدرولیز می باشد و دومین و سومین راکتور فقط دماهای  $195 - 230^\circ\text{C}$  نیاز دارند که به وسیله HP Steam میسر است از آنجایی که واکنش Claus و نیدرولیز گرما زاست اختلاف دمای اولین راکتور بین  $40 - 100^\circ\text{C}$  می باشد و

در راکتور دوم بین  $30^{\circ}\text{C}$  – 14 و نهایت آخرین راکتور به علت حجم کم واکنش بین  $8^{\circ}\text{C}$  – 3 می باشد.

#### ۴-۱ ملاحظات مکانیکی

از آنجایی که دمای محفظه احتراق بین  $980 - 1300^{\circ}\text{C}$  می باشد جداره داخلی کوره واکنش Refractory عایق کاری شده تا به Shell صدمه وارد نشود و همچنین نوع Boiler متصل به این کوره Fire tube بوده و بالای آن يك Steam drum تعبیه شده است. زمان اقامت همانطور که قبلاً گفته شد بسته به مقدار  $\text{H}_2\text{S}$  در خوراک تنظیم شده بین ۱-۵ ثانیه می باشد. با افزایش غلظت این زمان اقامت باید کمتر شود. جهت عایق داخلی کوره واکنش و کندانسورها و راکتورها باید به گونه ای باشد که دمای بالا و اثرات خوردگی  $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$  و یا  $\text{H}_2\text{S}$  را بتواند تحمل کند عموماً از ۹۰% – ۸۵ آلومینا استفاده شده و این ترکیبات به علت دانسیته پایین به راحتی با سیمان مخصوص روی جداره Shell چسبیده می شوند.

#### ۵-۱ توضیحاتی در مورد بهره برداری از Kettle type boiler

قسمت boiler کوره واکنش تعداد زیادی لوله که به پوسته Steam drum متصل می باشند به کار رفته جداره داخلی با سرامیک 3-10 mm و جداره خارجی تا حدود 15 mm پوشیده شده که از صدمه ای شعله مستقیم به آن می تواند وارد کند محافظت نماید. سایز Tube های داخل Reaction furnace حدود 50-150 mm بوده و جوشکاری اتصالات براساس استاندارد ASME بوده و نئیدرو تست نیز پس از نصب آنها داخل Boiler side صورت می گیرد. دبی گرمی سیال BFW داخل Tube حدود  $2 - 24 \text{ kg/s}$  می باشد. مزیت Boiler که به صورت Kettle type به کار رفته عبارتند از :

- هزینه نصب پایین تر
- استعداد خوبی که این نوع بویلرها در Load بالا دارند.
- این نوع (Kettle type) boiler تاریخچه خوبی از لحاظ عملکرد داشته اند.

#### ۶-۱ توضیحاتی در مورد سولفور کندانسورها

سولفور کندانسورها به صورت افقی و از نوع Kettle type می باشند. قطر Tube ها حدود 25mm بکار رفته و فاصله آنها 13 mm می باشد. به دلیل این که میزان تبادل حرارت آنها نسبت به Reaction کمتر بوده لذا هزینه ساخت و طراحی پایین تری دارند.

میزان دبی BFW داخل Tube ها حدود  $2 \text{ m}^2 - \text{s} / \text{kg} \sim 15 \sim 30$  و مقدار افت فشار مجاز برای

Tube حدود 2-4 kpa می باشد.

سولفور کندانسورها دارای دو مسیر temporary , main جهت خروج سولفور مذاب می باشند و دو انتهای کندانسور به صورت Cap مانند تا بازرسی فنی در زمان over hall امکان کار داشته باشد. فقط کندانسور اول می تواند بخار 140-700 kpa تولید کند و کندانسورهای دوم و سوم به صورت سیکل بسته steam تولید و مجدداً پس از کندانس شدن با Aircooler به Circulation و تبادل حرارت می پردازند.

#### ۷-۱ پیش گرمایش قبل از راکتورها

##### a) Hot gas bypass method

این روش همانطور که قبلاً گفته شد جهت پیش گرمایش گاز به اولین راکتور به کار می رود و به دلیل اینکه که اعظم واکنش نیدرولیز در این مرحله صورت می گیرد روش منطقی می باشد.

##### b) Direct inline Burner

در این روش Acidgas پس از عبور Tube side داخل یک کوره که با Fuel gas کار می کند تبادل حرارت و دمای  $280-300^\circ\text{C}$  ورودی به راکتور اول را برآورده می کند. این روش نسبت به روش قبل کمتر اقتصادی می باشد.

#### ۸-۱ محدودیت های میزان قطر بستر کاتالیستی

حجم گاز اسیدی که می توانند از سطح bed عبور کنند  $20-40 \text{ sm}^3/\text{hr}$  به ازای هر متر مکعب کاتالیست می باشد، به دلیل افت فشاری که این bed می تواند تولید کند قطر بستر کاتالیست نباید از 150-91.5 سانتی متر تجاوز و نوع کاتالیست از نوع آلومینای فعال شده ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) نوع grating که کاتالیست را Support می نماید. نوع جنس دیواره از Carbon steel و ضخامت آنها نیز از 75 mm تجاوز نمی کند.