



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ARAGÓN

**“DESCRIPCIÓN Y AUMENTO DE LA EFICIENCIA EN UNA
PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE”**

TÉSIS

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO MECÁNICO ELECTRICISTA
(ÁREA: MECÁNICA)**

PRESENTAN:

**HERNANDEZ VALENCIA ERICK ALEJANDRO
CEDILLO CASTAÑEDA LUIS ROBERTO**

ASESOR:

ING. ALFREDO MONTAÑO SERRANO

SAN JUAN DE ARAGÓN, EDO. DE MÉXICO 2012



FES Aragón



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



AGRADECIMIENTOS

Por: **Erick Alejandro Hernandez Valencia**

A la Gran Mujer de mi Vida “Mi Mami”

A ti principalmente quiero darte las gracias, a ti quien me dio la vida, a ti quien ha estado en los peores momentos que he vivido, más sin embargo no has dejado que me caiga o que me derrumbe, al contrario me has dado fuerzas de levantarme. A ti quiero darte las gracias por todos esos consejos, por esas alegrías, por esas lágrimas, que a pesar de lo que hemos vivido seguimos aquí cada día tratando de salir adelante.

Tu eres la principal quien me ayudo a culminar una carrera, a salir adelante en esta etapa de mi vida y a fijarme una meta, la cual es ser alguien grande, alguien exitoso, a ser alguien en la vida.

Hoy he culminado un ciclo gracias a ti, gracias a tus esfuerzos de sacarme adelante.

Te doy las gracias por los consejos hasta el día de hoy me sigues dando, te doy las gracias por haber enderezado mi camino, cuando me he desviado.

Sobre todo esto antes mencionado, quiero darte las gracias por estar conmigo a mi lado y por no dejarme en ningún momento, estoy infinitamente agradecido contigo “Mami”, contigo mamá.

Gracias por ser mi madre, Gracias a Dios por haberme permitido ser tu hijo.

TE AMO MAMI.

A mi Padre.

A ti quiero agradecerte esos consejos, los cuales me han ayudado demasiado para querer ser mejor cada día, y así de esta manera fijarme nuevas metas. Gracias por tu apoyo, gracias por todo lo otorgado hasta el día de hoy. Gracias a ti también por el apoyo otorgado durante mi carrera, ya que sin eso no hubiese sido posible la culminación de esta.

TE QUIERO PAPÁ



Así mismo quiero agradecer a mi familia, quienes también han sido parte de este logro, con quienes estoy agradecido por su apoyo, sus consejos, sus risas, sus alegrías, y también por estar conmigo cuando más lo he necesitado, a mis hermanos (Bruno, Álvaro), a mis tíos (Claudia, Sergio “El Mono”, Eva), que han vivido conmigo y saben del esfuerzo que se ha hecho. Gracias a ti Claudia, por esas tardes de consejos, cuando regresábamos juntos de trabajar, gracias por eso y mucho más. Gracias a ti Mono por haberme visto de pequeño y haber apoyado a mi madre y a mi cuando también más lo he necesitado. Gracias a ti Eva por tus consejos, por tu apoyo, gracias por decirme que es lo mejor en la vida. Gracias a mi Abuela (Alicia) que me ha visto desde pequeño, ella ha visto como he crecido, de mis triunfos, alegrías y fracasos. Gracias a mis amigos (Luis “El Loco”, Jorge “El Vans”, Daniel “El Bros”, Gil, los cuales ya forman parte de mi familia, mis hermanos) que conocí en la etapa de la universidad, gracias a cada uno de ellos por su amistad, apoyo y consejos en todo.

Muchas Gracias a todos mis seres queridos por apoyarme en la culminación de esta carrera. Gracias a todos por su amor, su amistad y por compartir momentos inolvidables en toda mi vida. Gracias a Dios por haberme dado la oportunidad de conocer personas maravillosas.

A la Ingeniería Silvia (La mejor ingeniera de PEMEX)

A usted quiero agradecer principalmente por el apoyo para la realización de esta tesis, ya que sin usted no hubiese sido posible hacerlo.

Quiero agradecer a Dios por la oportunidad de haber conocido a una persona tan grande, tan maravillosa, una persona que si quisiera describir me faltarían las palabras para terminar.

Quiero agradecer a ella por todos sus consejos, todas sus palabras de aliento, por todas esas mañanas cuando realizaba mi servicio social, quien trataba de enseñarme algo diferente cada día.

Quiero agradecer el apoyo y la confianza brindada, muchas gracias por esto y más.

Ingeniería usted es un ángel, el cual Dios me mando para poder guiarme y llegar a ser esa persona exitosa que quiero llegar a ser.

A la UNAM (FES Aragón)

Gracias a esta Máxima Casa de Estudios, sin ella no hubiera sido posible estudiar una carrera profesional. Gracias a esta FES Aragón donde forje un carácter, donde mis metas cada día fueron más claras, donde conocí personas increíbles, mis hermanos. Gracias por haberme enseñado lo poco que se hasta ahora. Estaré por siempre infinitamente agradecido con la UNAM.

Así mismo a todas esas personas que no he nombrado, Gracias.



Por: **Luis Roberto Cedillo Castañeda**

A mi madre

Gracias por haberme enseñado a nunca rendirme, ni bajar la mirada ante nadie, por estar conmigo en cada un de esos momentos en los cuales mi mundo se desbarataba, por esos sabios consejos que me das cada día, por tantas malas noches que te hice pasar, por ser mi gran ejemplo a seguir.

Solo me queda decir gracias mamá.

A mi viejo

Siendo aquel personaje de mi vida del que aprendí a siempre mirar mas arriba tener nuevos proyectos a futuro a nunca conformarme con lo que tengo. El mundo es tulló solo falta que lo tomes, una excelente frase para recordarte gracias por estar a mi lado.

A Carlos

No puedo decir mucho de ti que tu no sepas has sido el punto de equilibrio en mi vida, aquel de los grandes consejos, el que me ha enseñado a nunca ver grandes problemas si no pequeñas soluciones, aquel que le doy las gracias por ser quien soy, aquel que no ha permitido que pierda la mirada de la meta. Gracias por enseñarme a siempre cumplir mis objetivos y nunca perder el rumbo.

A Ruby

La gran persona en que me apoyo para marcar el ritmo de mi vida, la persona que nunca esta tan cansada por escuchar mis problemas, aquella persona que me apoyado sin prejuicio alguno gracias hermana.



ÍNDICE

OBJETIVO	I
INTRODUCCIÓN	II
JUSTIFICACIÓN	III
CAPITULO 1. GENERALIDADES	
1.1.- INTRODUCCIÓN	1
1.2.- COMPONENTES DE LA PLANTA	2
1.3.- RACIONALIZACIÓN DEL DISEÑO	2
1.4.- RECOMENDACIONES A CONSIDERAR EN LA OPERACIÓN DE UN PROCESO CLAUS DETERMINADO PARA LA UNIDAD RECUPERADORA DE AZUFRE No. 2, EN EL COMPLEJO PROCESADOR DE GAS MATAPIONCHE	5
1.4.1.- ¿POR QUE ES IMPORTANTE?	5
1.4.2.- PRINCIPIOS DEL CLAUS MODIFICADO	5
1.4.2.1.- GENERAL	5
1.4.2.2.- BÁSICO	6
1.4.2.3.- PLANTA CLAUS	8
1.4.2.4.- FACTORES QUE INFLUYEN EN LA RECUPERACIÓN DE AZUFRE	13
1.5.- PROCESOS DE CONTROL CLAUS	14
1.5.1.- GENERAL	14
1.5.2.- CONTROLANDO EL PROCESO CLAUS	14
1.5.3.- ENTENDIENDO EL PROCESO	15
1.5.4.- ECUACIONES DE REACCIÓN DEL PROCESO	16
1.5.5.- ECUACIONES DE RETROALIMENTACIÓN	17
1.5.6.- ESTRATEGIAS DE CONTROL	18
1.5.7.- CONTROL DE RETROALIMENTACIÓN	18
1.5.8.- IMPLEMENTACIÓN DE LOS LAZOS DE CONTROL	21
1.5.9.- CONTROL ALIMENTADO	22
1.5.10.- CONTROL DE RETROALIMENTACIÓN	22
CAPITULO 2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	
2.1.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PARA LA MEJORA DE LA UNIDAD RECUPERADORA DE AZUFRE No. 2	24
2.2.- DETALLES DEL PROCESO	26
2.3.- ETAPA TÉRMICA	26
2.4.- RELACIÓN AIRE GAS ÁCIDO	27
2.5.- HORNO DE REACCIÓN	31
2.6.- CALDERA DE CALOR RESIDUAL	31
2.7.- ETAPA DE CONVERSIÓN	32
2.8.- INCINERADOR/CHIMENEA	35
2.9.- FOSA DE AZUFRE	35
2.10.- MONITOREO DE EMISIONES DE SO ₂	36



CAPITULO 3. EQUIPOS MECÁNICOS INVOLUCRADOS EN EL PROCESO

3.1.- EQUIPO ESPECIAL	37
3.1.1.- HORNO DE REACCIÓN	37
3.1.1.1.- GENERALIDADES	37
3.1.1.2.- SISTEMA ELÉCTRICO DE CONTROL Y PROTECCIÓN	38
3.1.1.3.- SISTEMA DE CONTROL	38
3.1.1.4. CONDICIONES DE OPERACIÓN	38
3.1.1.5.- PROCEDIMIENTO RECOMENDADO PARA CURAR EL REFRACTARIO	38
3.1.1.6.- INSPECCIÓN DEL EQUIPO	39
3.1.1.7.- ALIMENTACIÓN DE GAS ÁCIDO	39
3.1.1.8.- PROCEDIMIENTO DE PARO	40
3.1.1.9.- SOPLADORES DE AIRE (C-1A/B)	41
3.2 REACTORES CATALÍTICOS	41
3.2.1. TEMPERATURA DE REACCIÓN	43
3.2.2. CONCENTRACIÓN DE LOS PRODUCTOS DE REACCIÓN	44
3.2.3.- ACTIVIDAD DEL CATALIZADOR	44
3.2.4.- FACTORES SECUNDARIOS QUE AFECTAN EL RENDIMIENTO DE LA REACCIÓN	44
3.2.4.1.- PRESIÓN	44
3.2.4.2.- DILUCIÓN DE GASES INERTES	44
3.2.5.- OPERACIÓN	44
3.2.6.- SISTEMA DE CONTROL	45
3.2.7.- ABSORCIÓN DE CALOR	46
3.2.8.- REJUVENECIMIENTO	46
3.3.- TIPOS DE CATALIZADORES	47
3.4. CONVERTIDOR DE CAMAS ΔT 'S	47
3.4.1.- CRITERIOS DE CAMBIOS DE CAMAS	48
3.5.- CONDENSADORES	49
3.6.- RECALENTADORES	52
3.7.- INTERCAMBIADOR DE CALOR	52
3.8.- QUEMADORES DE GAS COMBUSTIBLE EN LÍNEA – TABLA DE COLOR DE FLAMA	54
3.9.- RECIPIENTES (A PRESIÓN Y ATMOSFÉRICOS, DE PROCESO Y ALMACENAMIENTO)	55
3.9.1.- SEPARADOR DE GAS ACIDO (V-6)	55
3.9.2.- GAS DE COLA (SEPARADOR DE GAS DE COLA) (V-7)	56
3.9.3.- FOSA DE ALMACENAMIENTO DE AZUFRE (V-8)	57
3.9.4.- SELLO DE AZUFRE (E-7) [V-8B-5(E-7)]	58
3.9.5.- REACTOR CATALÍTICO (R-1)	59
3.9.6.- REACTOR CATALÍTICO (R-2)	60
3.9.7.- REACTOR CATALÍTICO (R-3)	61
3.9.8.- EDUCTOR DE SISTEMA DE BARRIDO (EV-1)	62
3.10.- BOMBAS Y SOPLADORES	63
3.10.1.- BOMBA DE ENVIÓ DE AZUFRE A AUTOTANQUES (P-5A)	63
3.10.2.- BOMBA DE ENVIÓ DE AZUFRE A AUTOTANQUES (P-5B)	64
3.10.3.- SOPLADOR DE AIRE DE COMBUSTIÓN (C1-A)	65
3.10.4.- SOPLADOR DE AIRE DE COMBUSTIÓN (C1-B)	66



3.11.- HORNOS Y CALENTADORES DE PROCESO	67
3.11.1.- INCINERADOR DE GAS DE COLA (I-1)	67
3.11.2.- UNIDAD RECUPERADORA DE CALOR (H-3B)	68
3.11.3.- CAMARA DE COMBUSTIÓN (H-3A)	69
3.11.4.- RECALENTADOR (H-4)	70
3.12.- INTERCAMBIADORES DE CALOR	71
3.12.1.- CONDENSADOR DE AZUFRE (E-5A)	71
3.12.2.- CONDENSADOR DE AZUFRE (E-5B)	72
3.12.3.- CONDENSADOR DE AZUFRE (E-7)	73
3.12.4.- CONDENSADOR DE VAPOR (E-8)	74

CAPITULO 4. PROCEDIMIENTO ANALÍTICO DE CONTROL

4.1.- RESUMEN DE PRUEBAS Y RESULTADOS DE OPTIMIZACIÓN	76
4.2.- LÍNEAS CON PUNTOS BAJOS	79
4.3.- RECOMENDACIONES TÉCNICAS PARA LA OPTIMIZACIÓN DE LAS PLANTAS RECUPERADORAS DE AZUFRE No. 2, PARA EL CUMPLIMIENTO DE LA NORMA NOM-137-SEMARNAT-2003	79
4.3.1.- PURGAS	86
4.3.2.- AIRE	86
4.3.3.- GAS DE COMBUSTIÓN	87
4.3.4.- CONSIDERACIONES GENERALES	87
4.3.5.- MEDIDOR DE OXIGENO	87
4.3.6.- VAPOR DE BAJA	87
4.3.7.- ANALIZADORES	87
4.3.8.- VENTILACIÓN	87

CAPITULO 5. CRITERIOS DE VENTILACIÓN, RECOMENDACIONES Y CONSIDERACIONES DE SEGURIDAD

5.1.- CRITERIOS DE VENTILACIÓN	89
5.2.- RECOMENDACIONES	89
5.3.- CONSIDERACIONES DE SEGURIDAD	90
5.3.1.- ACIDO SULFÚRICO	90
5.3.2.- ANHÍDRIDO SULFUROSO (SO ₂)	92
5.3.3.- AZUFRE FUNDIDO	94

CAPITULO 6. ANEXOS

6.1.- PLANOS DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA	
6.1.1. A-300-01 PLANO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (37.2 TON./DIA)	96
6.1.2.- A-300-02 PLANO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (37.2 TON./DIA)	97
6.1.3.- A-100-1 DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO	98
6.1.4.- A-100-2 DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO	99
6.2 GLOSARIO	100
6.3 NORMA OFICIAL MEXICANA NOM-137-SEMARNAT-2003	102



CAPITULO 7. CONCLUSIONES	104
BIBLIOGRAFÍA	106



OBJETIVO

A través de esta tesis se pretende encontrar la solución económica, política y social a la problemática existente en la Planta Recuperadora de Azufre N° 2 la cual consiste en aumentar la eficiencia actual ya que por mínimo se requiere una eficiencia del 96% establecida en la NOM-137-SEMARNAT-2003 considerando el desgaste generado por el uso de la misma y analizar la posibilidad de componentes nuevos.

Se realizará una descripción a detalle el cual describa las funciones principales de la planta esto con el fin de ubicar con claridad las zonas con mayor desgaste por su alta incidencia con el material a recuperar.

Se analizara la posibilidad de convertir esta planta con un funcionamiento basado en el proceso Claus a súper Claus. El cual se puede lograr aumentando el numero de componentes en la misma para una pureza mayor del azufre.





INTRODUCCIÓN

El ámbito de aplicación y de utilidad de la ingeniería mecánica es muy amplio a tal grado que se afirma, sin temor a equivocarse, que de no existir ingenieros mecánicos en diferentes áreas no se tendría desarrollo industrial o estaría muy limitado, ya que es una rama que aplica las ciencias exactas, específicamente los principios físicos, termodinámica, mecánica, ciencia de los materiales, mecánica de fluidos y análisis estructural para el diseño y análisis de diversos elementos usados en la actualidad, tales como maquinaria con diversos fines (petroquímicos, térmicos, hidráulicos, de transporte, de manufactura, entre otras aplicaciones). La evolución del conocimiento, la ciencia y la tecnología han permitido darle mayor optimización a su uso; más aún, para cada tipo de instalación se requiere atender las especificaciones normativas a fin de garantizar una instalación adecuada.

En este contexto las instalaciones referidas al control de combustibles se consideran con instalaciones especiales toda vez que debe existir la garantía de que no presentaran daño que puedan poner en peligro al propio combustible y lo más importante a las personas y a sus bienes.

Por lo anterior, el diseño de la modernización de una planta recuperadora de azufre, la cual se describe en este trabajo, requiere de atender plenamente la normatividad establecida, para ellos las normas NOM-137-SEMARNAT-2003, códigos ASME y ANSI, así como diferentes normas de referencia (NRF) utilizadas por Pemex.

La Planta Recuperadora de Azufre No.2 está ubicada en el Área No. 2 del Complejo Procesador de Gas Matapionche fue diseñada por Black-Sivals & Bryson para operar en el C.P.G. Totonaca en 1978, y trasladada para operar en el C.P.G. Matapionche en diciembre de 1988. Actualmente la Planta es operada con instrumentación neumática y con controladores unilazo, los cuales ya son obsoletos y no cumplen con los requerimientos de control y automatización.

El proceso Claus modificado con que cuenta la Planta consiste de una etapa térmica, seguida por 2 etapas de reacción catalíticas (R-1 y R-2), con su correspondiente sistema de condensación para la remoción de azufre, el azufre líquido recuperado tiene una pureza del 99.9%. El proceso fue diseñado para producir 37.2 TPD de azufre, actualmente tiene una eficiencia de recuperación de azufre de entre el 93% y el 94% con la composición actual de gas ácido.

La Planta Recuperadora de Azufre consta básicamente de las siguientes etapas:

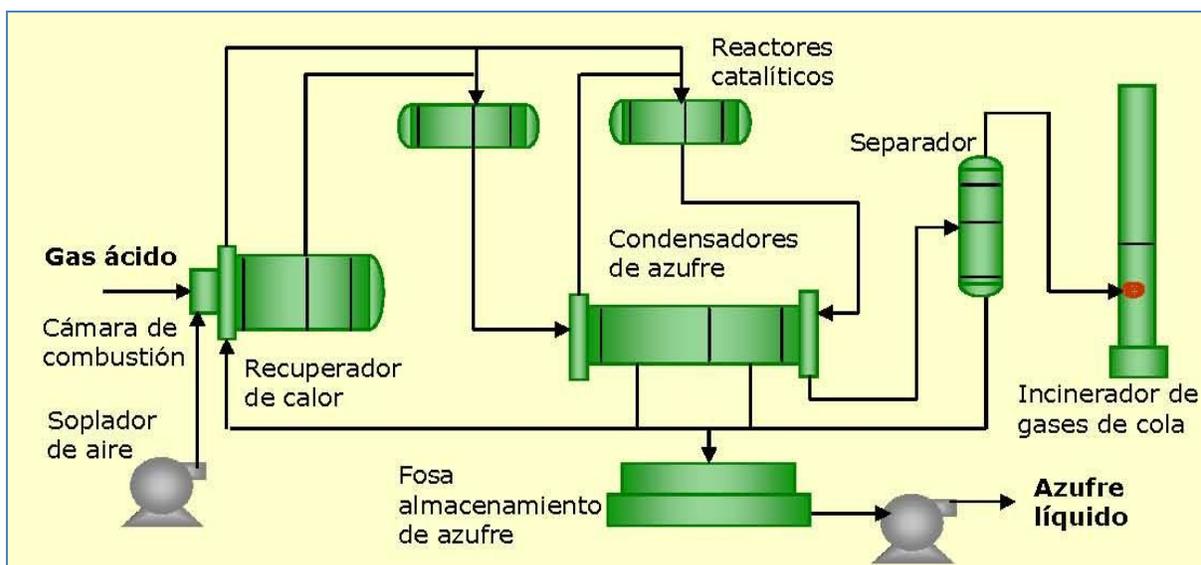
- Cámara de Combustión y Generación de Vapor
- Reactores Catalíticos
- Condensadores de Azufre
- Almacenamiento de Azufre
- Incineración de Gases Residuales





- Área de llenado de semirremolques térmicos

A continuación en la siguiente figura se aprecia de manera esquemática el proceso con que actualmente opera la Planta.



El gas ácido proveniente de la Planta Endulzadora de Gas No. 2 se envía a la Planta Recuperadora de Azufre N° 2, donde inicialmente se efectúa la separación definitiva de los líquidos arrastrados por el gas; los gases ácidos se mezclan con aire suministrado por los sopladores para quemar una tercera parte del H₂S en la cámara de combustión H3-A que actúa como un reactor no catalítico de alta temperatura y los productos de esta reacción pasan a la Unidad Recuperadora de Calor (URC) H3-B en donde la mayor parte del calor producido por la reacción se aprovecha para generar vapor de 3.2- 3.5 kg/cm².

El Azufre condensado en la URC (H3-B) se envía a la fosa de almacenamiento de Azufre V-8 y los gases se recalientan desde 190-205°C hasta 230-240°C con gases de 580-610°C del by-pass (gases calientes) de la URC, a esa temperatura los gases entran al primer reactor catalítico; aquí se lleva a cabo una conversión del 30-40% basada en el H₂S total, los gases del primer reactor se enfrían a aproximadamente 140-160°C por medio de generación de vapor en el condensador de Azufre E-5 y el Azufre condensado se envía a la fosa de almacenamiento de Azufre V-8. Los gases restantes se recalientan a 215°C con gas caliente de la cámara de combustión H3-A y entran al segundo reactor catalítico; el efluente gaseoso del reactor se enfría hasta 140-160°C por generación de vapor en el condensador de Azufre E-5 A/B, el Azufre se envía a la fosa de almacenamiento V-8 y los gases remanentes al Incinerador I-1 después de pasar por un lavador del gas residual V-7 en el cual se le separa cualquier residuo de Azufre líquido que haya sido arrastrado por los gases residuales.



Capítulo I, con una descripción de los aspectos generales del proyecto, ubicación geográfica, área física, así mismo una descripción del funcionamiento del proceso Claus, el cual es el responsable del diseño de la planta.

En el Capítulo II, se hace una descripción del proceso requerido para atender la parte del funcionamiento de este proyecto de modernización.

En el Capítulo III se mencionan los equipos mecánicos los cuales se involucran en el proceso, para el buen funcionamiento de la planta recuperadora de azufre, considerando cada uno de ellos.

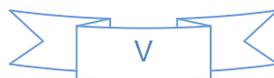
En el Capítulo IV se contempla el resumen de algunas pruebas hechas a la planta y los resultados de optimización, así como las recomendaciones técnicas para la optimización de las plantas recuperadoras de azufre, para el cumplimiento de la norma NOM-137-SEMARNAT-2003.

Finalmente en el Capítulo V se hará mención sobre los criterios de ventilación, recomendaciones y condiciones de seguridad para el buen funcionamiento de la planta y de diferentes fluidos utilizados en el proceso.



JUSTIFICACIÓN

Debido a la obsolescencia tecnológica y la baja eficiencia de recuperación de azufre, (menor a 96%) los altos costos operativos y la inestabilidad en la operación de la misma, Pemex Gas y Petroquímica Básica ha planeado llevar a cabo la modernización de dicha Planta, para lograr la confiabilidad operativa de los equipos críticos en ese proceso y asegurar el cumplimiento ambiental de la Norma NOM-137-SEMARNAT-2003, "Contaminación atmosférica.- Plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos.- Control de emisiones de compuestos de azufre" emitida en el Diario Oficial de la Federación el Viernes 30 de Mayo de 2003; lo anterior mediante el reemplazo de equipos o sistemas existentes obsoletos tecnológicamente por adquisición de equipo nuevo ó que requiera modificación para lograr la modernización de la planta.





CAPÍTULO 1

GENERALIDADES

1.1. INTRODUCCIÓN

El Complejo Procesador de Gas Matapionche se encuentra localizado en el Km. 6 de la carretera El Moralito-Cotaxtla en el municipio de Cotaxtla, Veracruz; en él se localizan las Plantas Endulzadoras de Gas y Recuperadoras de Azufre I y II, figura 1.1.

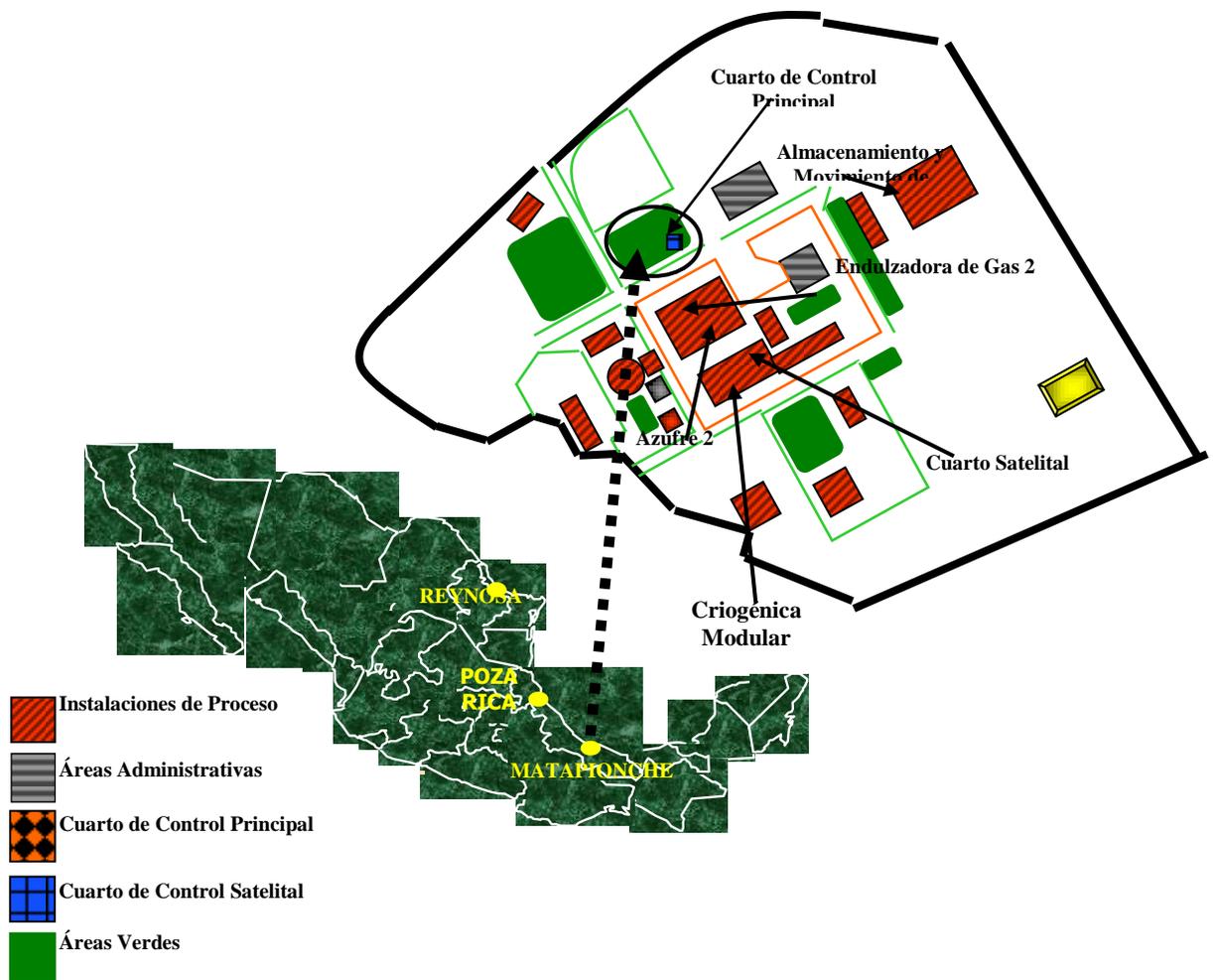


Figura 1.1. Plano de Localización General del CPG Matapionche

La planta de Azufre No. 2 existente en Matapionche es una unidad Claus modificada de dos etapas, la cual usa un bypass de gas ácido (alrededor del quemador principal H-3A, Horno de Reacción o HR) para conseguir una temperatura de flama mayor a 900°C y mantener una flama estable en el quemador principal, usa un bypass de gases calientes



(desde el primer paso del Recuperador de Calor, H-3B) para recalentar los gases ácidos que son enviados a los Reactores Catalíticos-Claus (R-1 y R-2).

La Unidad Recuperadora de Azufre fue diseñada originalmente por BS&B para alcanzar más del 90% de recuperación de azufre, partiendo de una corriente de gas ácido con 34.5 t/d (33.9 LTPD) de azufre y teniendo un contenido de H_2S de 21.4% (base seca), a una presión de 0.53 kg/cm² (g) y una temperatura de 49°C. La eficiencia óptima de recuperación calculada por BS&B, fue de 95.27% para esta Unidad Recuperadora de Azufre (SRU) a esas condiciones de alimentación.

Este hecho da como consecuencia tener altas emisiones de bióxido de azufre a la atmósfera, las cuales son dos veces superiores al estándar establecido en la NOM-137-SEMARNAT-2003, ocasionando la formación de la llamada lluvia ácida, la cual genera corrosión en materiales, así como contaminación de campos de uso agropecuario.

1.1 COMPONENTES DE LA PLANTA.

La Planta Recuperadora de Azufre consta básicamente de las siguientes secciones o etapas:

- Cámara de Combustión y Generación de Vapor
- Reactores Catalíticos
- Condensadores de Azufre
- Almacenamiento de Azufre
- Incineración de Gases Residuales
- Área de llenado de auto tanques térmicos

1.2 RACIONALIZACIÓN DEL DISEÑO

La Planta de Azufre No. 2 requiere de modificaciones, remplazos así como de reparaciones.

a. Sistema de control

La planta requiere lazos operativos para poder actuar bajo controles automáticos, es imposible para la planta mantener la relación de control óptima, dando esto como resultado una pérdida en eficiencias. Las cargas normales en el gas ácido de alimentación, (Ejemplos: Concentraciones de H_2S , contaminantes, etc.) y los rangos de flujos ocurrientes deben de ser continuamente monitoreados y automáticamente ajustados para poder mantener a la planta en operación estable a un rango deseable.

Las pruebas de desempeño muestran claramente que la planta de azufre está operando dentro de los rangos de igual forma demuestra “cambios” constantes en la relación gas ácido – aire.

Conforme los operadores tratan de hacer su máximo esfuerzo para lidiar con los cambios repentinos en modo manual. Las pruebas indican que la planta está operando normalmente en “exceso de aire”, ya que esta es la dirección más segura para operar si no se puede llegar a la relación adecuada. Trabajar con altas concentraciones de H_2S , a través del proceso lo cual nos lleva a condiciones peligrosas de explosividad. Se requiere de un control de carga al frente y de retroalimentación esto es crítico para cualquier



planta de azufre así como de su diseño para lograr confiabilidad, seguridad, con alta conversión y eficiencia, considerando que esto no es posible hacerlo de forma manual.

b. Quemadores

Los Quemadores HEC de diseño y combustión inteligente junto con un gas combustible de buena calidad así como los cuidados en los controles de relación aire-gas ácido, son pasos críticos durante los arranques de planta para prevenir daños al catalizador debido al carbón que se puede depositar así como de las formaciones de sulfatos. Todo esto lleva a acortar la vida del catalizador, esto incluye la pérdida de eficiencia de recuperación, y a una pérdida de capacidad debido al incremento de presiones hidráulicas y pérdidas totales de flujo.

La implementación de un buen diseño de un buen quemador también ayuda a incorporar vapor moderador esto permite controlar las temperaturas para prevenir temperaturas extremas dañinas.

El utilizar un quemador de alta intensidad, será muy importante para asegurar la mezcla adecuada.

En Matapionche, con la configuración actual y su arreglo de diseño, de flujo dividido hacia los reactores, se recomienda utilizar un quemador de alta intensidad tipo HEC, esto asegura la mezcla adecuada y las temperaturas requeridas para poder lograr la combustión del gas ácido que entra a la cámara de reacción corriente abajo con relación al quemador. Aun así una combustión pobre con pérdida de eficiencias de conversión, en esta corriente de gas ácido con dirección río abajo puede crear un "punto de calor" el cual puede dañar el refractario y/o al ladrillo de alta temperatura y pudiendo ocasionar una falla en el acero al carbón como ya ocurrió en uno de los reactores del CPG Matapionche de la planta recuperadora de Azufre No.2

c. Diseño tipo Claus de tres camas catalíticas.

La planta actual de dos etapas no cuenta con la capacidad de lograr las eficiencias de recuperación deseada por Pemex. Para lograr la meta de eficiencias requeridas, la configuración existente de la planta tendrá que ser modificada de un diseño de dos etapas a uno de tres.

Esto significa añadir un tercer convertidor catalítico completo junto con los calentadores necesarios, así como sus condensadores con todos y los sellos de azufre, sus bajantes y conexiones a la fosa, etc.

Durante la ingeniería de detalle las modificaciones puntuales y conexiones a los trenes existentes, deberán de estar plasmadas en el plano de Localización general de la planta, incluyendo los cambios en el separador final.

El diseño propuesto de modernización, considera el instalar una nueva tercer etapa la cual incluye un reactor catalítico nuevo, así como un condensador con todo lo necesario para su interconexión, con el fin de poder modificar la capacidad de la unidad de manera sencilla y económica usando las instalaciones existentes de acuerdo a las necesidades y poder convertirse en un proceso súper CLAUS, en el momento en el que la norma se vuelva más estricta con una exigencia de eficiencias de recuperación mayores al 96%.



Súper CLAUS tiene múltiples variantes de configuración para lograr diferentes eficiencias en el rango de 98.5% a 99. %.

d. Analizadores ambientales y proceso.

Una parte crítica del sistema de control de la planta recuperadora de Azufre No. 2 son los analizadores pues deben de ser continuos, de alta precisión y de rápida respuesta, con un alto grado de confiabilidad.

La planta recuperadora de Azufre No. 2 requiere una red (Network) completa de analizadores, que comprende: analizador de H₂S de gas ácido, un sistema DAD/ SO₂ a la salida de la caldera de vapor del condensador y un analizador de gas de cola H₂S, SO₂ relacionador de demanda de aire es requerido, así como un monitor de emisiones de SO₂ instalado en la chimenea del incinerador.

e. Ventilación de fosa

El sistema de ventilación es una fuente secundaria de emisiones de SO₂ a la atmósfera y una fuente de emisiones de H₂S al área de trabajo convirtiéndola en un área peligrosa para el personal de la planta.

El sistema de ventilación requiere reparaciones y una tubería de interconexión para que el SO₂ y el H₂S puedan ser barrido de las fosas y descargados hacia el incinerador por seguridad logrando una combustión apropiada de los mismos.

La combustión de estos gases de azufre no incrementa el total de emisiones de SO₂ de la planta, debido a que estos gases ya están entrando a la atmosfera directamente desde el área de las fosas.

f. Modificaciones al incinerador de la chimenea.

La Norma Oficial Mexicana NOM-137-SEMARNAT-2003 obliga al uso de medidores másicos de emisiones de SO₂ y su monitoreo permanente mediante un sistema indicado por la norma con una confiabilidad de mínimo el 95%, la chimenea requiere modificaciones que incluyen la instalación de puertos de muestreo e instalaciones eléctricas para poder efectuar la evaluación requerida con objeto de obtener una medición exacta de la velocidad de los gases en la chimenea, (típicamente a una distancia de 8 diámetros (de la tubería) del último disturbio o cambio de flujo corriente arriba y 5 diámetros (de la tubería) de cualquier disturbio de flujo corriente abajo).

Ya que las mediciones se llevan a cabo mediante elementos primarios de medición, también estos son inspeccionados por los auditores ambientales, por lo tanto se requiere de escaleras y plataformas de trabajo, las cuales también deberán ser instaladas.

g. Nuevos elementos.

Existen diversos elementos de monitoreo y medición que son vitales y que dan confiabilidad a la operación de las plantas recuperadoras de azufre, los cuales son requeridos y deberán de ser instalados. Estos incluyen equipos tales como monitores, controles de flama, detectores IR, indicadores de temperatura y mirillas con sistemas de



purga. Se deberán instalar termopares con sensores de multi-elementos en las camas catalíticas, varios medidores de flujo, así como mejorar e implementar válvulas de cierre hermético (ESD).

1.3 RECOMENDACIONES A CONSIDERAR EN LA OPERACIÓN DE UN PROCESO CLAUS DETERMINADO PARA LA UNIDAD RECUPERADORA DE AZUFRE No. 2 en el complejo procesador de gas Matapionche

1.3.1 POR QUE ES IMPORTANTE?

¿Por qué PEMEX Gas y en específico el Complejo Procesador de Gas Matapionche, lleva a cabo este proceso de mejoras y por qué es tan importante?

La respuesta es simple “Para asegurar que las instalaciones cumplan con las **NORMAS AMBIENTALES**”.

En el 2003, el Gobierno de México publica una nueva norma ambiental (NOM-137-SERMANAT-2003), la cual hace mandatorios los requerimientos para las plantas recuperadoras de azufre con la obligación de recuperar como mínimo el **noventa y cinco (95%)** en base continua de azufre.

Hoy en día la Planta Recuperadora de Azufre No. 2 de Matapionche está incumpliendo la norma al promediar una eficiencia de recuperación azufre en la Planta de 80%

Esta sección de la norma indica que PEMEX en el complejo Procesador de Gas Matapionche es responsable de monitorear y mantener un historial de las emisiones de SO₂, así como de la eficiencia de la recuperación de azufre de manera continua, minuto a minuto. La evaluación de la conformidad se llevará a cabo con base en la auditoria marcada por la norma, considerando que la Planta Recuperadora de Azufre será auditada por lo menos un mes al año por un tercero o compañía de muestreo, utilizando la metodología establecida en la propia norma. Así como inspecciones periódicas por parte de la SERMANAT para certificar la exactitud de los reportes por parte de PEMEX CPG Matapionche.

Por tanto, la Planta Recuperadora de Azufre No. 2 en Matapionche tendrá que ser modernizada y modificada para poder lograr un mínimo de 96% de eficiencia de recuperación de azufre, de igual forma la operación y el programa de mantenimiento deberán ser optimizados para asegurar la confiabilidad de la operación en las plantas cumpliendo así con la regulación ambiental.

1.3.2 PRINCIPIOS DEL CLAUS MODIFICADO

1.4.2.1 General

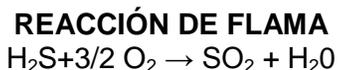
Es muy importante el conocimiento certificado del Proceso CLAUS, para lograr esto es vital el entrenamiento. Para operar una Planta Recuperadora de Azufre a niveles altos de eficiencia y poder lograr la confiabilidad requerida, se necesita conocer a fondo el proceso CLAUS.



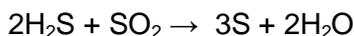
1.4.2.2 Básico

El proceso Claus es el proceso que mejor se utiliza en la producción de azufre en toda la industria. Se utiliza una versión modificada de un proceso que se utilizó por primera vez en 1883.

Su aplicación es mayormente en la producción de azufre partiendo de la corriente de gas ácido con contenidos de H₂S en los rangos de 20% a 100%. El primer paso en el Proceso Claus es el de contactar con la etapa de oxidación-libre de 1/3 del H₂S a SO₂ en el horno de reacción:



El SO₂ y lo que resulta de H₂S pasa la reacción CLAUS en el horno de reacción y a una serie de reactores catalíticos:



Existen diferentes variantes del proceso Claus con las más comunes siendo los de diseño directo y los flujos divididos. La elección del más adecuado depende de la composición de los gases de alimentación junto con el contenido de H₂S en la corriente del gas ácido, siendo esta la variable más importante.

Tabla 1 Contenido de H₂S

Contenidos de H ₂ S	Método
55-100	Directo
30-35	Directo o directo con gas ácido y/o aire precalentado
15-30	Flujo dividido o directo con alimentación y/o aire precalentado
10-15	Flujo dividido con gas ácido y/o aire precalentado
5-10	Flujo dividido con combustible agregado o con gas ácido y aire precalentado u oxidación directa o azufre reciclado.
<5	Reciclado de azufre o variaciones de oxidación directa a otro tipo de recuperación de azufre.

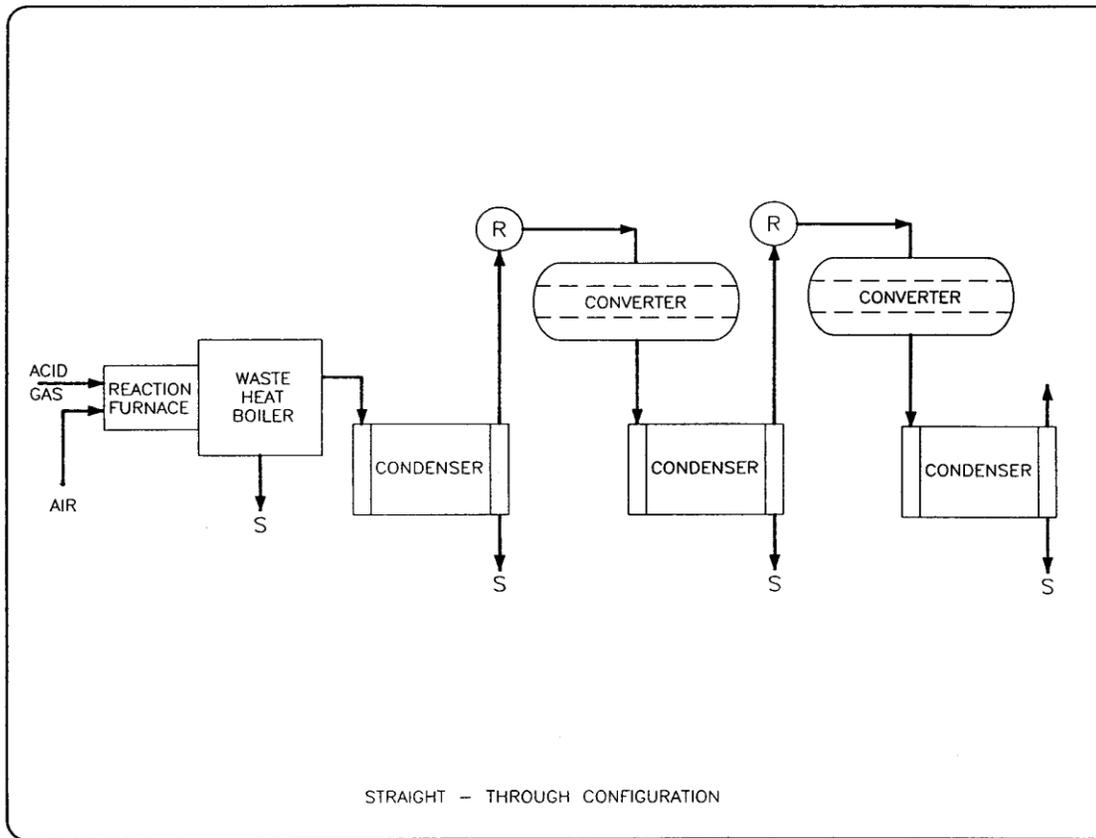


Figura 1.2. Configuración directa utilizada cuando el contenido de H_2S es mayor de 50%

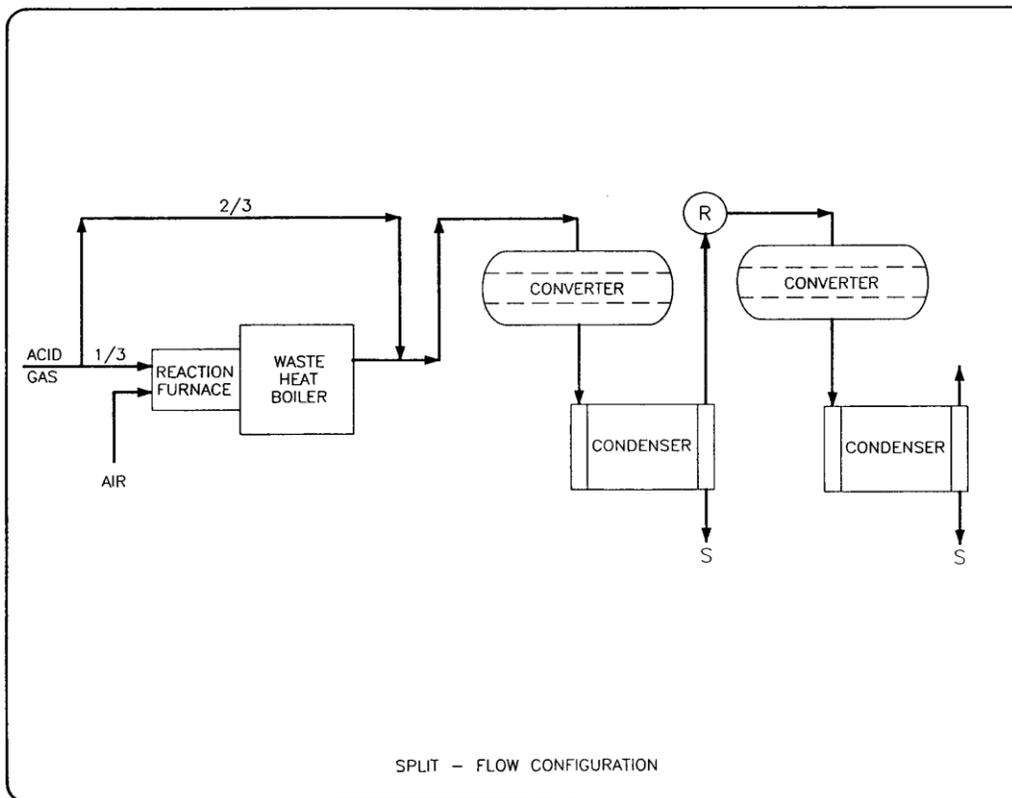
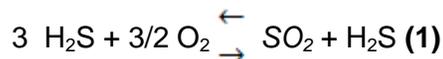


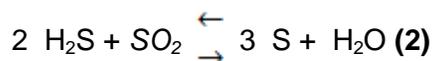
Figura 1.3. Flujo dividido utilizado normalmente cuando H₂S esta entre 30% al 50%
(Sin pre-calentamiento de gas ácido o aire)

1.3.2 Plantas Claus

El ácido Sulhídrico (H₂S) en la corriente del gas ácido se convierte a azufre elemental en las Plantas CLAUS. El dióxido de carbono en la corriente de gas ácido es inerte y fluye a través de la planta de azufre sin cambios. Existen dos reacciones principales en la planta de azufre. La primera reacción es la combustión de un tercio de H₂S para dar como resultado bióxido de azufre (SO₂) como:



Esta reacción se lleva a cabo en el horno de reacción al suministrar suficiente aire de combustión para quemar 1/3 del H₂S una vez que el SO₂ se presenta, las altas temperaturas en el horno de reacción promueven la segunda reacción.



El azufre producido por tal reacción está en la fase de vapor y deberá ser removido de la corriente de gas. El procedimiento es completado al enfriar el gas hasta que el azufre se



condense a un estado líquido. El calor es removido del gas generando una corriente en los desechos de la caldera de calefacción y el primer condensador. El azufre es colectado en descargas de líneas líquidas y es enviado al tanque de almacenamiento líquido de azufre.

La reacción del ácido sulfhídrico (H_2S) con el dióxido de azufre (SO_2) va a cerca de un 60% en el horno de reacción. Esto no es lo suficiente para recuperar todo el azufre, en adición el proceso de la corriente de azufre deberá ser llevado a cabo.

El gas sale de la caldereta y/o del primer condensador ya no está lo suficientemente caliente para reaccionar más así que es necesario que se recaliente. La temperatura ahora requerida ahora no es tan alta como en el horno de reacción, ya que ahora utilizamos un catalizador en las reacciones subsecuentes.

Muchos métodos diferentes o tipos de recalentamiento son posibles. El gas caliente puede ser by paseado de la caldereta y mezclarse con el vapor efluente del condensador la corriente de vapor (este es el caso de Matapionche). Como medida alternativa el gas ácido pudiese ser by paseado y quemado en recalentadores, mezclando el gas resultante con los efluentes de la corriente del condensador. En algunas plantas utilizan gas endulzado como combustible para recalentar en vez del gas ácido, y otros utilizan como alternativa el recalentamiento indirecto con gas / o intercambiadores de calor o intercambiadores de calor a base de vapor.

Una vez que la corriente de gas de azufre ha sido recalentada, pasa por un reactor catalítico y a través de una cama catalítica apropiada en donde la segunda reacción continúa. ($2H_2S + SO_2 \rightarrow 3S + 2H_2O$). De nueva cuenta se enfría el gas en un condensador para producir azufre líquido y el proceso se repite.

Existen de 2 a 4 recalentamientos, puntos catalíticos, en una unidad CLAUS. El uso de 2 a 4 etapas resultara en la remoción completa del azufre en un rango aproximado de 93% a 97%.

El gas de cola que sale del condensador final de la planta puede fluir a través de un separador para quitar los arrastres de azufre o pasar directamente al incinerador térmico en donde todo el azufre remanente y sus derivados son oxidados a SO_2 y venteados a la atmosfera a través de la chimenea de la planta.

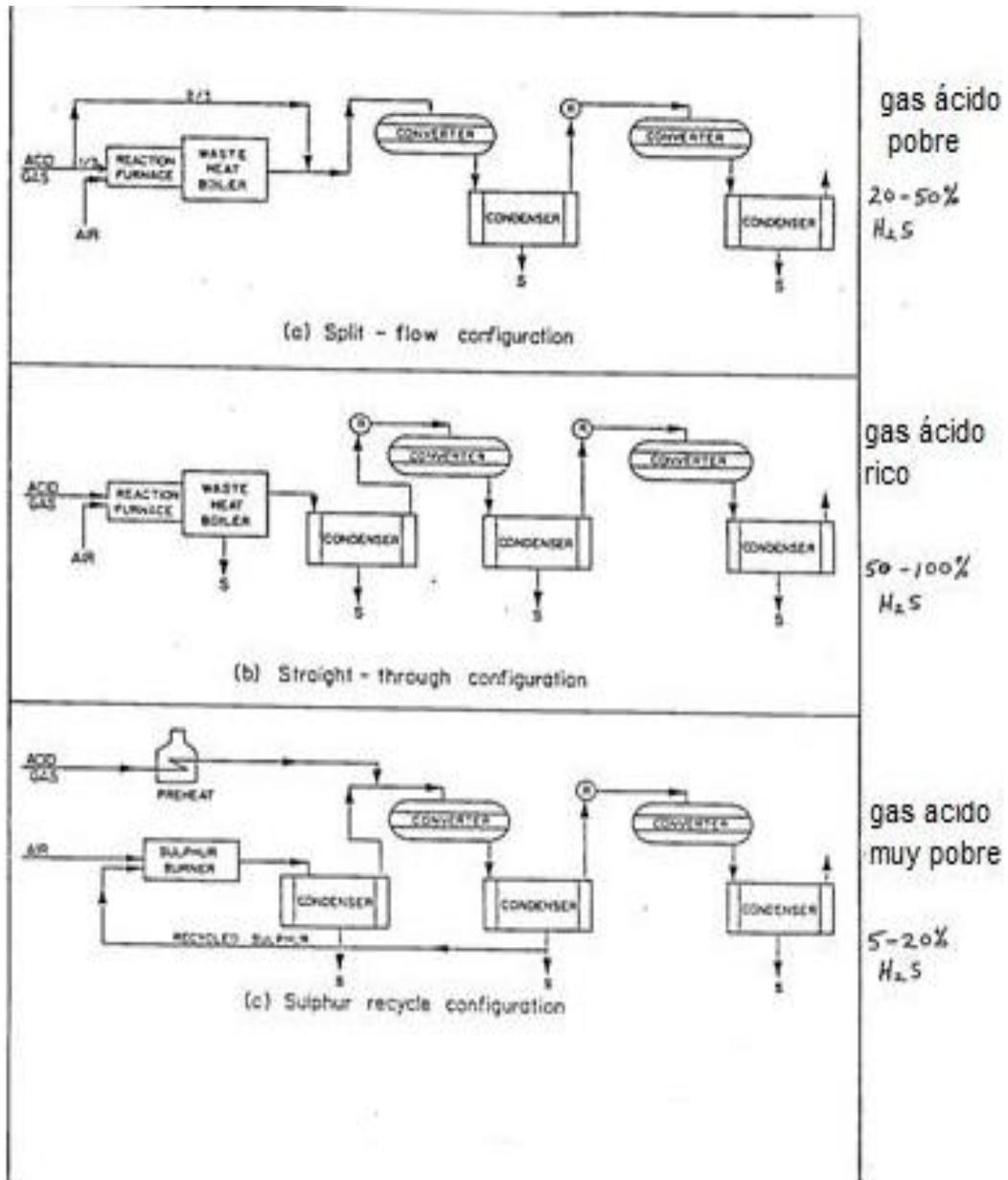


Figura 1.4. Configuración del proceso Claus.

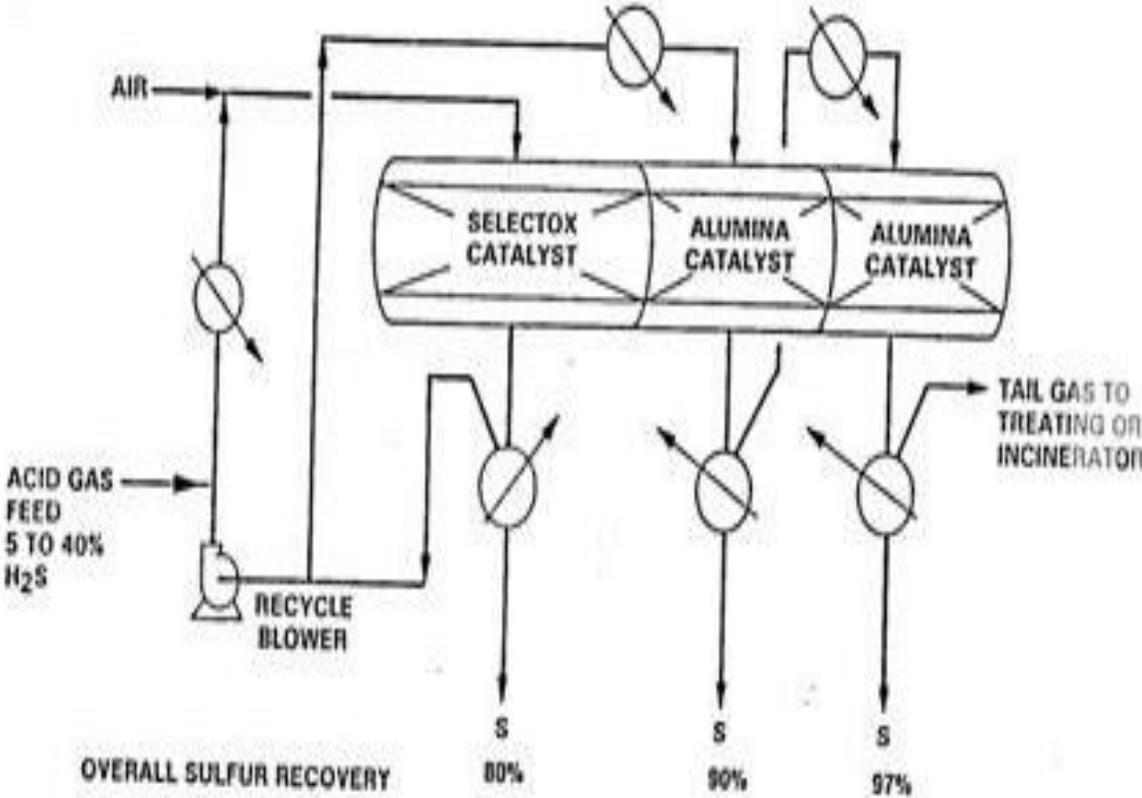
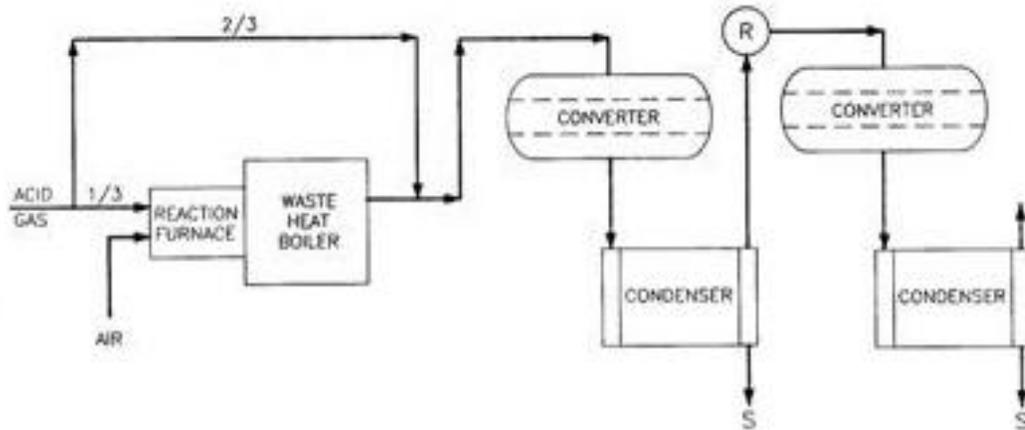
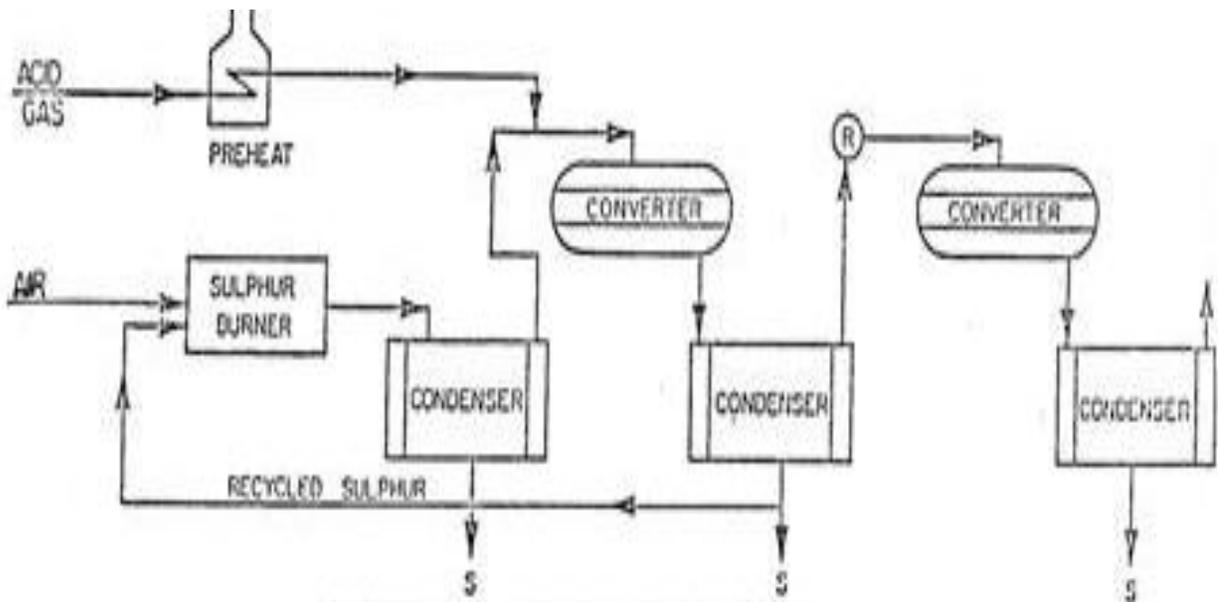


Figura 1.5. Proceso Claus en 3 etapas.



Normalmente usado por gas ácido con un 20 - 50% H₂S (gas ácido)

Figura 1.6. Configuración dividida del flujo.



(c) Sulphur recycle configuration

Figura 1.7. Configuración del proceso Claus modificado (normalmente usado por gas ácido con 5-20% gas ácido muy pobre).



1.3.2.3 Factores que influyen en la recuperación de azufre

Hay muchos factores que afectan la remoción de azufre y la eficiencia de una planta de azufre, los primordiales son:

- **La calidad del gas ácido de alimentación**

- Concentración de H ₂ S	Afecta la temperatura del horno de reacción
- Concentración de agua	Afecta la temperatura del horno de reacción

- **Hidrocarburos**

Afecta a la combustión y la demanda de O ₂
El metano requiere 4 veces O ₂ para la reacción Claus
El etano 7 veces O ₂
Hidrocarburos pesados y aromáticos (benceno, tolueno) ocasiona combustión pesada, la cual deposita ceniza en el catalizador.
Las aminas en el gas ácido desactivan el catalizador, se manifiesta por una decoloración interna.
0.5% a 5.0% HC puede ocasionar pérdida de eficiencia de hasta 0.5%

- **Control de Aire de Combustión**

- Relación Aire a Gas Ácido (Relación)	- Exceso o deficiencia de aire causa pérdida en la eficiencia de Recuperación. La relación inapropiada de aire a gas ácido puede ocasionar una relación no optima de H ₂ S / SO ₂ , lo cual resulta en pérdida de eficiencia.
--	--

- **Control de temperatura**

Horno de reacción	- Limita la eficiencia de reacción del proceso CLAUS.
--------------------------	---

Recalentadores	Temperaturas incorrectas en la corriente de entradas inhibe las eficiencias óptimas de conversión.
-----------------------	--



<p>Condensadores</p> <p>Temperaturas de operación incorrectas</p>	<p>Temperaturas demasiado altas Ocasiona acarrees de azufre</p> <p>Temperaturas demasiado bajas pueden ocasionar taponamientos</p>
--	--

Los 2 últimos artículos, control de aire de combustión y control de temperatura son causales de pérdida de eficiencias en la mayoría de las plantas y son problemas fáciles de solucionar a través de equipos de medición, sensores analíticos y sistemas de control automático, la falta de estos, es la razón primordial de la falta de mayores eficiencias de recuperación en Matapionche.

1.4 PROCESOS DE CONTROL CLAUS

1.4.1 GENERAL

Operar las plantas recuperadoras de azufre de cualquier capacidad a alta eficiencia requiere la instalación, calibración y mantenimiento de todos los sensores de temperatura, presión y flujo, analizadores de gas, controladores y todos los actuadores de las válvulas. Ya que el operador necesita las lecturas visuales de estos sensores y analizadores para control manual y de emergencia.

Es imposible para el operador, utilizar controles manuales para mantener la planta optimizada, de forma continua, frecuente y con cambios rápidos en los flujos de corriente y sus composiciones, las condiciones ambientales hacen imposible que el operador logre el control manual sin estos equipos. Por lo tanto es imperativo que un sistema de control automatizado sea operativo todo el tiempo.

Un sistema de control apropiado incluye los elementos necesarios para controlar el proceso, desde la corriente de alimentación del gas ácido hasta el incinerador. Esto incluye todos los elementos y equipos asociados con la alimentación al horno de reacción (gas ácido, gas combustible, aire de combustión, vapor de control y la corriente de gas ácido dividido) que van al quemador del horno de reacción; el sistema de control de flama para el horno de reacción (escáner de flama, detector de temperatura, termopares, etc.), así como las corrientes de recalentamiento de gas de bypass, los multi-elementos con su termopar en el reactor catalítico, analizadores en las corrientes de gas ácido (composición de H₂S), **el sistema de control DAD H₂S / SO₂** junto con su analizador a la salida de la caldereta de vapor, ADA H₂S / SO₂ junto con su analizador a la salida del condensador o Separador, el sensor de flujo, los sensores de temperatura del incinerador, el analizador de oxígeno (O₂) en el incinerador y la chimenea. Todos los transmisores de los sensores y analizadores deberán transmitir al cuarto de control los datos de entrada a los controladores automáticos y/ o información visual para el operador.

1.4.2 CONTROLANDO EL PROCESO CLAUS

El proceso CLAUS modificado usualmente era considerado como un proceso corriente arriba para tratar productos nocivos y tóxicos. En ese rol no se le daba mucha atención. Con la presión que los ambientalistas le han puesto y la normatividad más rigurosa, la



necesidad de mejorar la operación CLAUS se volvió una prioridad. Afortunadamente al mejorar la producción de azufre y mejorar las emisiones se mejora la eficiencia del proceso.

El mejoramiento en la operación del proceso CLAUS modificado en las plantas recuperadoras de azufre se ha traducido en una mejora del control de proceso, entre los beneficios de mejorar el control están:

- Extender la vida útil del catalizador.
- Incrementar la producción de azufre.
- Reducir las emisiones de azufre.
- Reducir el consumo de gas de combustión en el incinerador.
- Reducir los problemas de corrosión en las plantas.
- Aumentar la confiabilidad de las plantas.

El primer paso en la implementación de los procesos de control es el entender el proceso. El siguiente paso, es el describir las reacciones de forma tal que sea la más apropiada para determinar la estrategia de control; después las características físicas del proceso deberán de ser determinadas y el tipo de control determinado, en este punto se deberán seleccionar los sensores, los puntos de medición, los elementos de control y finalmente se implementa la estrategia, se prueba y se optimiza

1.4.3 ENTENDIENDO EL PROCESO

A continuación se escribe la Ecuación del Proceso CLAUS:



La ecuación (1) no es muy ilustrativa para describir una estrategia de control. No describe la reacción intermedia, la cual es extremadamente importante entre el H_2S y el SO_2 . Pero indica la cantidad de oxígeno durante su estequiometría para una cantidad dada de H_2S . Ya que la cantidad de H_2S de entrada a la planta de azufre se determina por el proceso corrientes arriba y no puede ser controlada, la cantidad de O_2 (aire del proceso) es la variante que deberá de ser controlada, ya que el objetivo del sistema de control será determinar el proceso correcto de flujo de aire (QPAcorr) en el proceso.

El proceso CLAUS es esencialmente un proceso de tres etapas, el primer paso es la oxidación de H_2S a SO_2 entrante en una reacción con flama libre y sin control, en el horno de reacción es la siguiente:



El paso (2) es la reacción del SO_2 producido con el restante H_2S ya sea con o sin catalizador presente de la siguiente manera:



El tercer paso es el enfriamiento de la mezcla para condensar el azufre a ser removido de la corriente de gas, para después recuperar el calor de la reacción en una forma útil (Vapor).



Es importante darse cuenta que si no se logra aquí una conversión al 100% de H₂S a azufre elemental, ésta no se logrará en ninguna otra parte del proceso, por lo menos los 4 componentes de la ecuación (3) seguirán existentes (H₂S, SO₂, H₂O y S).

Las ecuaciones (2) y (3) describen la estequiometría del proceso CLAUS modificado, mas no describen cual será el resultado, por ejemplo si un error en la cantidad alimentación de aire de proceso se presenta o si hay menos del 100% de conversión de H₂S a S.

1.4.4 ECUACIONES DE REACCIÓN DEL PROCESO

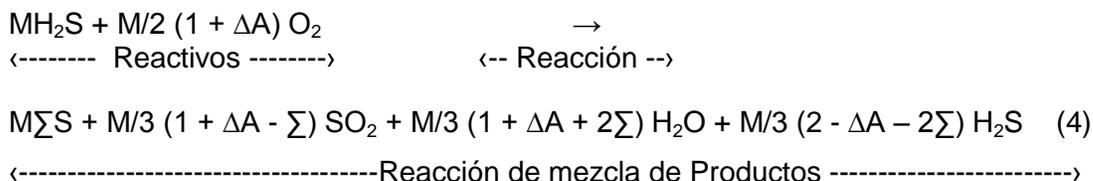
La ecuación que requerimos para determinar la estrategia de control es una en la que se incluya la noción de la conversión y la eficiencia, así como también el error en el rango de flujo. Esto se realiza al introducir 3 términos:

$M =$ moles iniciales de H₂S

$\Delta A =$ Exceso fraccional de O₂ (como en la ecuación 1) y

$\Sigma =$ H₂S fraccional a S en su conversión de eficiencia

Al incorporar lo anterior a la suma de las ecuaciones (2) y (3) nos da la siguiente ecuación, que describe el proceso CLAUS-modificado:



Las ecuaciones (3) y (4) indican que si H₂S y SO₂ están presentes en la mezcla del producto en una proporción de 2:1, entonces la conversión estará de manera estequiométricamente limitada a menos de 100% de conversión de H₂S entrante.

La ecuación (4) no incluye el calor producido, el material inerte que es parte del gas ácido y además procesa el aire, no el oxígeno demandado por los componentes (tales como HC) que están presentes en la alimentación de corriente de gas ácido.

La ecuación (4) es la descripción corta del proceso Claus-modificado esto describe que los reactivos son los que se alimentan a la planta de azufre (el gas ácido y el aire de proceso) y la reacción del producto es la corriente de proceso en cualquier lugar corriente debajo de donde se mezclen los elementos reactivos.

Ya que hemos comprendido el proceso, la ecuación (4) ha sido escrita de forma adecuada, el trabajo base está realizada y podemos entonces elegir una estrategia de control apropiada.

La ecuación (4) da dos elecciones de estrategia de control: corriente arriba (ante alimentado) basado en los reactivos, o de retroalimentación basado en la mezcla de los productos de la reacción.



1.4.5 ECUACIONES DE RETROALIMENTACIÓN

Para implementar una estrategia de retroalimentación, la mezcla del producto de la reacción deberá ser utilizada basándonos en las mediciones de algunas de sus características, tendrá que ser instalada una señal que sea proporcional al error (ΔA) en el aire del proceso.

El parámetro más obvio para determinar la proporción (Relación) de $H_2S \div SO_2$. Si R tiene cualquier valor diferente de 2, la cantidad de azufre que se puede producir está estequiométricamente limitada.

Al permitir que (m_i) sea igual a los moles de los componentes (i) de la mezcla del producto de la reacción entonces la proporción de la Relación (R) de $H_2S \div SO_2$ en la reacción del producto es:

$$R = m_{H_2S} / m_{SO_2} = M/3 (2 - \Delta A - 2\Sigma) / M/3 (1 - \Delta A - \Sigma) \quad (5)$$

Al resolver el error en el aire del proceso, ΔA :

$$\Delta A = (1 - \Sigma) (2 - R) / R + 1 = (1 - \Sigma) (2m_{SO_2} - 2m_{H_2S}) / m_{SO_2} + m_{H_2S} \quad (6)$$

Cuando el error en el aire de proceso se magnifica como una función de la proporción (Relación) de $H_2S:SO_2$ en la mezcla de reacción, la ecuación ya no es simple, lineal, ni independiente de las eficiencias de conversión. La Figura 1 ilustra la relación compleja entre la proporción (Relación) y el error en el aire del proceso. La conversión en este punto de H_2S y de SO_2 es desconocida y existe un número infinito de posibilidades para el error de proceso para una proporción determinada excepto de 2:1.

Como se discutió previamente la estequiometría de la reacción requiere el doble de los moles de H_2S que los moles de SO_2 , en la mezcla del producto durante la reacción de la ecuación (4). Una expresión del doble de moles de SO_2 presente menos los moles de H_2S se puede describir como:

$$\Delta A = (2m_{SO_2} - m_{H_2S}) / M \quad (\text{simplificada}) \quad (7)$$

Ya que ΔA puede ser determinada por una función lineal y simple, que sea independiente de las eficiencias de conversión, esta ecuación es simplemente la consecuencia de que ΔA es fijada al momento de que H_2S y O_2 se mezclan.

En la práctica la ecuación (7) requerirá la medición de las concentraciones y los rangos de flujos de las corrientes. La cantidad de mediciones requeridas puede variar si la ecuación (7) se escribe en término de unidades de concentración:

$$\Delta A = (2 [SO_2]_t - [H_2S]_t) Q_t \quad (8)$$

Donde,

Q_t = Flujo (en moles) de las corrientes j, (j = t, AG)

T = Reacción del producto

AG = Corriente de gas



Con el propósito de controlar la relación lineal, la ecuación (8) se refiere a la complejidad de la ecuación (6). La Figura 2 ilustra la interacción entre “relaciones” de las eficiencias de conversión y los porcentajes de exceso de aire.

La estrategia de control se basara en la ecuación (8).

1.5.6 ESTRATEGIA DE CONTROL

La ecuación (1) y (4) describen la relación entre el gas ácido y el aire de proceso necesaria para proveer la correcta cantidad de aire de proceso ($Q_{PA\ corr}$). Esto esta normalmente determinado por un relacionador, el cual mide el aire de proceso y el flujo del gas ácido. La salida del Relacionador da el rango para el controlador de flujo (FC) con una proporción integral de agregado ($P = 1$ o $P1$) para controlar los controladores de salida que activan a los actuadores de las válvulas que posicionan la válvula para dar el aire de proceso determinado por el relacionador.

A esto se le conoce como relación de aire principal a gas ácido. Es un control ante alimentación ya que las mediciones se hacen corrientes arriba del proceso y de la alimentación a la válvula de control de aire principal. La Figura 3 muestra este esquema con precisión (P) temperatura (T) y (H_2S) AG de entrada del gas de flujo, el número de moles de H_2S por unidad de tiempo que entran al proceso puede ser computado y podría ser determinado por la cantidad de aire requerido aun así las mediciones de flujo másico serán efectuadas en el gas ácido requerido O_2 . Tampoco se tomó en cuenta la variabilidad del H_2O en ambos, el gas ácido y en sus procesos de la corriente de aire.

En esta parte existe el potencial de error en el rango instantáneo de proceso de flujo de aire ($Q_{PA\ inst}$) solo que puede ser removido ya sea por lo siguiente:

A. Un análisis continuo de los compuestos oxidables en el gas ácido y del contenido de H_2S en el aire de proceso. Esta medición deberá ser parte del sistema de control ante alimentado.

ó

B. Alguna forma de control de retroalimentación

Ya que la opción A es analíticamente compleja y más aún no es capaz de remover medidas desconocidas.

La opción B se utiliza ya que es menos cara y menos compleja. Debido a que el sistema tiene que lidiar con el tiempo de residencia del proceso, reducirá de inicio los errores del control ante alimentado a cero.

1.5.7 CONTROL DE RETROALIMENTACIÓN

El propósito del control de retroalimentación es el de determinar el error en el aire del proceso ($Q_{PA\ inst}$) y dar una corrección apropiada. La relación entre el aire instantáneo y el aire de proceso correcto es:

$$(Q_{PA\ inst}) = (1 + \Delta A) Q_{PA\ corr}$$



En la ecuación (7) parecerá que $[H_2S]$ pudiese ser medido en cualquier parte del proceso, pero el punto de medición deberá de ser corriente abajo de la última alimentación de H_2S y/o O_2 de donde todo el O_2 ha sido consumido.

Deberá de notarse cualquier cambio en el proceso de demanda de aire por compuestos. Como que el H_2S en el gas ácido se manifestará a través de los cambios $[H_2S]_t$ o $[SO_2]_t$.

Aunque el primer punto de muestreo llegue al criterio mínimo óptimo requiere ser investigado para simplificar el procedimiento, una presunción realista se llevará a cabo sin tomar en cuenta el valor de H_2S y de SO_2 , el analizador deberá ser instalado lo más alejado, corriente abajo como sea posible. Lo anterior para disminuir los errores al determinar el flujo de aire, además el muestreo es más fácil ya que las temperaturas de las corrientes son bajas y hay menos vapores de azufre conforme se va corriente abajo.

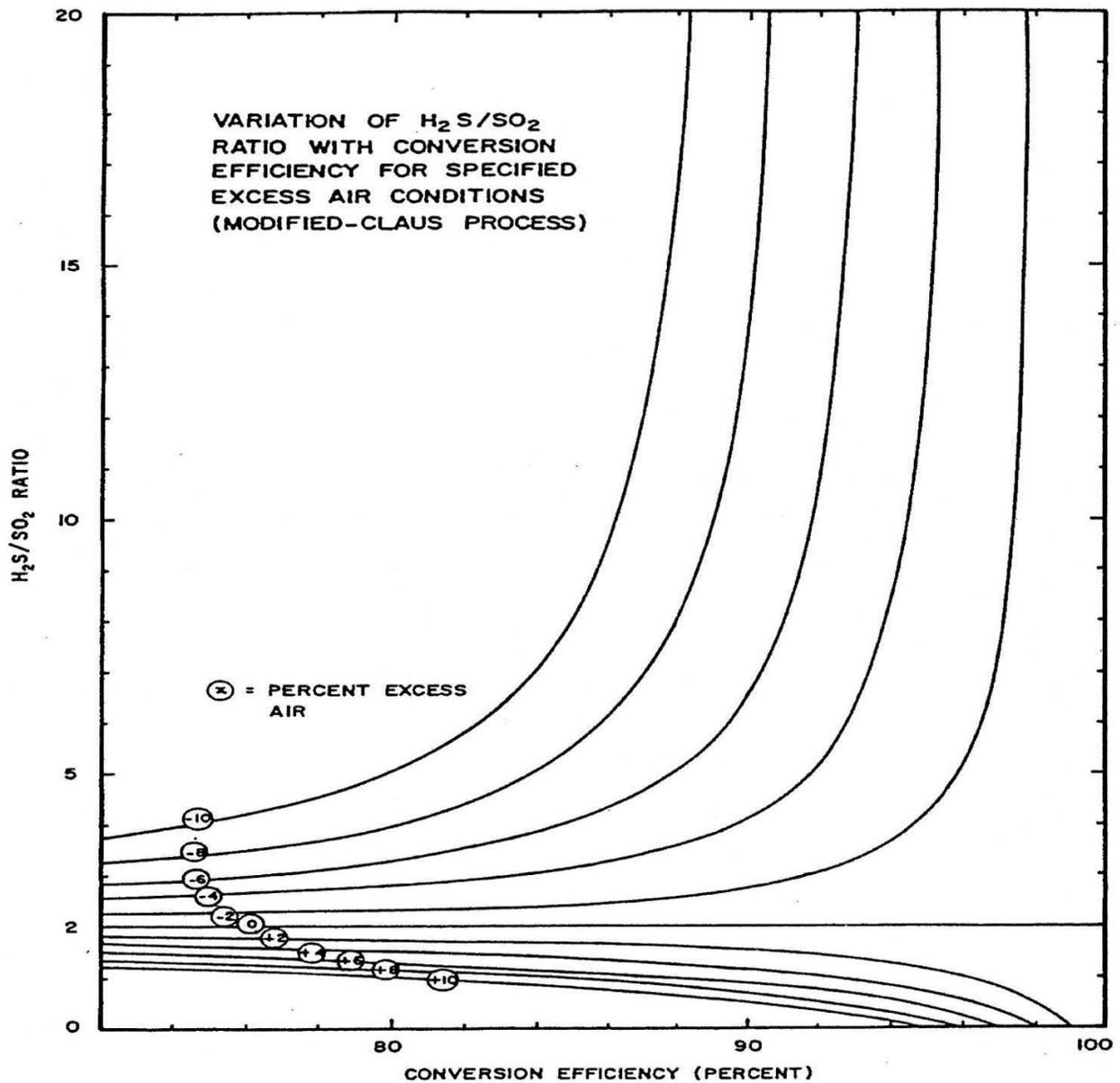


Figura 1.8. Diagrama de relación H_2S / SO_2 vs eficiencia

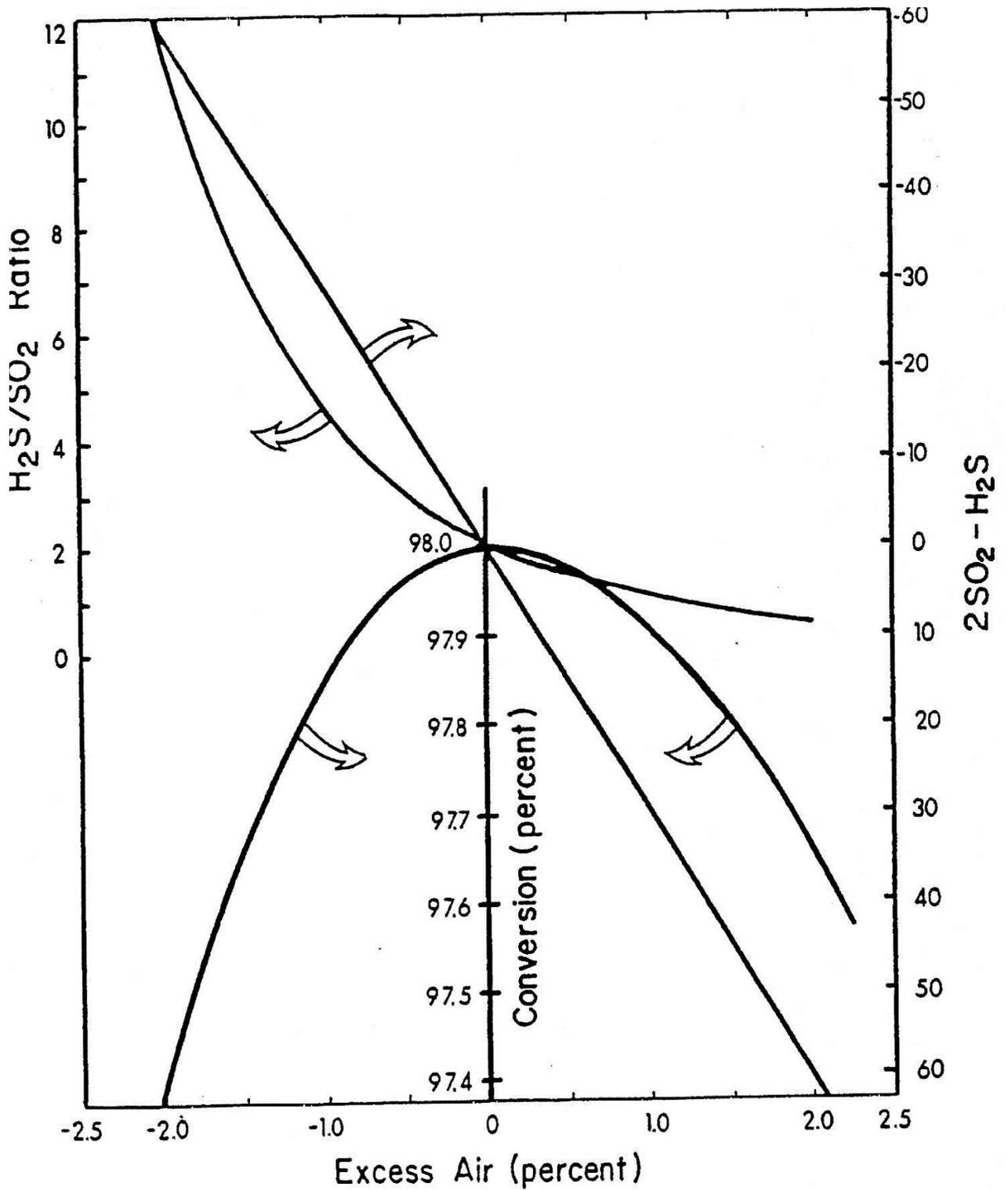


Figura 1.9. Diagrama de relación de H_2S / SO_2 vs accedente de aire.

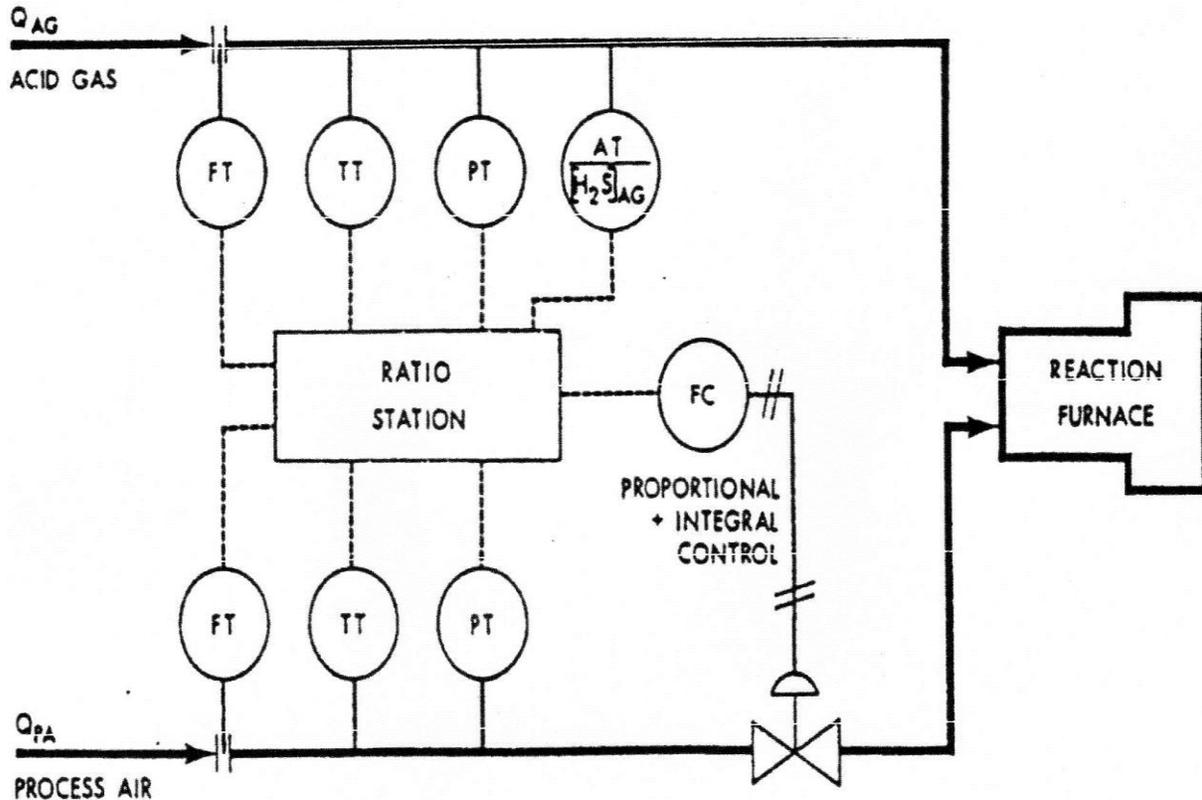


Figura 1.10. Control de pre alimentación

1.5.8 IMPLEMENTACIÓN DE LOS LAZOS DE CONTROL

Una vez que se ha determinado el lugar de medición del H_2S y SO_2 en el gas de cola, la siguiente tarea es la de escoger un buen analizador de gas de cola.

Esta tarea no es sencilla ya que el éxito o el fracaso de lazo de control de retroalimentación se determinan primordialmente por la exactitud y la confiabilidad del analizador.

Generalmente se acepta que la mejor técnica fotométrica es la de absorción de rayos ultravioleta para la medición de H_2S y SO_2 en el gas de cola en un proceso CLAUS. El analizador seleccionado deberá de medir el H_2S y el SO_2 tan directamente como sea posible, sin interferencia de cualquier otro compuesto de azufre utilizando una exactitud de $\pm 1\%$ de la escala total, ver dibujo previo.

Deberá de realizarse el análisis proporcionar de la información de las salidas para las concentraciones de H_2S y SO_2 y la señal del control de demanda de aire ($H_2S - 2SO_2$) continuo y de tiempo respuesta bajo.

La confiabilidad deberá de ser alta con un mínimo de mantenimiento rutinario preventivo, este mantenimiento deberá ser fácil de realizar.



El analizador recomendado, en el mercado, es el BRIMSTONE Modelo BRM-942TGX es el que en la opinión de nosotros recomendamos para esta aplicación.

BRIMSTONE también fabrica el analizador de H_2S para la corriente de gas ácido. El sistema obligatorio de monitoreo de emisiones de SO_2 a la atmosfera y el analizador mediante el cual el sistema DAD (patentado) se basa en tecnología básica y común de los BRIMSTONE cuya empresa realiza entrenamientos de mantenimiento con partes y ventas siendo más fácil de comprar y menos caro.

1.5.9 CONTROL ANTEALIMENTADO

La calibración del control ante alimentado se realiza mediante la utilización de los promedios de la composición de las entradas de H_2S que compensan el cálculo del proceso de la proporción aire a gas ácido y esto mejora la determinación del QPACorr. La sincronización de lazo de control es independiente del proceso químico.

1.5.10 CONTROL DE RETROALIMENTACIÓN

Al utilizar un analizador de gas de cola moderno con una señal continua de salida para demanda de aire, la instalación y la sintonía de control de retroalimentación más sencilla que con un cromatografo de H_2S-SO_2 esto es obsoleto.

A través de la aplicación de las ecuaciones presentadas e incorporadas al control del algoritmo las señales de salida del sistema de demanda de aire dan una señal de control lineal el cual informa al lazo de control de las direcciones y magnitudes de cualquier proceso requerido. Carga de aire.

La señal de demanda de aire es normalmente en la escala de -5% a 0% a +5%. La salida está a 0% significa que el proceso está en proporción (Relación) y no se requiere de ningún ajuste cuando está en cualquier otro valor de salida, está indicando la necesidad de ajustar el proceso de aire ya sea al añadir o eliminar aire. Como ejemplo una señal de demanda de aire de +3 indica que el proceso esta excedido a un 3% de aire y por lo tanto el controlador deberá de cambiar la posición de la válvula (Cerrar) esto baja el flujo del aire del proceso a un 3% del volumen del flujo másico en este momento. A la sensibilidad de la válvula de control ® ejemplo mientras más grande sea la válvula se tendrá dificultades al hacer los ajustes menores en el flujo.

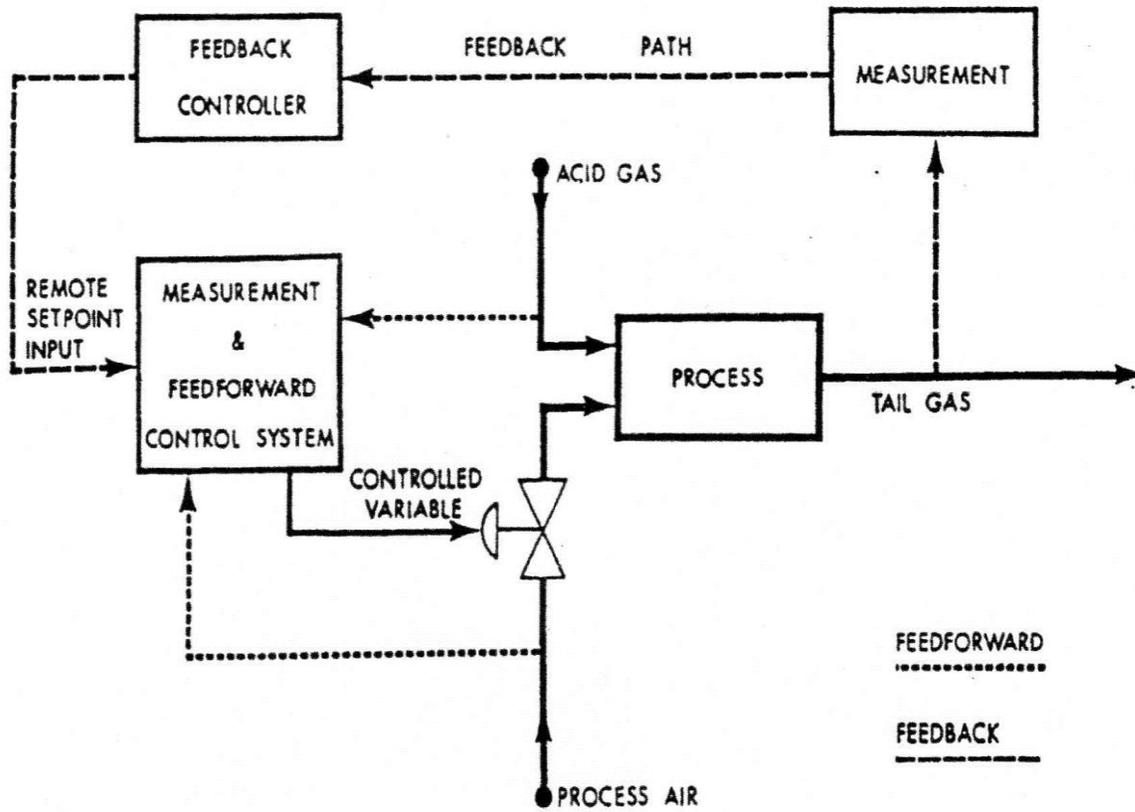


Figura 1.11. Control de pre realimentación y realimentación



CAPÍTULO 2

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PARA LA MEJORA DE LA UNIDAD RECUPERADORA DE AZUFRE No. 2

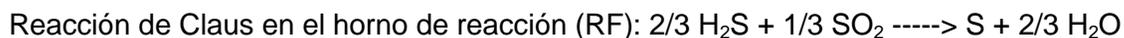
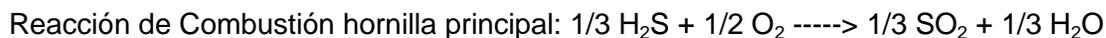
El proceso Claus modificado incluirá una sección “térmica” (contemplando controles del gas ácido y del aire de combustión, de la hornilla principal del horno de reacción y de la caldera de calor residual) y una sección catalítica (contemplando tres etapas de conversión, cada una usando un recalentador, un reactor y un condensador de azufre) y un incinerador/sección de gas de chimenea. Además hay dos analizadores de H₂S/ SO₂, uno que analiza el gas de proceso de la caldera de calor residual y el otro que analiza el gas de proceso del condensador final de azufre que corrigen la cantidad de aire de combustión que va a la hornilla principal- main burner (llamado el DAD o el sistema de control de doble demanda del aire).

Ver Figura No.1 (ESQUEMA DEL CONTROL DAD)

El gas ácido del tanque de reflujo del regenerador de la unidad de amina fluye al tanque de balance gas ácido de la Unidad Recuperadora de Azufre No. 2 (V-6) para quitar cualquier cantidad de agua amarga arrastrada posterior al tanque de balance V-6, en línea se localiza el analizador de gas ácido de alimentación AIT-01 el cual proporcionará un análisis continuo de la concentración de H₂S en el gas ácido. El gas ácido entonces fluye hacia la hornilla principal de la cámara de combustión H-3A. (Por medio de la válvula de control PCV-103 que funciona por medio de flujo dividido con otra válvula de contrapresión al quemador-flare)

El aire de combustión es proporcionado por los sopladores (C-1A/B) y también enviado a la hornilla principal, usando un controlador para regular la relación de flujo aire - gas ácido, además, el gas combustible también se envía a la hornilla principal (usando un control de flujo) para alcanzar la meta de operación de 900+°C como mínimo en el horno de reacción. El sistema de control también considera la cantidad de aire de combustión requerida para quemar este gas combustible.

Cerca de 1/3 del H₂S se quema para formar SO₂ en la hornilla principal para alcanzar una relación de H₂S a SO₂ de cerca de 2 a 1 para que la “reacción Claus” pueda ocurrir (como se muestra abajo):



Los gases calientes del proceso (sobre los 900°C) del horno de reacción se dirigen a la caldera de calor residual (H-3B) que tiene dos secciones de enfriamiento, para generar vapor de 3.6 kg/cm². El calor de los gases de proceso se remueve en la primera sección

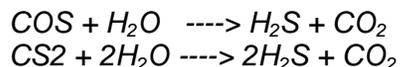


de enfriamiento y se utiliza para recalentar los desvíos (bypass) de gases calientes de la primera y segunda etapas catalíticas. La eficiencia de conversión de H₂S a azufre en esta sección térmica de esta Unidad Recuperadora de Azufre No. 2 es cercano a 47% al procesar el gas ácido con la composición de diseño (39% H₂S en base seca).

La reacción continúa corriente abajo en los tres reactores catalíticos para incrementar la conversión del azufre a 96.79%.

El gas frío de proceso de la segunda sección de enfriamiento en la caldera H-3B es analizado por el primer analizador H₂S/SO₂ (AIT-02) (como parte del sistema DAD) que es parte del sistema de control total, y después fluye al primer reactor catalítico (R-1), después de ser recalentado con el desvío (bypass) de gas caliente (usando control de temperatura) para una primera temperatura de entrada del reactor alrededor de 250°C (para obtener la temperatura de la cama de la parte inferior del catalizador de 325°C). Este reactor contiene una capa superior de catalizador de alúmina activada (Al₂O₃) y una capa inferior de catalizador de dióxido titanio (TiO₂). El TiO₂ asegura un nivel muy de alto de la hidrólisis de COS y de CS₂ (95.95% y 95.00% respectivamente) de nuevo a H₂S que pueda entonces reaccionar a azufre vía reacción de Claus (estas trazas de componentes de azufre se forman durante el proceso de la combustión en el hornilla principal (main burner) debido a la presencia de CO₂ y de hidrocarburo en el gas ácido y el gas de combustible).

Las reacciones de la hidrólisis en este primer reactor Claus son los siguientes:



Las reacciones de la hidrólisis requieren una temperatura de operación más alta que la requerida para la reacción de Claus, por lo tanto esta es la temperatura de operación más alta comparado con los dos reactores de Claus.

El gas caliente del proceso de R-1 fluye por gravedad al primer condensador de azufre (E-5A) donde el gas se enfría a 160°C, suficiente para condensar el azufre (que se drena vía un sello de azufre a la fosa de almacenaje del azufre, V-8). Las eficiencias acumulativas de la conversión y de la recuperación para esta primera etapa de la conversión son 81.97% y 75.29% respectivamente. El calor es recuperado en el E-5A generando vapor de 3.6 kg/cm².

El gas de proceso del E-5A fluye hacia arriba al segundo bypass de gas caliente (usando control de temperatura) para recalentar el gas a 205°C antes de entrar en el segundo reactor catalítico (R-2). El gas del proceso sale de este reactor aproximadamente a 229°C y fluye por gravedad en el segundo condensador de azufre (E-5B) donde se enfría a 160°C para condensar más azufre, que se drena otra vez vía un sello de azufre a la fosa de almacenaje del azufre (V-8). Las eficiencias acumulativas de la conversión y de la recuperación para la primera más las segunda etapas, las conversiones son: 95.14% y 91.09% respectivamente. El calor es recuperado en el E-5B generando vapor de 3.6



kg/cm² (los condensadores E-5A y E-5B están alojados en una coraza común donde se genera el vapor).

El gas de proceso de E-5B fluye hacia el recalentador con gas combustible H-4 / cámara de mezcla (usando un control de temperatura) para recalentar el gas a 200°C antes de entrar en el tercer reactor catalítico (R-3). El gas de proceso sale de este reactor aproximadamente a 203°C y fluye por gravedad al tercer condensador del azufre (E-7) donde se enfría a 135°C para condensar casi todo el azufre restante, que se drena vía un sello de azufre a la fosa de almacenaje del azufre (V-8). Las eficiencias acumulativas de la conversión combinadas de la recuperación para la primera, segunda y tercera etapas de conversión son 96.79% y 96.35% respectivamente. El vapor de baja presión (cerca de 1 kg/cm²) se genera del calor en este condensador, que se envía hasta el solo aire (E-8) donde el vapor es condensado y después retornado al condensador E-7 por gravedad (un sistema de circuito cerrado). El control de temperatura de salida del gas de proceso en el condensador E-7, es un lazo de control que ajusta el flujo del vapor de baja presión, hasta alcanzar el punto de ajuste de la temperatura del gas de cola.

El gas de proceso del condensador E-7 es analizado por el segundo analizador (AIT-03) H₂S/SO₂ como parte del sistema DAD para el gas de cola que es también parte del sistema de control y después fluye hacia el incinerador de tiro natural /chimenea (I-1) donde todos los compuestos restantes de azufre en el gas cola (H₂S, COS, CS₂, vapor de azufre, y cualquier posible arrastre de azufre naciente no removido en el condensador E-7) son oxidados a SO₂ por el incinerador antes de que el humo resultante salga a la atmósfera por la chimenea.

Un exceso del oxígeno se mantiene en el incinerador para asegurar la combustión completa de los compuestos de azufre (típicamente en el rango de 2% a 6%, dependiendo de la carga de la planta).

2.2 DETALLES DEL PROCESO

El proceso de Claus es una simple reacción química, consistente de: una etapa térmica, una etapa de conversión y de una incineración/ chimenea. Dependiendo del nivel de eficiencia de conversión deseado, el número de etapas de la conversión varía; típicamente dos o tres etapas de conversión dispuestas en serie. El diseño para la mejora de la Unidad Recuperadora de Azufre de Matapionche utiliza tres etapas de conversión. El diagrama de flujo de las tres etapas, mejorado de la planta de azufre de Matapionche se presenta abajo en forma simplificada.

2.3 ETAPA TERMICA

La primera sección del proceso de la Unidad Recuperadora de Azufre es la sección térmica que comprende de los controles del gas ácido y del aire de combustión, la hornilla principal del horno de reacción y de la caldera de calor residual (cambiador). Las funciones de esta sección son:



- Queme 1/3 del H₂S (con aire) a SO₂ para la siguiente reacción con el 2/3 restante del H₂S en los convertidores corriente abajo;
- Produzca azufre elemental directamente por la oxidación parcial de H₂S;
- Destruya cualquier contaminante en la corriente de la alimentación de H₂S (gas ácido);
- enfrié la corriente del gas de salida a las temperaturas más bajas que favorecen la reacción H₂S-SO₂.

Para que la sección térmica funcione óptimamente, hay tres claves fundamentales que deben estar correctas: La relación del aire de combustión a gas ácido (2:1 H₂S a SO₂), la temperatura del horno de la reacción, y el tiempo de residencia del horno de la reacción.

2.4 RELACIÓN AIRE A GAS ÁCIDO

Esta parte del sistema de control de la Unidad Recuperadora de Azufre se refiere comúnmente como la relación de aire principal o el control anticipativo de alimentación (Feed Forward Control). Su función es proporcionar la cantidad estequiometría correcta de oxígeno para una cantidad dada de H₂S. Puesto que la cantidad de H₂S entregado a la Unidad recuperadora de Azufre es determinada corriente arriba del proceso, la cantidad de O₂ (aire de combustión) es la variable que debe ser controlada. Así el objetivo es mantener el flujo exacto de aire de proceso en el horno de reacción.

Esto se realiza normalmente por medio de una estación de relación (ratio station) que mide los flujos del aire de proceso y del gas ácido, la salida de la señal (ratio station) proporciona la relación set-point a un controlador de flujo cuya señal acciona el actuador principal de la válvula de aire, el cual ajusta la válvula para proporcionar el aire de proceso determinado por la estación de relación (ratio station). Si se tiene un contenido relativamente constante de H₂S en el gas ácido, el mejor control esperado es la del aire dentro del $\pm 3\%$ de la cantidad correcta. Entre el $\pm 5\%$ y el $\pm 10\%$ es más típico. El error que se presenta sobre todo es la de banda muerta, errores de sensibilidad y calibración en los sensores, estación de la relación, controlador, válvula de aire principal y actuador. Incluso si las mediciones del flujo total fueron perfectas, el sistema de control no contabiliza los hidrocarburos u otras especies en el gas ácido que demandan O₂.

El siguiente diagrama, demuestra un control básico de la relación de aire principal o control anticipativo de alimentación (Feed Forward Control) en el que se muestra que las corrientes del aire de proceso y del gas ácido, a manera de incrementar la exactitud para proporcionar la compensación automática tienen mediciones de temperatura y de presión a las mediciones del flujo total.

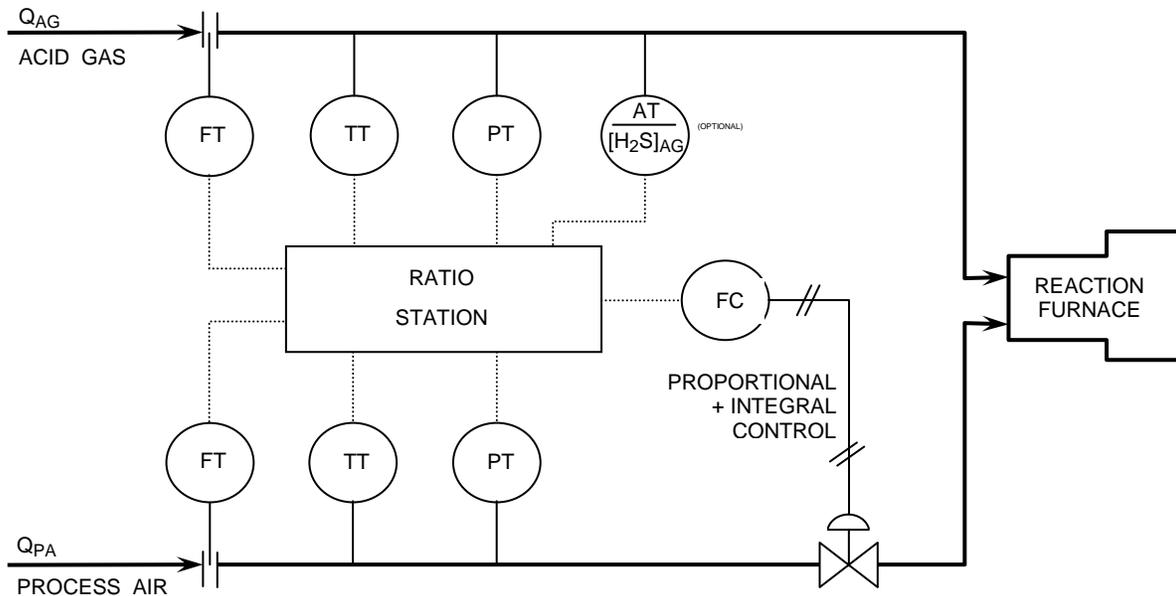


Figura 2.1. Control de pre alimentación

Para corregir los errores en las mediciones del flujo total y los elementos de control en el control anticipativo (Feed-Forward), el mejor y más eficaz método, es agregar control de regeneración al esquema de control total. Para hacer esta corrección y eliminar las inexactitudes del control anticipativo de alimentación, se requiere medir las concentraciones instantáneas de H_2S y de SO_2 corriente abajo en el proceso, esta medición se debe hacer corriente abajo del proceso en la última introducción de H_2S y de O_2 ; generalmente en la corriente del gas de cola de la planta.

Un analizador continuo del gas de cola que utiliza la absorción ultravioleta (en vez de la cromatografía) está instalado y proporciona señal continua para las concentraciones de H_2S y de SO_2 , también como la señal de salida del control $H_2S - 2SO_2$ (referido comúnmente como la señal de la demanda del aire). Esta señal es retroalimentada (feed back) al controlador principal de aire tal como las otras entradas fijas como un punto de ajuste remoto en el controlador principal o como un punto de ajuste separado del controlador el cual sale al actuador o, a una válvula de línea interna de aire. El diseño de Matapionche utiliza una línea interna de aire y una válvula la cual realiza control fino.

El siguiente diagrama muestra un esquema general de la alimentación anticipativa (Feed-forward)/esquema de retroalimentación. (En este caso, la señal de la demanda del aire se utiliza como entrada de set-point remoto en el controlador de aire principal.

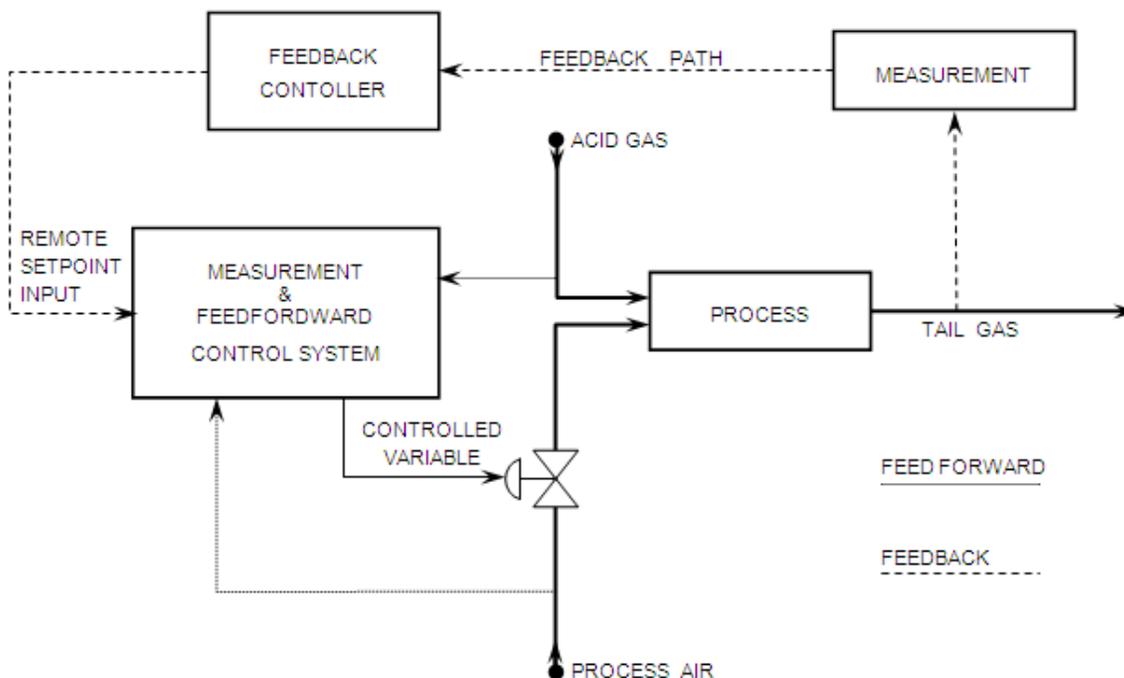


Figura 2.2. Control de pre alimentación y realimentación

Este esquema de control es eficiente y ha sido la configuración típica de las unidades de Recuperación de Azufre (SRU) durante muchos años y utilizado por la industria por todo el mundo. Sin embargo, tiene un gran problema - la velocidad de respuesta. El analizador de gas de cola no puede analizar el gas proceso, producto del horno de reacción hasta que haya pasado a través de la unidad entera de recuperación del azufre.

El tiempo que toma el gas para atravesar la unidad se refiere al tiempo de retraso de proceso es a menudo significativo, incluso cuando el proceso trabaja al 100% de la carga de diseño. Dependiendo del tamaño (tonelaje) de la planta este tiempo de retraso puede ser a partir de 30 segundos a varios minutos.

Bajo condiciones de estado estacionario, esto no es un problema, sin embargo, cuando un hidrocarburo u otro trastorno ocurren, la respuesta del sistema de control es demasiado lenta y arriesga la posible contaminación del catalizador ó una violación ambiental por emisión a la atmósfera.

Para ayudar a prevenir esto, el diseño de Matapionche incorpora el sistema patentado DAD (doble demanda del aire) que utiliza un segundo analizador (AIT-03) de H_2S/SO_2 instalado a la salida de la caldera de calor residual (E-7). Esto logra un control rápido de respuesta que estabiliza los trastornos en menos de diez segundos.

El diagrama esquemático general para el sistema de control del DAD se demuestra abajo:

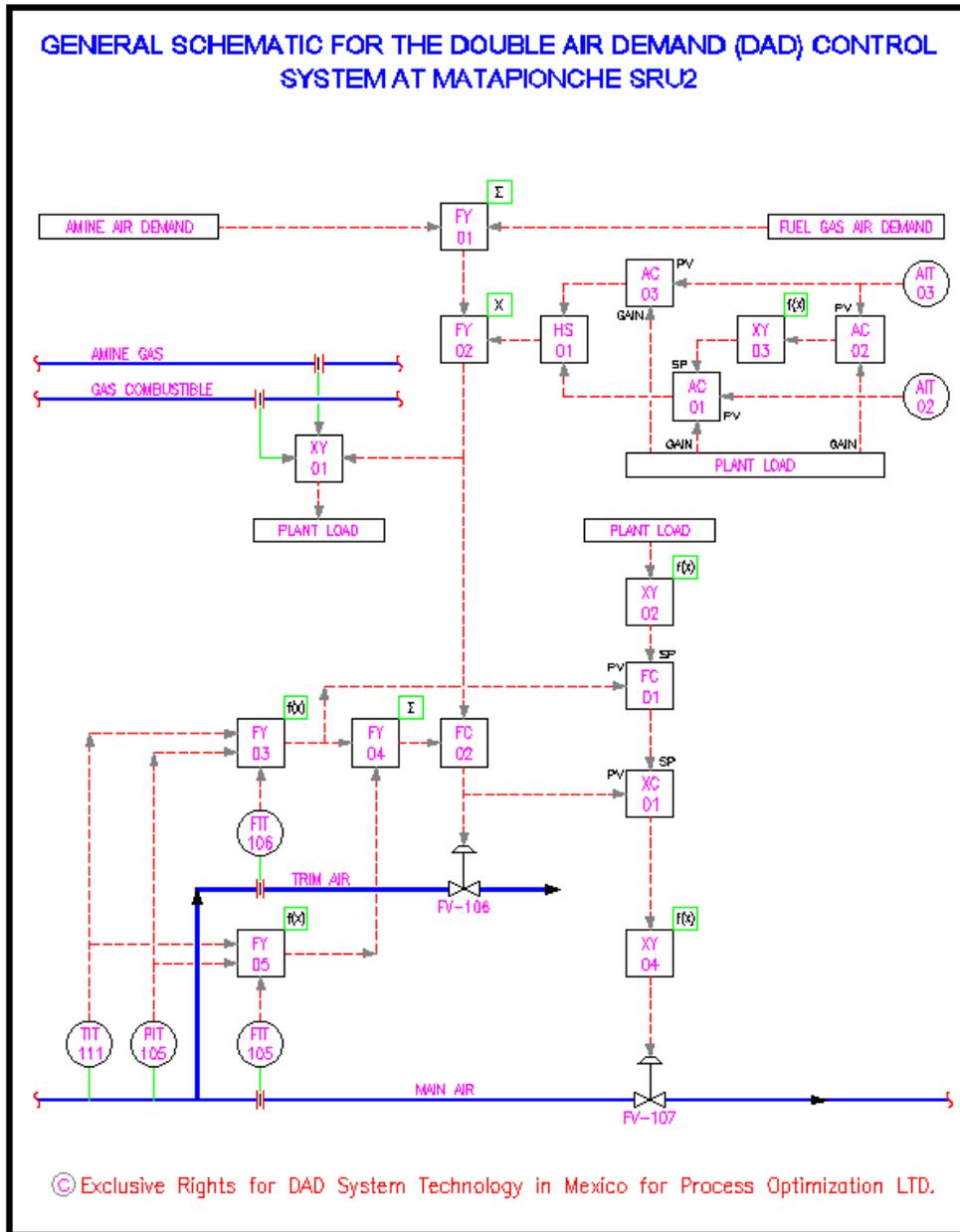


Figura 2.3. Esquema de control DAD

En este diagrama esquemático AIT-02 es el analizador del DAD H_2S / SO_2 mientras que AIT-03 es el analizador de gas de cola H_2S / SO_2 . La señal de la demanda del aire del analizador de gas de cola se alimenta al controlador de calidad AC-02 y se alimenta como set-point para el controlador AC-01 junto con la salida del analizador del DAD el cual también se alimenta al controlador AC-01 junto con las entradas del flujo volumétrico de aire de combustión, de gas ácido, y de gas combustible.

La salida de AC-01 se envía al actuador de la válvula interna de aire para su ajuste (trim air valve). La línea de aire de ajuste se clasifica típicamente para proporcionar hasta un máximo del diez por ciento del flujo total del aire de combustión



2.5 HORNO DE REACCIÓN

El horno de reacción en este diseño utiliza una hornilla de alta intensidad- HEC con un turn-down 8:1 de capacidad y una configuración de paso directo- “straight through”. El diseño del flujo dividido del gas ácido que se utiliza en el horno de reacción existente de Matapionche ahora se suprime pues no es necesario, para obtener la temperatura deseada del horno de reacción de (900+°C)

Con la concentración de gas ácido a 39% (base seca), la configuración de paso directo y la hornilla HEC producirán la temperatura mínima deseada en el horno de reacción de 900+°C. El diseño también incorpora una corriente controlada del gas combustible que se alimenta a la hornilla de modo que, sí debido a la baja concentración o bajo volumen del gas ácido, no se alcancen los 900+°C esperados, se puede utilizar gas combustible adicional para alcanzar la temperatura deseada.

El diseño de la hornilla de HEC proporciona una excelente mezcla del gas/ aire dando por resultado incluso un patrón de distribución de la llama e incluso una distribución de la temperatura en la cámara del horno de reacción. Esto es muy importante para ayudar a maximizar la terminación de las reacciones químicas y alcanzar las eficiencias de conversión deseadas (aproximadamente 47%).

Para ayudar a asegurar la operación apropiada y segura de la hornilla y del horno principal de reacción, el horno de reacción será equipado con un sistema de ignición automático así como un “scanner” de la llama y un “scanner” infrarrojo de la temperatura que serán incorporados en el sistema de control total que será diseñado en la etapa de la ingeniería del detalle.

Las corrientes principales del proceso de azufre que son alimentados a la hornilla principal son: la amina del tanque de balance de gas ácido knock out drum (V-6) (39% H₂S base seca, 3195 S m³/h, 0.44 kg/cm²g, 49°C) y el aire de combustión (3058 S m³/h, 0.56 kg/cm²g, 107°C). También están conectadas la corriente de gas combustible y una corriente de vapor. El vapor se utiliza para la moderación de la temperatura del horno de reacción.

2.6 CALDERA DE CALOR RESIDUAL

Seguido del horno de reacción (H-3A) está la caldera de calor residual (H-3B) (intercambiador). El gas caliente del proceso (900+°C) se envía a la caldera de calor residual-lado tubos. Para proteger la metalurgia de entrada a los tubos, serán utilizadas camisas cerámicas. La caldera de calor residual (H-3B) tiene dos secciones de enfriamiento, la primera se utiliza para enfriar el gas de proceso y para generar vapor de 3.6 kg/cm². Una corriente de gas del bypass caliente (680°C) se toma de esta sección y se utiliza como fuente de calor del recalentador para el gas de proceso antes de entrar en el primer y segundo reactor catalítico. La segunda sección de enfriamiento enfría el gas aproximadamente a 159°C que condensa el vapor del azufre a azufre líquido que se elimina y se drena a la fosa de almacenaje de azufre. De esta sección de proceso se toma



esta corriente de gas (159°C) en la cual se instala el analizador del DAD (AIT-02). Esta corriente de proceso del gas se mezcla con la corriente del gas caliente de bypass para alcanzar la temperatura deseada (250°C) antes de pasar a la entrada del primer reactor catalítico (R-1). Para alcanzar la temperatura de proceso correcta de la corriente, el flujo de la corriente del bypass de gas caliente se controla usando una válvula automática (TCV-100), controlado por un indicador/controlador de medición de temperatura (TIC-100). Las dos corrientes de salida de la caldera de calor residual (H-3B) son: la corriente del bypass de gas caliente ($1381 \text{ S m}^3/\text{h}$, $0.37 \text{ kg}/\text{cm}^2\text{g}$, 680°C) y la corriente del gas de proceso ($5078 \text{ S m}^3/\text{h}$, $0.32 \text{ kg}/\text{cm}^2\text{g}$, 159°C).

2.7 Etapa de Conversión (Ver planos A-300-01 y A-300-02 en ANEXOS)

La segunda sección del proceso Claus es la etapa de conversión. Esta etapa comprende de: un recalentador de proceso del gas (H-3A), de un reactor catalítico (R-2) y de un condensador de azufre (E-5A/B). Dependiendo de la eficiencia total de la recuperación requerida para la planta de recuperación de azufre, el número de etapas de conversión varía. La presente unidad de recuperación de azufre No.2 -SRU de Matapionche tiene dos etapas de conversión mientras que el diseño de la mejora (Up-grade Design) agrega una etapa más, que hace a la nueva unidad de recuperación de azufre No.2 de Matapionche un proceso de tres etapas de conversión. El arreglo de las etapas de conversión es una configuración en serie.

El diseño mejorado (up-graded design) utiliza la corriente del bypass caliente de gas de la caldera de calor residual (H-3B) a 680°C como fuente de calor para que el recalentador ajuste la temperatura de proceso del gas al nivel correcto antes que éste pase a la entrada del primer convertidor catalítico. En este diseño, la corriente de gas del bypass caliente ($1381 \text{ S m}^3/\text{h}$, $0.37 \text{ kg}/\text{cm}^2\text{g}$, 680°C) se mezcla con la corriente de gas de proceso ($5078 \text{ S m}^3/\text{h}$, $0.32 \text{ kg}/\text{cm}^2\text{g}$, 159°C) por medio de un sistema de control de temperatura (TIC-100) para alcanzar una temperatura de la corriente del gas de proceso de 250°C ($5689 \text{ S m}^3/\text{h}$, $0.31 \text{ kg}/\text{cm}^2\text{g}$, 250°C). Las corrientes de proceso entran al convertidor catalítico y se dispersan uniformemente sobre el catalizador por medio de un desviador de flujo.

El primer convertidor catalítico (R-1) en el diseño de la mejora (up-grade design) utiliza una cama dividida de catalizador que contiene los catalizadores de la alúmina activada y de titanio. La capa superior de la cama del catalizador es la de alúmina activada que promueve las reacciones de Claus, utilizándose además como protector contra los contaminantes para el catalizador de titanio, el más costoso.

Las dos capas del catalizador son separadas por una pantalla de acero inoxidable para facilitar en lo posible quitar el catalizador de la alúmina activada sin perturbar la de titanio. Esto es importante puesto que la de alúmina es menos costosa y probablemente necesitará substituirse con más frecuencia que la de titanio. El catalizador de titanio se utiliza para obtener un nivel muy alto de hidrólisis del azufre del carbonilo (COS) y del disulfuro de carbono (CS₂) a H₂S, para poderlo reaccionar de nuevo a azufre con la reacción de Claus. Es importante alcanzar en la primera cama del catalizador del convertidor un nivel muy alto de hidrólisis (95.95% para COS y 95.00% para CS₂) pues



éste es el único convertidor operando a la temperatura más alta que favorece las reacciones de la hidrólisis.

El diseño del proceso mejorado (up-graded) incorpora la instalación de elementos múltiples térmicos / termo pozos en el convertidor, de tal manera que las temperaturas del catalizador de la tapa, del centro y de la parte inferior se miden continuamente para indicar la actividad de catalizador. Tener estas temperaturas permite a los operadores el ajuste de la temperatura de la entrada del gas de proceso y al mismo tiempo obtener la temperatura óptima del punto de condensación del azufre de la cama y, planear exactamente a largo plazo, el remplazo del catalizador una vez que el nivel de actividad ha disminuido a un punto que, la conversión del azufre no se está alcanzando.

La elevación de temperatura deseada para esta primera cama del catalizador del convertidor (nuevo catalizador) es 75°C que es la elevación de temperatura exotérmica creada por la reacción de Claus. El gas de proceso entra a la cama del catalizador a 250°C y sale a 325°C. El gas de proceso sale a 325°C del convertidor catalítico y fluye a un condensador de azufre de tubo y coraza (E-5A/B) el cual utiliza agua tratada como medio de enfriamiento, por el lado frío de la coraza. El gas cargado de vapor de azufre (5615 S m³/h, 0.27 kg/cm²g, 325°C) se enfría a 160°C dando por resultado la condensación de vapor del azufre a azufre líquido que se elimina a través de una pierna del sello del azufre a la fosa de almacenaje de azufre. La corriente del gas del proceso (5515 S m³/h, 0.21 kg/cm²g, 160°C) sale el condensador (E-5A/B) y fluye hacia arriba para la segunda etapa de recalentamiento, donde el gas se mezcla con la corriente gas del bypass caliente (1381 S m³/h, 0.37 kg/cm²g, 680°C) alcanzando la temperatura deseada de 205°C antes de entrar a la segunda etapa de conversión.

La segunda etapa de conversión es esencialmente idéntica a la primera etapa pero contiene solamente el catalizador de alúmina activada. El gas de proceso del condensador de la primera etapa (E-5A/B) (5515 S m³/h, 0.21 kg/cm²g, 160°C) se mezcla con la corriente de gas del bypass caliente (1381 S m³/h, 0.37 kg/cm²g, 680°C) por un sistema del control de temperatura (TIC-102) (idéntico al de la primera etapa de conversión) para alcanzar la temperatura de proceso correcta de la corriente del gas de 205°C (5877 S m³/h, 0.20 kg/cm²g, 205°C) antes de entrar al segundo convertidor catalítico (R-2). Una vez más este segundo convertidor utiliza un desviador de flujo del gas y los termo coples a través de la cama del catalizador.

La corriente del gas del proceso (5848 S m³/h, 0.16 kg/cm²g, 229°C) sale de la segunda cama del catalizador del segundo convertidor catalítico (R-2), al segundo condensador del azufre (E-5A/B). El aumento de temperatura que alcanza la reacción exotérmica es de 24°C.

En el condensador (E-5A/B), el azufre líquido se enfría y se drena a la fosa del azufre, y la corriente de gas de proceso (5848 S m³/h, 0.11 kg/cm²g, 160°C) sale y fluye corriente abajo hacia la tercera etapa de conversión.

El primero y el segundo condensador (E-5A/B) están alojados en una coraza común donde el calor del proceso es recuperado generando el vapor de 3.6 kg/cm².



La corriente del gas de proceso de la salida del segundo condensador (E-5A/B) fluye hacia arriba a un nuevo recalentador con gas de combustible (H-4)/ cámara de mezcla de gas, usando un control de temperatura para recalentar la corriente del gas de proceso ($5848 \text{ S m}^3/\text{h}$, $0.11 \text{ kg/cm}^2\text{g}$, 160°C) de 160°C a la requerida de 200°C antes de entrar en el tercer reactor catalítico (R-3).

La hornilla del gas combustible del recalentador (H-4) es regulada por un controlador relacionador de temperatura (TI-114) y el flujo volumétrico (FIC-103). La temperatura del gas de proceso corriente abajo del recalentador se mide por medio del TI-102 y es el punto de ajuste set-point, para la válvula de control de flujo en la línea de gas combustible a la hornilla del recalentador (H-4).

El flujo volumétrico del gas combustible se mide por medio del FIT-108 y se alimenta al controlador de la relación de flujo (FIC-103).

De acuerdo con el flujo volumétrico del gas combustible, el controlador relacionador (ratio controller) de flujo de aire de combustión (HIC-104), envía una señal hacia el actuador de la válvula de aire de combustión (FV-104) para alcanzar la combustión estequiométrica del gas combustible asegurando que no haya oxígeno (that there is no oxygen breakthrough) en el convertidor catalítico.

La corriente del gas de proceso recalentada ($5943 \text{ S m}^3/\text{h}$, $0.10 \text{ kg/cm}^2\text{g}$, 200°C) entra en el convertidor de la tercera etapa (R-3), pasa a través de la cama del catalizador de alúmina activada que alcanza un incremento de temperatura exotérmica de 3°C .

La corriente del gas de proceso ($5939 \text{ S m}^3/\text{h}$, $0.06 \text{ kg/cm}^2\text{g}$, 203°C) fluye hacia el tercer condensador de azufre E-7, y se enfría a 135°C para, condensar posiblemente todo el vapor restante del azufre a azufre líquido que se drena en la fosa de almacenaje del azufre.

El condensador para la tercera etapa de conversión es independiente de los servicios de la planta y funciona como sistema de circuito cerrado. El agua de enfriamiento del condensador será llenada una vez usando el sistema de abastecimiento de agua de alimentación de calderas de la planta (línea No. 2"-ACA-403N-T4B - dibujo A-400-03 REV. 0). La válvula de alimentación en esta línea permanecerá normalmente cerrada durante operaciones normales.

El vapor de baja presión (1 kg/cm^2) generado del calor de este condensador (E-7), se dirige hasta el aeroenfriador (E-8) donde se enfría y se condensa, condensado y vuelto al condensador por gravedad, (de este sistema de circuito cerrado). La temperatura del gas de proceso que sale el condensador (E-7) se mide por medio del TIC-101 y se utiliza como punto de ajuste para la válvula reguladora de presión (PIC-101) de la entrada de este circuito cerrado de vapor de baja presión para alcanzar y mantener la temperatura del gas de cola.



El segundo analizador (AIT-03) de H₂S/SO₂ (gas de cola) se instala en esta línea de proceso, con la señal generada de la demanda del aire se retro alimenta al controlador en el sistema de control del DAD.

Tabla 2. La eficiencia individual y acumulada de la etapa térmica y las eficiencias y conversiones acumuladas en las tres etapas de conversión.

EFFICIENCY (%)	Thermal Stage	Conversion Stage		
		#1	#2	#3
Conversion:				
Unit	47.01	70.44	73.04	34.04
Cumulative	47.01	81.97	95.14	96.79
Recovery:				
Unit		95.32	79.63	92.17
Cumulative		75.29	91.09	96.35

2.8 INCINERADOR / CHIMENEA

Los flujos del gas de proceso al incinerador/ (chimenea) donde todos los compuestos de azufre (H₂S, COS, CS₂, vapor del azufre) y cualquier gotita de azufre arrastrada que permanezca en el gas de cola se oxidan a SO₂ en el incinerador térmico de llama abierta, antes que el humo resultante salga por la chimenea a la atmósfera.

La temperatura del incinerador y el exceso oxígeno son controlados por el sistema de control existente de flujo de gas combustible y del aire de combustión, el punto de ajuste (set point) de este sistema de control es por medio de control de temperatura.

El exceso de aire se determina por medio de un analizador existente de oxígeno (AI-04), que los operadores ajustan manualmente con las “persianas” de aire de combustión (air louvers) para alcanzar el nivel de concentración deseado de oxígeno. El exceso del oxígeno se mantiene entre el 2% y el 6% para asegurar la combustión completa de los compuestos de azufre.

2.9 FOSA DE AZUFRE

El diseño de la planta mejorada azufre No. 2 incluye un sello-seal pot /"pierna" del condensador de azufre de la tercera etapa de conversión, para drenar el azufre líquido producido a la fosa de almacenaje del azufre. Además será agregado, un sistema del burbujeo de aire para medir continuamente el nivel líquido del azufre en la fosa de almacenaje.

Para mejorar la operación segura de la fosa de almacenaje de azufre en términos de una posible explosión y exposición tóxica al personal de los humos (H₂S), un sistema de barrido del aire será instalado.

La entrada de aire de barrido es tubería “enchaquetada” con vapor y un sistema eductor de vapor para expulsar los vapores de azufre y H₂S de la fosa de azufre hacia la chimenea del incinerador.



El sistema de aire de barrido se diseña para mantener el contenido de H_2S en el espacio vapor de la fosa de azufre a un nivel de menos del 25% del límite bajo de explosividad (LEL) (es decir el 25% de la concentración de 3.4% H_2S) bajo condiciones normales de operación.

2.10 MONITOREO DE EMISIONES DE SO_2 .

La NORMA ambiental (NOM-137) asigna por mandato, esté instalado y mantenida siempre en operación, un Sistema Continuo de Monitoreo de la Emisión de la masa de SO_2 (una especificación de confiabilidad del 90+% está en la NORMA). El sistema de Monitoreo debe medir y reportar exactamente y continuamente la emisión de la masa de la SO_2 de la chimenea de la planta del azufre (chimenea) proporcionando señales de salida de la concentración instantánea de SO_2 (base mojada), del flujo volumétrico de diseño (Q) de la chimenea, y de la emisión instantánea de la MASA de SO_2 . La NOM-137 también especifica que las emisiones de: cada hora, diario, semanal, mensual, y las anuales deben ser registrados y reportados.

Con esta finalidad la planta de azufre No. 2 de Matapionche utiliza actualmente un sistema CEM de Ametek. La confiabilidad y la exactitud hasta la fecha han sido asuntos importantes con este sistema de monitoreo. Durante la prueba de funcionamiento de la planta de azufre realizada por Brimstone STS Ltd. la exactitud de la SO_2 tenía hasta un error del 25% comparado con el del análisis de la cromatografía de gas y el flujo volumétrico de la chimenea fue totalmente errático dando por resultado en una salida de emisión total no-usable. La pobre calibración del analizador de SO_2 (y/o de la operación de sistema incorrecta del muestreo) es probablemente la causa de la inexactitud de la concentración de SO_2 . La preocupación principal es la medición y el cálculo del flujo volumétrico del humo. La velocidad del humo tiene que ser medida y utilizada en el cálculo del flujo volumétrico del humo. El sistema de monitoreo de Ametek está utilizando un tubo Pitot tipo "S" combinado con un transductor de presión electrónico para medir la velocidad del gas. Esta tecnología trabaja bien mientras dos elementos claves estén correctos: 1) la velocidad del gas en la chimenea es mayor de 20 pies por segundo; 2) el tubo de Pitot está instalado en una área de la chimenea que es, un mínimo de ocho (8) diámetros de la tubería corriente arriba del último disturbio de flujo, y un mínimo de cinco (5) diámetros de tubería corriente abajo del siguiente disturbio de flujo. Hay la pregunta grave que cualquiera o ambos elementos se están resolviendo. A bajo flujo de la Unidad Recuperadora de Azufre, la velocidad del humo es probablemente menos que los 20 pies requeridos / el segundo necesario para permitir el uso de un tubo de Pitot.



CAPÍTULO 3

EQUIPOS MECÁNICOS INVOLUCRADOS EN EL PROCESO

3.1 EQUIPO ESPECIAL

3.1.1 HORNO DE REACCIÓN

El gas ácido del acumulador de reflujo **V-3** se pasa al separador del gas ácido **V-6**, donde se separa el líquido que haya sido arrastrado. El gas libre de líquido se alimenta entonces a la cámara de combustión **H-3 A** y se mezcla con el aire de combustión para formar el Anhídrido Sulfuroso y el Azufre Elemental.

3.1.1.1 Generalidades

La cámara de combustión H-3 B es un recipiente cilíndrico horizontal con recubrimiento interno de refractario, en el cual se queman parcialmente el Ácido Sulfhídrico H_2S y el producto de la combustión, es decir, el Anhídrido Sulfuroso SO_2 reacciona con el H_2S , para formar Azufre Elemental por una reacción térmica. La cámara puede ser descrita como dividida en tres secciones: mezcla, combustión y retención.

El gas ácido entra en la cámara axialmente a través de una boquilla de 6" en el centro delantero de la cámara, mientras que el aire de combustión, medido estequiométricamente para quemar un tercio del H_2S , es introducido en la cámara por los sopladores C-1 A/B a través de una boquilla de 8", colocada tangencialmente.

El gas y el aire se mezclan en la garganta mezcladora y son descargados a través del orificio del quemador que está el final de la sección mezcladora. En la sección de combustión, la mezcla de aire y gas se prende con un encendedor de chispa eléctrica inmediatamente después de pasar por el orificio del quemador y se expande a través de un cono de 30 grados. Después, el gas ácido se quema en un espacio confinado para que su combustión sea estable, antes de dilatarse nuevamente a través de otro cono de 45 grados, y pasa a la sección de retención.

La sección de retención es un espacio más grande, que permite que el producto de la combustión SO_2 y la parte sin reaccionar el H_2S tengan el tiempo de residencia suficiente para que la reacción térmica se complete razonablemente. Hay un enladrillado cuadrículado en el tercio delantero de la sección para proporcionar una mejor mezcla del H_2S con el SO_2 .

Finalmente, la sección de retención termina con otro cono de 45 grados y una boquilla con revestimiento de refractario. La mezcla de gas y de vapores de Azufre salen de la cámara de combustión a una temperatura entre $927 - 1165^{\circ}C$, son enfriados en el recipiente de recuperación de calor H-3 B.



3.1.1.2 Sistema eléctrico de Control y Protección

A). Sistema de protección de la flama

Esta unidad es un detector de flamas de estado sólido y sensibilidad ajustable para percibir la radiación ultravioleta emitida por las flamas de gas, aceite o carbón mineral. El amplificador dinámico de autocomprobación verifica la correcta operación, tanto del amplificador como del detector, 75 veces por minuto. Una respuesta irregular a la pérdida simulada de la flama causa una parada o una alarma.

B). Sistema de paro de la unidad

Este sistema eléctrico de control provoca el paro de la unidad, por cinco condiciones diferentes:

- a) Bajo nivel del agua en el recipiente de recuperación de calor (H-3 B);
- b) Alta o baja presión del gas combustible;
- c) Baja presión del aire de combustión;
- d) Alta presión de los gases ácidos;
- e) Falla de la flama.

3.1.1.3 Sistema de Control

El sistema conserva una relación constante de aire de combustión a gas ácido. El aire deberá ser suficiente para quemar un tercio del H_2S presente en el gas ácido cargado a la cámara de combustión H-3 B.

3.1.1.4 Condiciones de Operación

Bajo condiciones normales, el aire de combustión deberá ser suficiente para quemar un tercio del contenido de H_2S en el gas ácido alimentado a la cámara de combustión H-3 A. No deberá usarse ningún exceso de aire. Las cantidades normales se dan en el balance de materiales de los Diagramas de Flujo del Proceso. La temperatura normal de la cámara entre 927 – 1165°C. La temperatura normal de la línea caliente de desviación (by pass) es de unos 564°C.

3.1.1.5 Procedimiento recomendado para curar el Refractario.

Hay dos razones por las cuales el colado (vaciado) no debe ser calentado demasiado rápido la primera vez. Una es que tiene una permeabilidad considerablemente menor que los ladrillos o refractarios plásticos similares y es más difícil para el agua pasar a través del vaciado y escapar al calentarse el refractario. Si la humedad se calienta muy rápidamente, formará vapor de alta presión dentro del cuerpo del material que romperá el nuevo recubrimiento vaciado y lo arruinará.

Hay una ventaja en curar los refractarios vaciados a una temperatura sobre los 21°C, porque desarrollan una estructura más permeable en este rango de temperatura, que cuando la temperatura es inferior a 21°C. En otras palabras, pueden calentarse más rápidamente la primera vez sin peligro de romper el vaciado, cuando se curan a una temperatura superior a 21°C.



- a) Las temperaturas son las temperaturas de los gases calientes en contacto con el vaciado, más que la temperatura en el vaciado mismo.
- b) La temperatura deberá medirse en el punto donde es más alta para evitar sobrecalentamientos locales.
- c) Cualquiera de los vaciados A.P. Green puede calentarse más lentamente. Cuando se tiene un material más crítico en el horno o cuando así se desea por otras razones. Por ejemplo, si la temperatura no puede controlarse con exactitud, será necesario hacerlo más lentamente. Igualmente si la diferencia de temperaturas entre el quemador y el extremo del horno es muy grande será necesario hacerlo más lentamente.
- d) Durante el curado del refractario, la temperatura no debe reducirse ya que produce un curado deficiente y fallas posteriores del refractario.

3.1.1.6 Inspección del Equipo.

Debe realizarse una inspección del lado de la coraza de la unidad recuperadora de calor H-3 B para ver si todo el aceite y la grasa han sido eliminados. En este caso, la temperatura de la cámara de combustión debe reducirse gradualmente a una velocidad de aproximadamente 100 °C/hr. Esta reducción debe mantenerse hasta alcanzar 425°C. A esta temperatura ya se puede cerrar el gas combustible. El flujo de aire debe ser mantenido para proporcionar un enfriamiento adicional de la cámara de combustión H-3 A hasta 150°C.

A esta temperatura, la caldereta puede ser drenada y lavada. La caldereta H-3B y los condensadores de Azufre E-5 A/B se lavan dos veces con agua tratada. Luego, se abren los recipientes para inspeccionar la coraza. Después de terminada la limpieza, se vuelven a llenar los recipientes y comienza la fase final del arranque de la unidad.

Los reactores catalíticos y los demás equipos se calientan a sus respectivas temperaturas de operación, quemando gas combustible en la cámara de combustión H-3 A.

El refractario debe ser calentado gradualmente aún después de curarlo para evitar choques térmicos. La temperatura de la cámara de combustión H-3ª puede incrementarse a razón de aproximadamente 100 °C/hr, llevándola directamente hasta la temperatura de operación.

La reacción entre el H₂S y el SO₂ en los reactores catalíticos son exotérmicas.

Sin embargo, puesto que se produce Azufre por esta reacción, el punto de rocío 205°C aumenta más rápidamente que la temperatura de la cama. Por tanto, para prevenir condensación de Azufre en el reactor, éste debe estar caliente antes de alimentar el gas ácido a la unidad. Observe las temperaturas de salida de los reactores catalíticos e incremente la velocidad de la combustión en la cámara hasta que la temperatura de salida de la cama catalítica sea de 190°C.

Las cantidades de aire y gas combustible requeridas para la combustión estequiométrica pueden aproximarse por la relación de 13 pies cúbicos estándar de aire por pie cúbico estándar de gas combustible.

Así, observando el flujo de aire, se puede calcular la cantidad requerida de gas combustible, corrigidas ambas a condiciones estándar.



3.1.1.7 Alimentación de gas ácido

Se puede decir que la Unidad esta lista para alimentar el gas ácido, cuando hayan sido calentados los reactores catalíticos. El gas ácido se inyecta mientras se está alimentando todavía el gas combustible.

3.1.1.8 Procedimientos de Paro

En un paro programado deben seguirse los siguientes pasos:

1. Reduzca el flujo de gas ácido.
2. Empiece a alimentar gas combustible con lentitud y mantenimiento 0% de oxígeno en los gases de cola. El flujo del aire de combustión debe ajustarse hasta parar completamente el flujo de gas ácido y se opere con gas combustible solamente con 0% de oxígeno en los gases de cola.
3. Antes de cortar el flujo de aire y gas a la cámara de combustión, debe mantenerse la temperatura de entrada a los reactores un tiempo suficiente para evitar la condensación de Azufre sobre el catalizador.

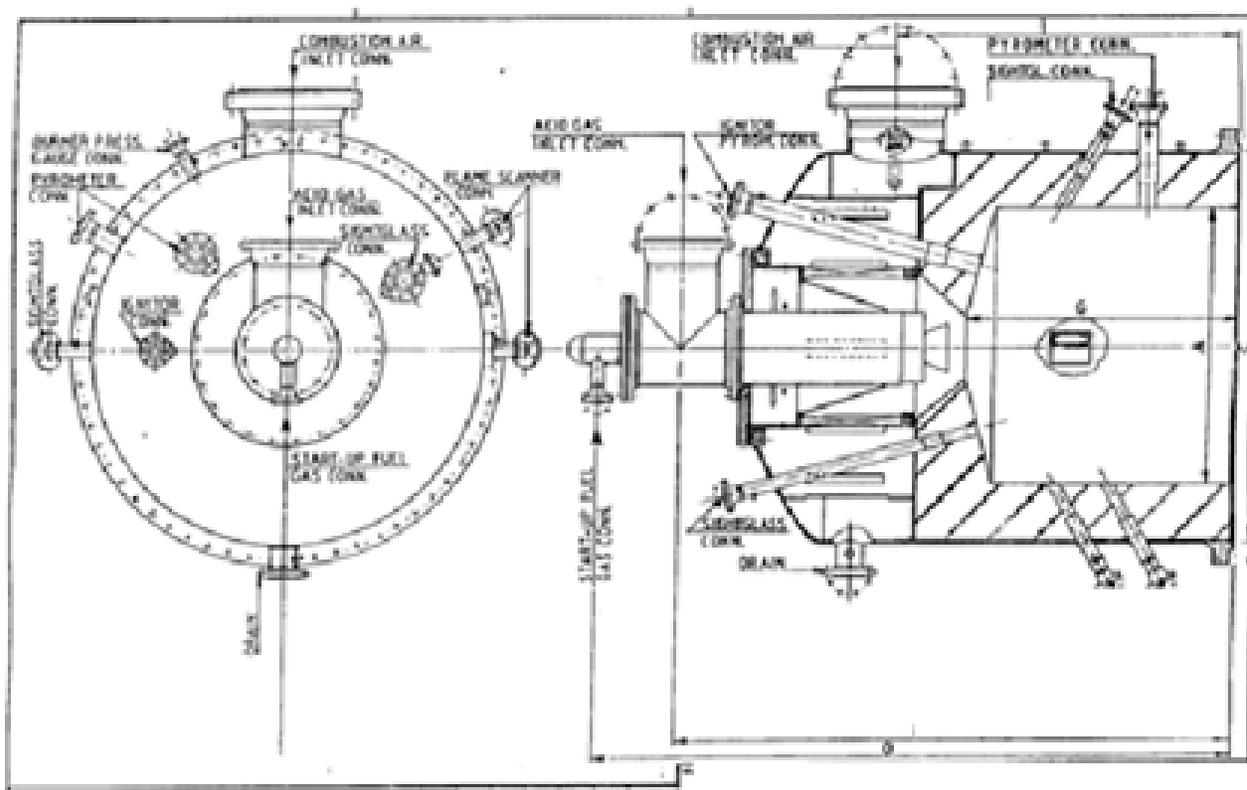


Figura 3.1



3.1.1.9 Sopladores de aire (C-1A/B)

Los sopladores de aire de combustión C-1^a/B, diseñados a 0.42 Kg/Cm² manométricas de caída de presión de salida de la planta recuperadora de Azufre son dos compresores centrífugos Gardner Denver, modelo 9 PDRIS de un paso. Operan a 1800 RPM, requiriendo 75 HP.

Tabla 3. Las condiciones normales de operación para cada compresor.

Entrada :		
Presión	kg/cm ² man	0
Temperatura	°C	37
Salida:		
Flujo de aire	m ³ /hr std.	1971
Presión	kg/cm ² man	0.42

Se suministra aire a la cámara de combustión para quemar un tercio del contenido de H₂S de los gases ácidos que vienen de la planta de MDEA. La relación entre el flujo de gas ácido y el flujo de aire de combustión deberá ajustarse, basándose en el balance de materiales.

La unidad no deberá ser arrancada con la descarga abierta. La rotación debe verificarse con una flecha pintada en el extremo de la salida de la máquina indicando la dirección correcta de rotación. Una rotación incorrecta dará como resultado un funcionamiento deficiente de la unidad.

3.2 REACTORES CATALITICOS

Los R-1, R-2 y R3 son reactores catalíticos en serie, diseñados para combinar Acido Sulhídrico (H₂S) y Dióxido de Azufre (SO₂) y formar Azufre Elemental a temperaturas más bajas. Son recipientes cilíndricos horizontales idénticos, revestidos con refractario A. P. Green Castable No. 22 de 3" de espesor para su aislamiento y protección de la corrosión.

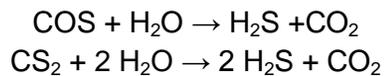
Los reactores catalíticos R-1 y R-2 contarán con dos termos pozos cada uno para permitir al operador ver si las reacciones en el horno se están llevando.

El reactor catalítico R-1 tendrá una capa inferior de dióxido de titanio (TiO₂) como catalizador para asegurar una alta eficiencia de hidrólisis para la conversión de COS y



CS₂ de nuevo a H₂S y el remplazo de alúmina activada (Al₂O₃) de la capa superior como catalizador nuevo.

* Escape de temperatura > 650°F (345°C). También puede ser tan bajo como 550°F (290°C) con un nuevo catalizador.



* Estas son las reacciones predominantes pero hay más de otras 8.

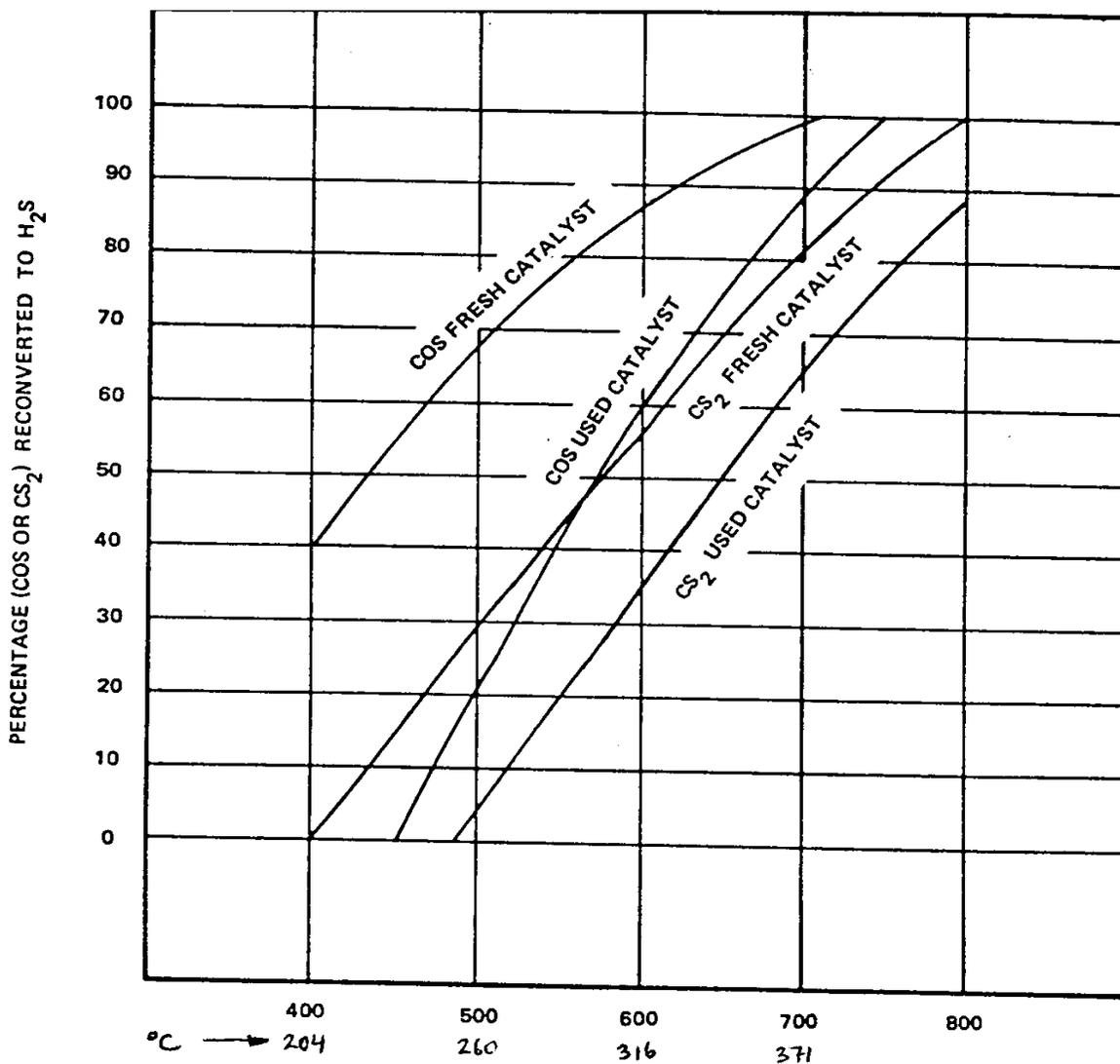


Figura 3.2. Hidrolisis de COS y CS₂ en el conversor de azufre.

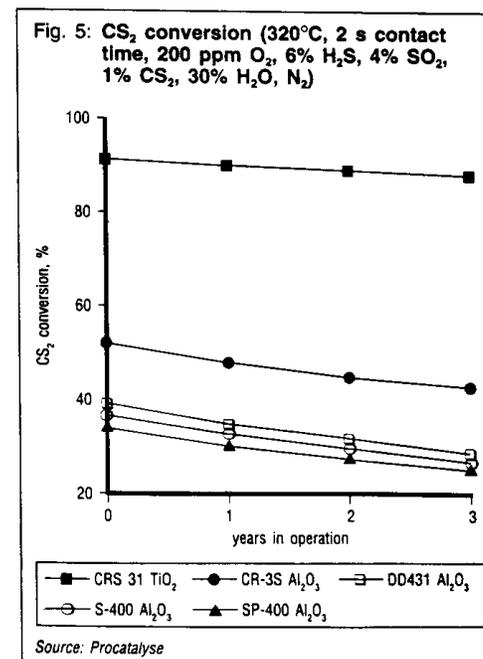
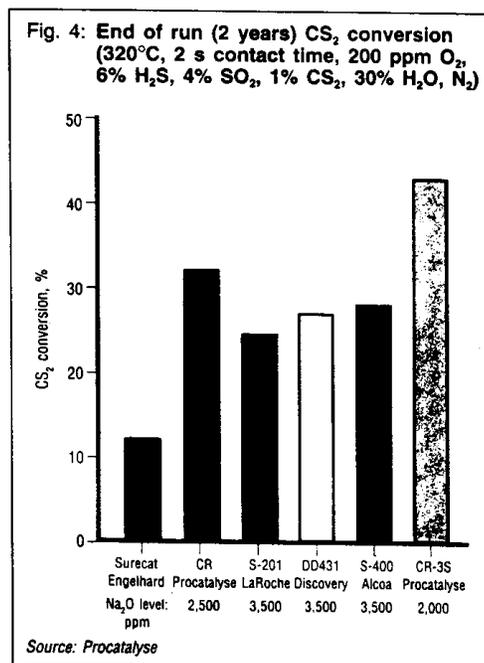
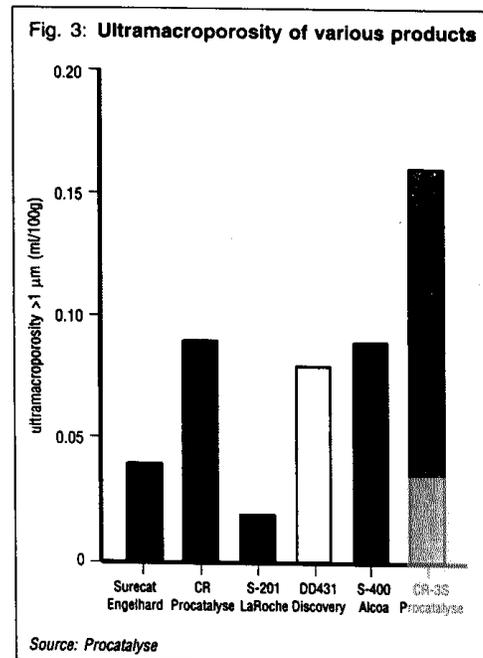
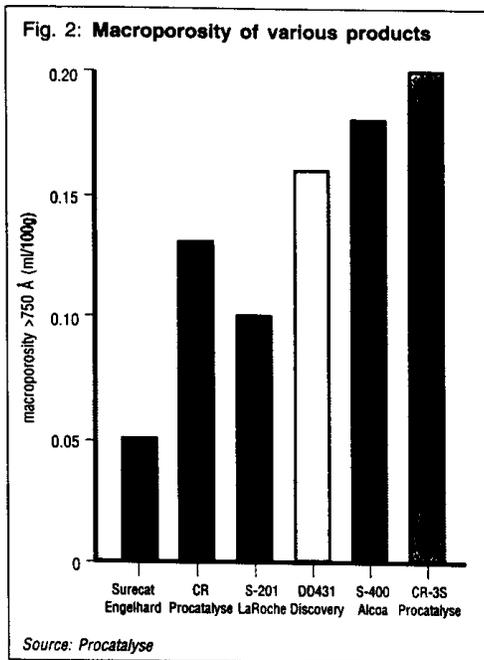


Figura 3.3 Los reactores catalíticos R-2 y R-3 tendrán una capa de alúmina activada (Al₂O₃).

3.2.1 Temperatura de Reacción

Al incrementarse la temperatura de reacción, el grado de conversión y por lo tanto el rendimiento disminuyen, ya que las reacciones principales de producción de Azufre son exotérmicas. Por este motivo es conveniente mantener la temperatura del reactor tan bajo como lo permita el punto de rocío del Azufre y la actividad del catalizador.



3.2.2. Concentración de los Productos de Reacción

Los principales productos presentes en el reactor son Dióxido de Azufre, vapor de agua y vapor de Azufre. La cantidad de estos productos en la fase vapor afecta el equilibrio del sistema, entre menor es la cantidad de productos en fase vapor mayor es el grado de conversión de la reacción. En vista de esto la cantidad de agua presente en el gas de entrada debe reducirse al mínimo posible.

3.2.3 Actividad del Catalizador

La actividad del catalizador se reduce con la incrustación de carbón o de azufre. En algunos casos el efecto de la incrustación se puede contrarrestar aumentando ligeramente la temperatura de reacción. Aunque la conversión disminuye al aumentar la temperatura, la velocidad de la reacción se incrementa y se necesita menor cantidad de catalizador para llevar la reacción al equilibrio.

3.2.4 Factores secundarios que afectan el rendimiento de la reacción:

Los factores que tienen un efecto secundario en el rendimiento de la reacción son: presión y dilución de gases inertes.

3.2.4.1. Presión

Una ligera reducción del volumen total de gases tiene lugar al efectuarse las reacciones de producción de Azufre. Por lo tanto un aumento en la presión al momento de la reacción tiende a incrementar el rendimiento de Azufre. Sin embargo, no es un método práctico o económico para aumentar la producción de Azufre.

3.2.4.2. Dilución de gases inertes

La dilución de gases inertes tiende a disminuir la conversión. Sin embargo, esta tendencia es compensada por la reducción de la temperatura resultante ocasionada por la capacidad calórica del gas inerte.

3.2.5 Operación

Para la siguiente descripción se remite a los planos A-400-01. Una parte del gas caliente de la unidad recuperadora de calor H-3 B, línea de 8", se mezcla con la corriente principal de gas ácido a través de la válvula de control de temperatura TCV-100, para ajustar la temperatura de reacción apropiada para el primer reactor catalítico (R-1). El gas se alimenta entonces al reactor a través de una boquilla de 10" con un distribuidor de gas para una distribución uniforme del gas. Los gases de reacción salen del reactor por una boquilla de 14", situada en el fondo del reactor, y entran al condensador de Azufre No. 1, E-5 A/B, donde se separan el Azufre y el gas. Luego se alimenta el gas al segundo reactor R-2, después de mezclarlo con otra parte de los gases calientes a través de la válvula de control de temperatura TCV-102, para ajustar la temperatura de reacción apropiada para el segundo reactor catalítico (R-2), al igual que el reactor catalítico R-1 el gas se alimenta entonces al reactor a través de una boquilla de 10" con un distribuidor de



gas para una distribución uniforme del gas. Los gases de reacción salen del reactor por una boquilla de 14", situada en el fondo del reactor, y entran al condensador de Azufre No. 1, E-5 A/B, donde se separan el Azufre y el gas.

Para la siguiente descripción se remite a los planos A-400-03. El gas caliente de la unidad recuperadora de calor H-4, se alimenta al reactor catalítico R-3 a través de una boquilla de 12" con un distribuidor de gas para una distribución uniforme del gas. Los gases de reacción salen del reactor por una boquilla de 18", situada en el fondo del reactor, y entran al condensador de Azufre No. E-7, donde se separan el Azufre y el gas

Tabla 4 Las condiciones de operación de diseño son:

Temperatura °C	R-1	R-2	R-3
Gas de entrada	224.7	212.1	200.0
Gas de Salida	280-340	214-253	200-203

3.2.6. Sistema de Control

El control más importante para la producción de Azufre es el control de la **relación aire-gas ácido** para mantener una eficiencia global de conversión.

Esta se consigue controlando la relación H_2S / SO_2 en los gases residuales. De acuerdo al gas Processor Supplier Association la relación H_2S / SO_2 debe ser entre 1 y 3 con el objetivo de 2.0. Es difícil conseguir una relación exacta de 2.0 puesto que cualquier cambio ligero **aire-gas ácido** afecta gradualmente la relación H_2S / SO_2 en los gases residuales.

El Controlador de Temperatura TIC-100 toma la lectura de la temperatura y activa la válvula de control TVC-100. Si la temperatura esta alta con respecto a la calibración del TIC-100, la señal cerrará la TCV-100; si la temperatura esta baja, la señal abrirá la TCV-100.

El Termopar TE-5 también detecta la temperatura del gas antes de entrar al reactor y manda una señal eléctrica al registrador UR-1. Después de que el gas deja el reactor, él TE-8 detecta la temperatura y manda una señal eléctrica al registrador UR-1.

El Controlador de Temperatura TIC-102 toma la lectura de la temperatura y activa la válvula de control TVC-102. Si la temperatura esta alta con respecto a la calibración del TIC-102, la señal cerrará la TCV-102; si la temperatura esta baja, la señal abrirá la TCV-102.

El Termopar TE-6 también detecta la temperatura del gas antes de entrar al reactor y manda una señal eléctrica al registrador UR-1. Después de que el gas deja el reactor, él TE-9 detecta la temperatura y manda una señal eléctrica al registrador UR-1.

El Controlador de Temperatura TIC-105 toma la lectura de la temperatura manda una señal vía software al sistema de control DAD. Si la temperatura esta alta con respecto a la



calibración del TIC-105, la señal regulará la relación aire-combustible para mantener la temperatura deseada a la entrada del Reactor catalítico R-3.

3.2.7 ABSORCIÓN DE CALOR

Propósito: Remover azufre depositado

Método: Calentar la cama de 30 – 60°F (90°F máx.) de un arranque normal de temperatura acerca de 2 días. Esto se hace tan seguido como una vez al mes.

3.2.8 REJUVENECIMIENTO

Propósito: Remover azufre del catalizador

Método: Siguiendo la absorción de calor, incrementa la relación $H_2S:SO_2$ para asegurar el exceso de H_2S en la cama y reducir el sulfato a S y H_2O .

- Una relación de 2.5:1 deberá ser suficiente
- Este procedimiento causará un descenso de la cama ΔT
- Este largo procedimiento es seguidamente limitado por la emisión del nivel

Se recomienda realizar un rejuvenecimiento después de cada 4 absorciones de calor.

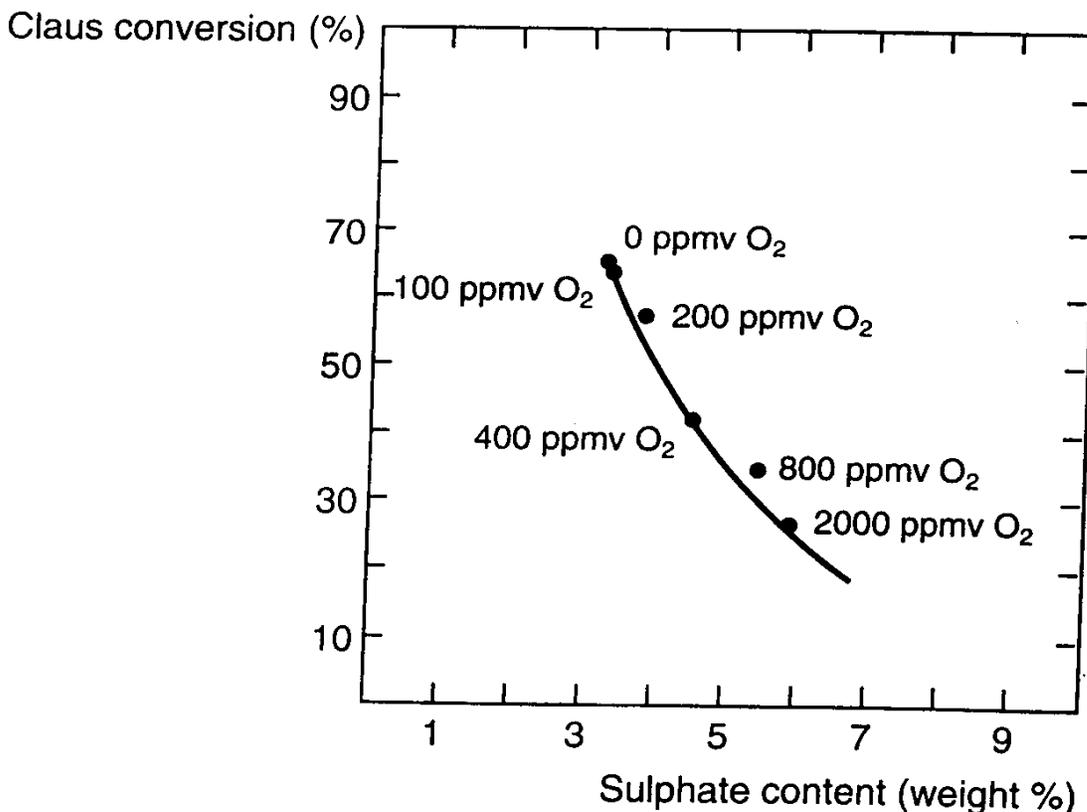


Figura 3.4. Sulfatación de catalizador para el proceso Claus



3.3 TIPOS DE CATALIZADORES

Bauxite (comúnmente usando en la industria hasta los años de 1960)

* Muy bajo a recuperación (rango de 80 a 90%)

Alúmina activada

- ✓ Alcoa: S-100 ; S-400
- ✓ Discovery (ahora perteneciente de Alcoa): DD-431
- ✓ LaRoche (formadamente por Kaiser): S-2001
- ✓ Porocel: Maxcel 727
- ✓ Axens (Formadamente por Pro-Catalyse/ Rhone Poulenc): CR-3S

Catalizadores Alúmina Promovidos

- ✓ Alcoa: SP-100 ; SP-400
- ✓ LaRoche: S-501
- ✓ Porocel: Maxcel 747

Catalizadores basados en óxido de titanio (por hidrólisis de COS y CS₂)

- ✓ Alcoa: SRC 99tl; DD-931 (un compuesto esférico)
- ✓ LaRoche: S-701
- ✓ Axens: CRS-31

Catalizadores de Oxígeno barrido

- ✓ Axens: AM catalyst

3.4 CONVERTIDOR DE CAMAS ΔT 'S

- Cada planta es única:
- 1er rango normalmente de 130 – 150°F (70 – 80°C)
- 2do rango normalmente de 35 – 55°F (20 – 30°C)
- 3er rango normalmente de 0 – 10°F (0 – 5°C)

Nota: Es importante monitorear el ΔT por cada rango en orden para entender que está pasando con la actividad catalizadora.

Donde: Camas ΔT = Botón de la cama de temperatura.

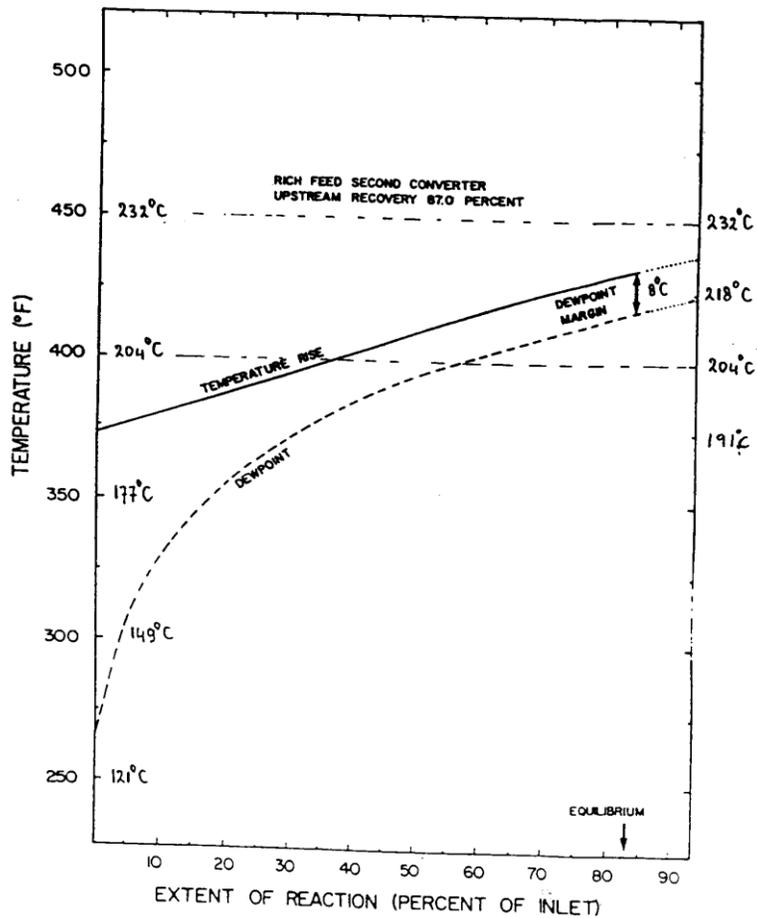


Figura 3.5. Aumento de la temperatura y la variación del vapor de rocío del azufre en la reacción del convertidor

3.4.1 CRITERIOS DE CAMBIOS DE CAMAS

	1er Rango	2do Rango	3er Rango
Bien	>70%	>60%	>45%
Justo	60 – 70	40 – 60	30 – 45
Remplazado	<60	<40	<30

NOTA:

- Esto es sólo una guía. Se sugiere el proceso de ingeniería para determinar el catalizador junto con las operaciones antes de tomar alguna decisión de cambio.
- Con el catalizador nuevo en la Unidad Recuperadora de Azufre, el 3er rango puede mostrar unidades de conversión lentas junto con altas conversiones.



- Como el primer rango de actividad muestra, las eficiencias del 2do y el 3er rango incrementan; y como el segundo rango de eficiencia muestra, el tercero incrementa.

(Basado en el área de superficie del catalizador)

Tabla 4. Basado en adsorción de nitrógeno por la teoría de Brunauer Emmet Teller (B.E.T)

Área de superficie de un catalizador usado	Recomendación
80 – 100 m ² / gm	Cambio Definitivo
110 – 120 m ² / gm	Cuestionable – puede tener un Año más de servicio, no en extremo servicio.
130 – 140 m ² / gm	Bien por 1 o 2 años más
150 + m ² / gm	Sin problemas

Nota: (1) Es mejor para nosotros estos datos en conjunción con los datos de la unidad de cama de eficiencia de conversión para determinar o no los cambios del catalizador.
 (2) Otros parámetros de concernencia: contenido de sulfato (<3.5-4%); contenido de cabrón; resistencia aplastada, actividad.

3.5 CONDENSADORES

Para lo condensadores el Rango de velocidad recomendado es:

$$3.5 \text{ a } 5.5 \text{ lb/ft}^2\text{-seg} \left(\begin{array}{c} 2-6 \text{ fuera} \\ \text{de rango} \end{array} \right)$$

“Niebla” = Gotas que son lo suficientemente pequeñas para comportarse como un gas y no son capturadas por coalescedores. (También conocidas como “neblina”).

Esta condición eleva el punto de condensación del azufre regulando alta temperatura de recalentamiento para prevenir que el azufre caiga dentro de la corriente baja del convertidor.

El resultado es una conversión reducida y además más baja que la planta de eficiencia.

CAUSA: Tasas de transferencia de alto calor de la corriente de gas.

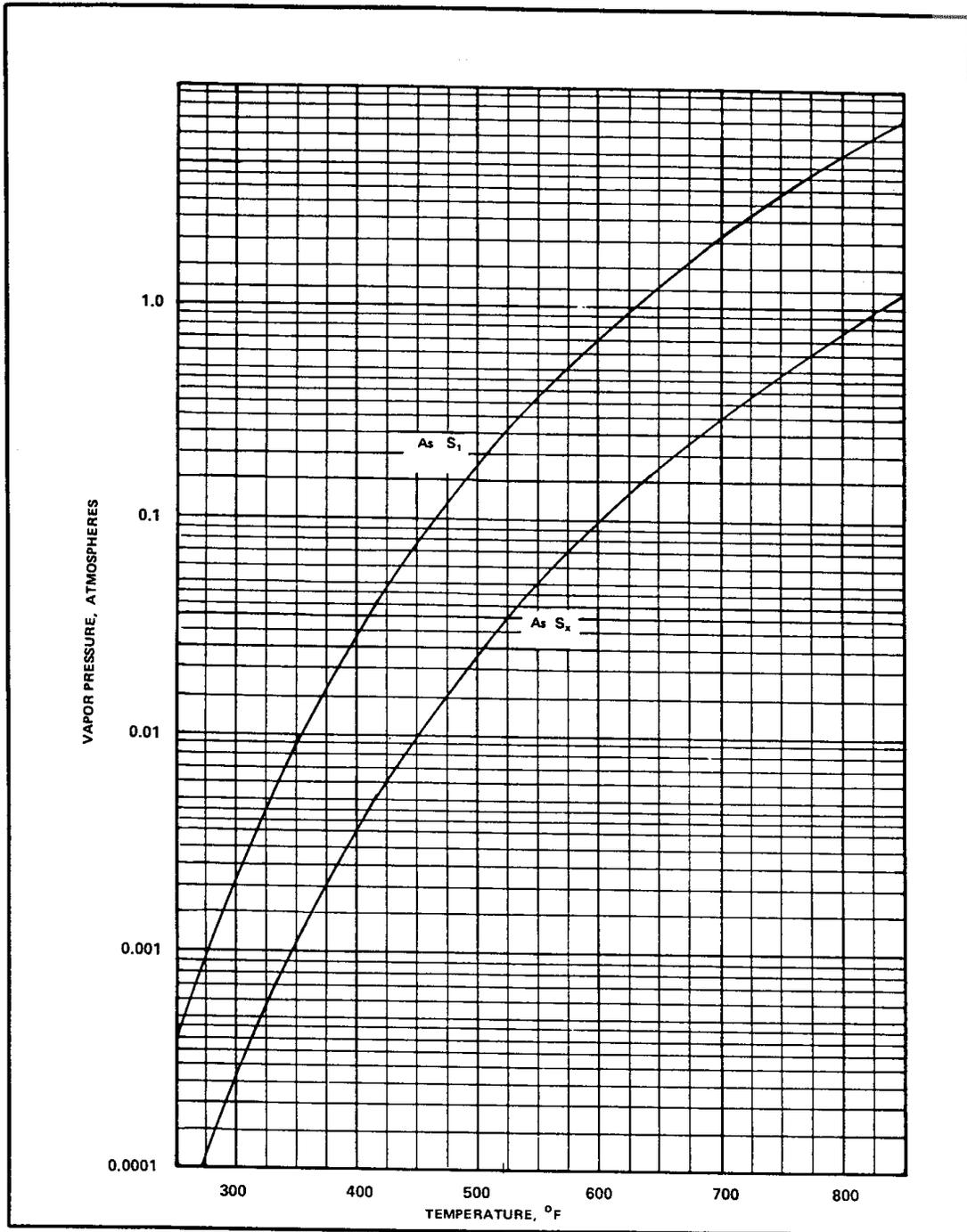


Figura 3.6 Diagrama presión-temperatura del azufre

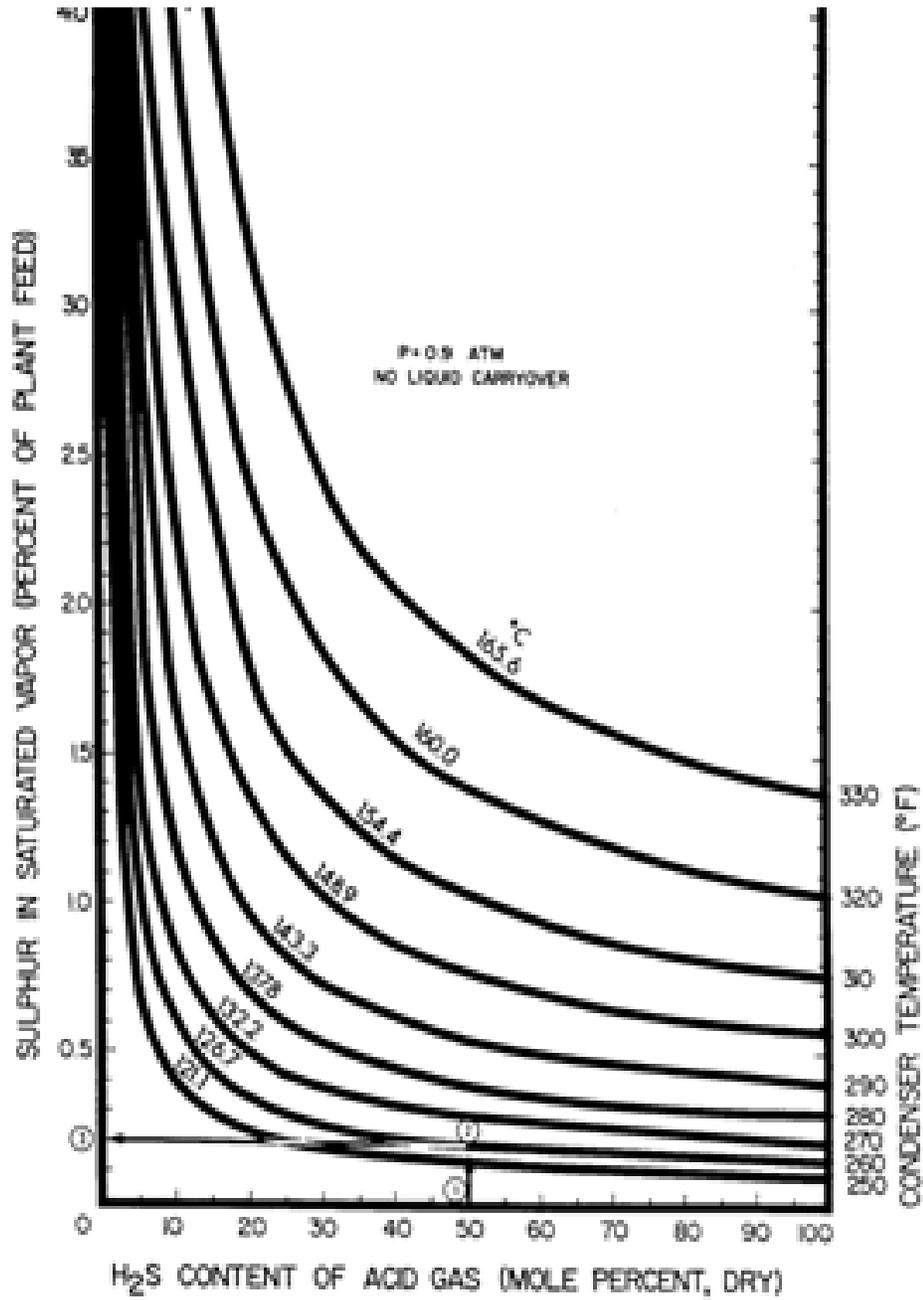


Figura 3.7. Perdida de vapor en el condensador



3.6 RECALENTADORES

Para recalentar gases desde arriba de un condensador de un catalizador convertidor.

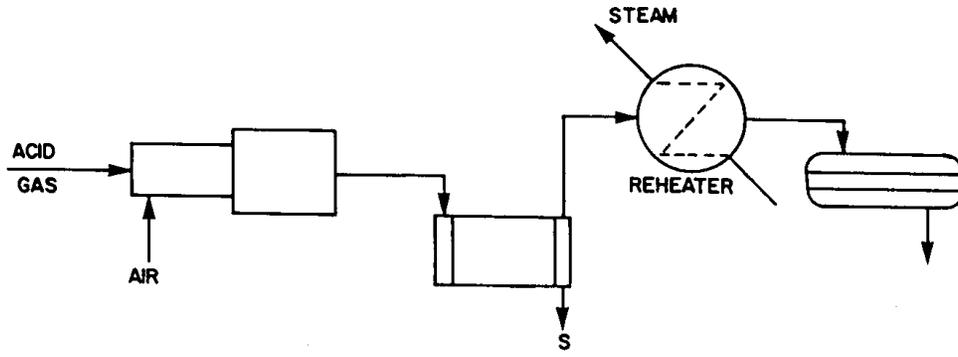
- 1.-El propósito es brindar suficiente calor, así el azufre no se condensará dentro del catalizador (el contenido de azufre del gas incrementa como es pasado a través de la cama)
- 2.- Normalmente recalentar el gas 65 – 90°F de la boca de salida de temperatura del condensador (no menos de 60°F).

Tipos:

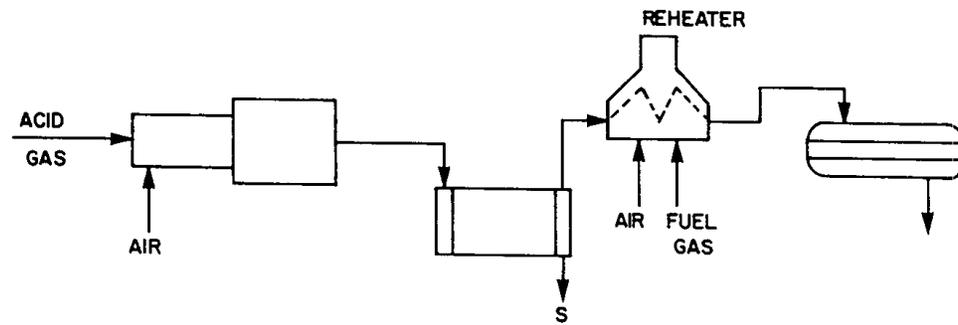
- Tubo de paso de aire caliente
- Quemadores en línea (gas ácido o gas combustible)
- Recalentador Indirecto
- Vapor Intercambiador
- Llamas de gas combustible
- Intercambiador gas/gas
- Calentadores eléctricos

3.7 INTERCAMBIADOR DE CALOR

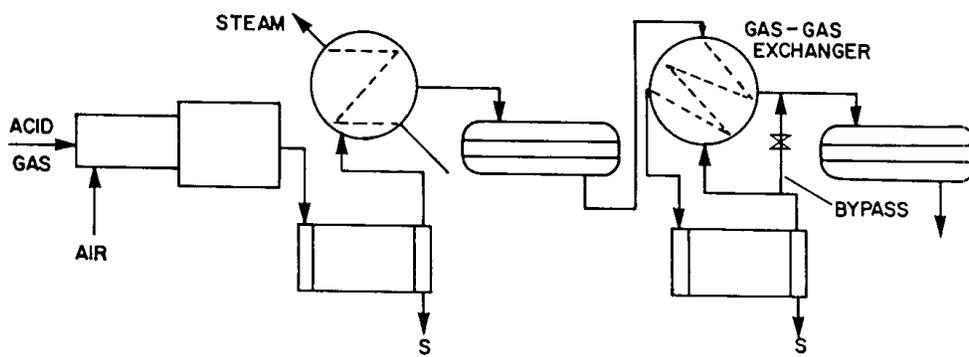
- Flexibilidad máxima del calor de 20,000 BTU/F^2-hr para un intercambiador de tipo de caldera y 30,000 BTU/F^2-hr para uno de tipo de termo fusión.
- La limitante se establece a 400 psig para mantener el espesor del espejo bajo.
- El espejo está cubierto por refractario, de igual forma se insertan los ferrules para ayudar a prevenir el choque entre los tubos.
- Los intercambiadores de calor de dos pasos son comunes, con tubos largos en el primer paso y tubos más cortos en el segundo.



(a) STEAM REHEATER



(b) FUEL GAS FIRED INDIRECT HEATER



(c) GAS-GAS HEAT EXCHANGER

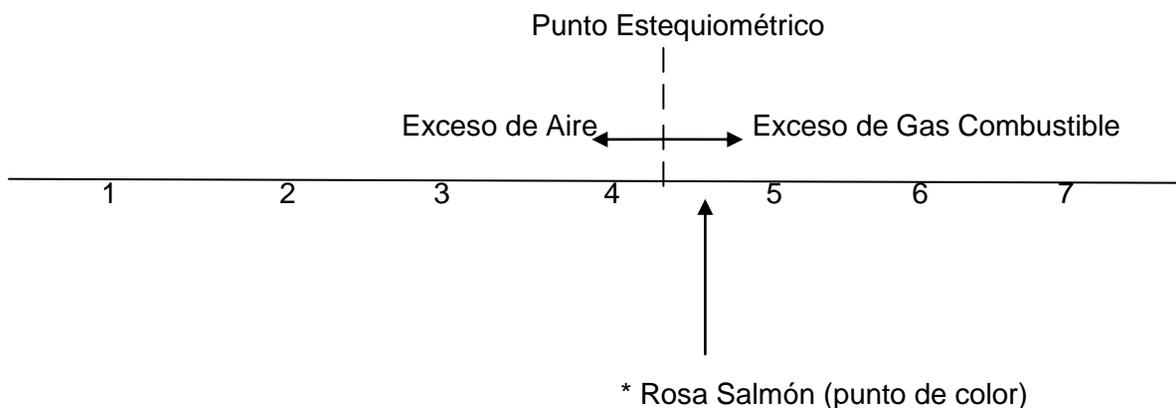
Figura 3.8. Procesos indirectos



3.8 QUEMADORES DE GAS COMBUSTIBLE EN LINEA – TABLA DE COLOR DE FLAMA

Esta tabla es muy útil en determinar el estado de un gas combustible (gas natural) quemado → la forma preferida de situar una operación es indicada por una flecha situada entre (4) y (5) en la línea.

- ✓ Demasiado aire (4) significa oxígeno
- ✓ Causa sulfatación de aguas abajo del catalizador (inferior a la eficiencia de conversión de azufre)
- ✓ Puede resultar en el catalizador llamas de azufre (y también en el sistema donde el azufre está presente y la temperatura se exceda acerca de 220°C, el azufre autoencendido apunta a azufre en el aire). También resulta en la sulfatación del catalizador.
- ✓ Muy poco aire (6) significa depósito de carbón dentro de las aguas abajo del catalizador:
- ✓ Incrementa la presión baja en la cama catalítica si se usa gas combustible (reduce la capacidad de la planta)
- ✓ Incrementa la presión baja (además de una cama catalítica) y, desactiva el catalizador si se usa gas combustible rico (baña la superficie de las partículas del catalizador y hay bajas eficiencias de conversión de azufre).



1. Se extingue la flama
2. Flama estable, azul profundo
3. Flama estable, azul
4. Flama estable, el color se cambia a un azul rosáceo
5. Flama flamantemente estable, amarillo colocado en azul
6. Flama inestable, color amarillento o rojizo
7. Flama muy inestable, color rojizo y grisáceo por dentro

* El punto de color “rosa salmón” ocurre cuando la flama es estable y en el lado de aire deficiente del punto estequiométrico.



3.9 RECIPIENTES (A PRESIÓN Y ATMOSFÉRICOS, DE PROCESO Y ALMACENAMIENTO)

3.9.1 SEPARADOR DE GAS ACIDO (V-6)

(Equipo Existente)

➤ Descripción del equipo:

❖ Fabricante: BLACK SIVALLS & BRYSON INC.

❖ Cuerpo:

- Especificación del material: SA-515-70
- Posición: Vertical.
- Longitud: 1.65 m.
- Altura: 2.88m.
- Espesor de fabricación: 3/16"
- Espesor Actual: 5.51 mm. (0.21")
- Diametro interior: 0.903 m.
- Capacidad 1.26 m³.

❖ Tapas o cabezas:

- Especificación del material: SA-515-70.
- Espesor de fabricación: 3/16".
- Espesor actual: 6.22 mm. (0.24").
- Tipo: Elípticas.

❖ Tipo de armado interior: 2 mallas eliminadoras de arrastre o niebla SS-316.

❖ Relevado de esfuerzos: SI.

❖ Condiciones de operación:

- Presión (Diseño): 1.05 kg/cm² (14.93 Lb/in²).
- Temperatura (Diseño): 65.5 °C (150 °F).
- Presión (Operación): 0.35 kg/cm² (4.98 Lb/in²).
- Temperatura (Operación): 31.5 °C (88.7 °F).

➤ Funcionamiento del equipo:

El equipo tiene como función principal eliminar el contenido de líquido de la corriente de gas, mediante un condensado de agua, llevándose a una alta presión y una baja temperatura, la cual se denomina como flasheo, donde mediante el demister (filtro) se hace la separación de gas y de líquido, donde el gas sube a la parte alta del equipo y continúa el proceso, mientras que el líquido cae a la parte inferior del equipo y se va hacia el drenaje.

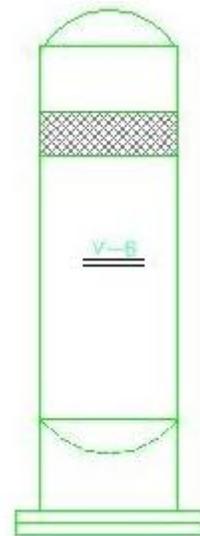


Figura 3.9.



3.9.2 GAS DE COLA (SEPARADOR DE GAS DE COLA) (V-7)

(Equipo Existente)

➤ Descripción del equipo:

❖ Fabricante: ENFAB INC.

❖ Cuerpo:

- Especificación del material: SA-516-70
- Posición: Vertical.
- Longitud: 3.04 m.
- Altura: 4.67 m.
- Espesor de fabricación: -----
- Espesor Actual: 8.10 mm (0.31")
- Diámetro interior: 1.20 m.
- Capacidad: 3.92 m³.

❖ Tapas o cabezas:

- Especificación del material: SA-516-70.
- Espesor de fabricación: -----.
- Espesor actual: SUP 8.7 mm (0.34"); INF 8.9 mm (0.35")
- Tipo: Elipticas.

❖ Tipo de armado interior: Extractor de niebla SA-516-GR.70 Acero Inox. Serpentón SA-106-B, Chaqueta de Fondo.

❖ Relevado de esfuerzos: SI.

❖ Condiciones de operación:

- Presión (Diseño): 1.05 kg/cm² (14.93 Lb/in²)
- Temperatura (Diseño): 204 °C (400 °F)
- Presión (Operación): 0.12 kg/cm² (1.70 Lb/in²)
- Temperatura (Operación): 145 °C (293 °F)

➤ Funcionamiento del equipo:

El fluido entra al separador y choca con el deflector interno causando la separación, a esto se le llama separación inicial del líquido y vapor, la fuerza de gravedad causa que el líquido se vaya hacia el fondo y el gas vaya hacia el domo del recipiente. La recolección del líquido en el fondo provee un tiempo de retención, el cual ayuda a que los gases y líquidos encuentren el equilibrio a una presión.

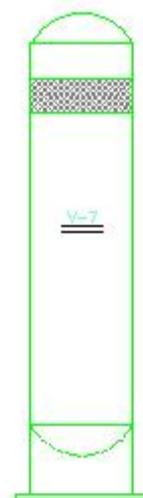


Figura 3.10.



3.9.3 FOSA DE ALMACENAMIENTO DE AZUFRE (V-8)

(Equipo existente)

➤ Descripción del equipo:

❖ Fabricante: CONSTRUCCIÓN.

❖ Cuerpo:

- Especificación del material: CONSTRUCCIÓN CONCRETO RECUBIERTO CON PLACAS DE ACERO AL CARBÓN
- Posición: Fosa
- Longitud: 5.1m.
- Altura: Profundidad Mín:2.20 Máx:2.82
- Espesor de fabricación: -----
- Espesor Actual: -----
- Diametro interior: Largo 9.9 m.
- Capacidad: 105.43m³.

❖ Tapas o cabezas:

- Especificación del material: Luminite.
- Espesor de fabricación: -----.
- Espesor actual: -----
- Tipo: Plana.

❖ Condiciones de operación:

- Presión (Diseño): Atmosférico.
- Temperatura (Diseño): -----
- Presión (Operación): Atmosférico.
- Temperatura (Operación): -----

➤ Funcionamiento del equipo:



Figura 3.11

Tiene como función almacenar el azufre líquido el cual sale de los condensadores.



3.9.4 SELLO DE AZUFRE (E-7)

(Equipo Nuevo)

➤ Descripción del equipo:

- ❖ Fabricante: TBD.
- ❖ Cuerpo:
 - Especificación del material: SA-106-B
 - Posición: Vertical.
 - Longitud: TBD.
 - Altura: TBD.
 - Espesor de fabricación: SCH.STD
 - Espesor Actual: SCH.STD
 - Diámetro interior: TBD.
 - Capacidad: TBD.
- ❖ Condiciones de operación:
 - Presión (Diseño): 3.52 kg/cm² (50.0 Lb/in²).
 - Temperatura (Diseño): 343 °C (650 °F)
 - Presión (Operación): Atmosférico.
 - Temperatura (Operación): 135 °C (275 °F)

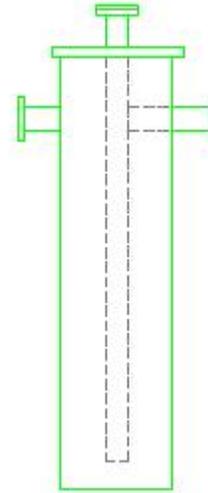


Figura 3.12.

➤ Funcionamiento del equipo:

El sello de azufre, tiene la función que no exista contraflujo de azufre, tiene el mismo funcionamiento que una válvula tipo check.



3.9.5 REACTOR CATALÍTICO (R-1)

(Equipo existente)

➤ Descripción del equipo:

❖ Fabricante: BLACK SIVALLS & BRYSON INC.

❖ Cuerpo:

- Especificación del material: SA-515-70
- Posición: Horizontal.
- Longitud: 4.57 m.
- Altura: 4.57 m.
- Espesor de fabricación:-----
- Espesor Actual: 6.17 mm (0.24").
- Diámetro interior: 2.42 m (2.273m).
- Capacidad: 24.87 m³.

❖ Tapas o cabezas:

- Especificación del material: SA-515-70.
- Espesor de fabricación: N/D.
- Espesor actual: 5.66 mm (0.22").
- Tipo: Elípticas.

❖ Tipo de armado interior: 2 Deflectores Soporte para el Reactivo Malla de Alambre.

❖ Relevado de esfuerzos: SI.

❖ Condiciones de operación:

- Presión (Diseño): 1.05 kg/cm² (14.93 Lb/in²)
- Temperatura (Diseño): 343 °C (650 °F)
- Presión (Operación): 0.21 kg/cm² (2.98 Lb/in²)
- Temperatura (Operación): 338.5 °C (641.3 °F)

➤ Funcionamiento del equipo:



Figura 3.13.

Los R-1, R-2 y R3 son reactores catalíticos en serie, diseñados para combinar Acido Sulfhídrico (H₂S) y Dióxido de Azufre (SO₂) y formar Azufre Elemental a temperaturas más bajas.



3.9.6 REACTOR CATALÍTICO (R-2)

(Equipo existente)

➤ Descripción del equipo:

❖ Fabricante: BLACK SIVALLS & BRYSON INC.

❖ Cuerpo:

- Especificación del material: SA-515-70
- Posición: Horizontal.
- Longitud: 4.57 m.
- Altura: 4.57 m.
- Espesor de fabricación:-----
- Espesor Actual: 5.96 mm (0.23").
- Diámetro interior: 2.42 m (2.273m Effective Refractory DI).
- Capacidad: 24.88 m³.

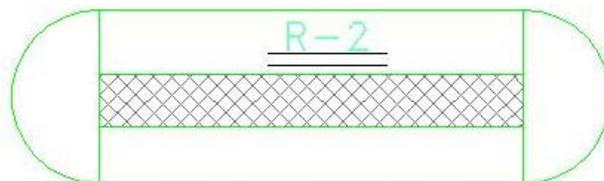


Figura 3.14.

❖ Tapas o cabezas:

- Especificación del material: SA-515-70.
- Espesor de fabricación: N/D.
- Espesor actual: 7.72 mm (0.30").
- Tipo: Elípticas.

❖ Tipo de armado interior: 2 Deflectores Soporte para el Reactivo Malla de Alambre.

❖ Relevado de esfuerzos: SI.

❖ Condiciones de operación:

- Presión (Diseño): 1.05 kg/cm² (14.93 Lb/in²)
- Temperatura (Diseño): 343 °C (650 °F)
- Presión (Operación): 0.18 kg/cm² (2.56 Lb/in²)
- Temperatura (Operación): 238.7 °C (461.7 °F)

➤ Funcionamiento del equipo:

Ver párrafo 3.9.5 (Funcionamiento del equipo).



3.9.7 REACTOR CATALÍTICO (R-3)

(Equipo existente)

➤ Descripción del equipo:

❖ Fabricante: TBD.

❖ Cuerpo:

- Especificación del material: SA-516-70
- Posición: Horizontal.
- Longitud: 4.572 m S/S
- Altura: 4.57 m.
- Espesor de fabricación: TBD.
- Espesor Actual: TBD.
- Diámetro interior: 2.426m.
- Capacidad: 24.88 m³.

❖ Tapas o cabezas:

- Especificación del material: SA-516-70.
- Espesor de fabricación: TBD.
- Espesor actual: TBD.
- Tipo: Elípticas.

❖ Tipo de armado interior: 2 Deflectores Soporte para el Reactivo Malla de Alambre.

❖ Relevado de esfuerzos: SI.

❖ Condiciones de operación:

- Presión (Diseño): 3.52 kg/cm² (50.0 Lb/in²).
- Temperatura (Diseño): 343 °C (650 °F).
- Presión (Operación): 0.10 kg/cm² (1.42 Lb/in²).
- Temperatura (Operación): 200 °C (392 °F)

➤ Funcionamiento del equipo:

Ver párrafo 3.9.5 (Funcionamiento del equipo).

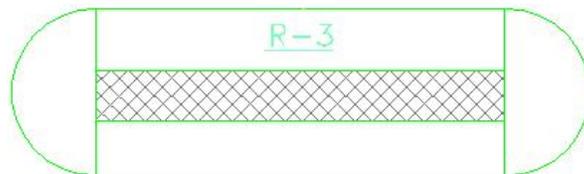


Figura 3.15.



3.9.8 EDUCTOR DE SISTEMA DE BARRIDO (EV-1) (Equipo Nuevo)

➤ Descripción del equipo:

❖ Fabricante: TBD.

❖ Cuerpo:

- Especificación del material: ANSI B.16.5 Class150 RF
- Posición: Horizontal.
- Espesor de fabricación: 316 / 316L SS.
- Espesor Actual: TBD.
- Diámetro interior: TBD.

❖ Condiciones de operación:

- Presión (Diseño): 5.6 kg/cm² (79.65 lb./in²) Full Vacuum
- Temperatura (Diseño): 177 °C (350.6 °F)
- Presión (Operación): 3.5 kg/cm² (49.78 lb/in²)
- Temperatura (Operación): 147 °C (296.6 °F)

➤ Funcionamiento del equipo:

Tiene como función inyectar vapor a la fosa de almacenamiento de azufre para que el azufre se mantenga a una temperatura de 140 °C y de esta manera evitar que el azufre se solidifique, así mismo provee vapor al Incinerador de Gas de Cola (I-1) para evitar las emisiones de humo negro a la atmosfera.

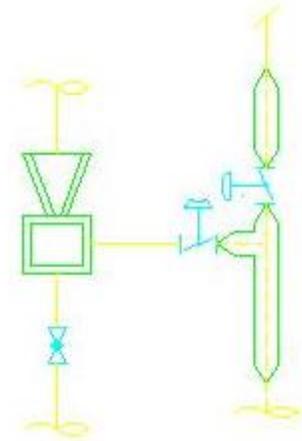


Figura 3.16.



3.10 BOMBAS Y SOPLADORES

3.10.1 BOMBA DE ENVIO DE AZUFRE A AUTOTANQUES (P-5A)

(Equipo Existente)

➤ Descripción del equipo:

- ❖ Fabricante: CHAS. S.LEWIS
- ❖ Tipo: Bomba Vertical.
- ❖ Flujo: 378 LPM (100 USGPM).
- ❖ Fluido: Azufre Viscosidad 10 cP @ 140 °C 1.795 S.G.
- ❖ Accionador: 7.5 HP @ 1750 RPM 460/3/602.
- ❖ Condiciones de operación:
 - Presión (Diseño): ANSI CLASS B16.1
 - Temperatura (Diseño): 148 °C (298 °F)
 - Presión (Operación): Succión 0.18 kg/cm² (2.56 lb/in²); Descarga 1.1 kg/cm² (15.65 lb/in²) 284
 - Temperatura (Operación): 140 °C (°F)

➤ Funcionamiento del equipo:

Su función es suministrar el azufre líquido que se encuentra en la fosa de almacenamiento hacia las llenadoras, las cuales despachan a los auto tanques.

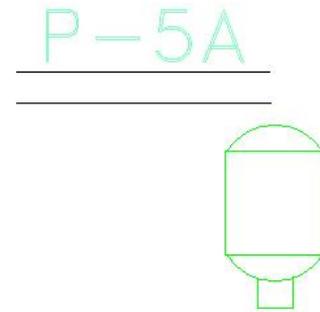


Figura 3.17



3.10.2 BOMBA DE ENVIO DE AZUFRE A AUTOTANQUES (P-5B)

(Equipo Existente)

➤ Descripción del equipo:

- ❖ Fabricante: CHAS. S.LEWIS
- ❖ Tipo: Bomba Vertical.
- ❖ Flujo: 378 LPM (100 USGPM).
- ❖ Fluido: Azufre Viscosidad 10 cP @ 140 °C 1.795 S.G.
- ❖ Accionador: 7.5 HP @ 1750 RPM 460/3/602.

❖ Condiciones de operación:

- Presión (Diseño): ANSI CLASS B16.1
- Temperatura (Diseño): 148 °C (298 °F)
- Presión (Operación): Succión 0.18 kg/cm² (2.56 lb/in²); Descarga 1.1 kg/cm² (15.65 lb/in²)
- Temperatura (Operación): 140 °C (284 °F)

➤ Funcionamiento del equipo:

Su función es suministrar el azufre líquido que se encuentra en la fosa de almacenamiento hacia las llenadoras, las cuales despachan a los auto tanques.



Figura 3.18.



3.10.3 SOPLADOR DE AIRE DE COMBUSTION (C1-A) (Equipo Existente)

➤ Descripción del equipo:

- ❖ Fabricante: Hoffman Air and Filtration.
- ❖ Tipo: Centrifuga Horizontal.
- ❖ Flujo: 3179 am³/h (1871 ACFM)
- ❖ Fluido: Aire de Combustión Viscosidad 0.022 cP Densidad 1.43 kg/m³
- ❖ Accionador: 100 HP
- ❖ Condiciones de operación:
 - Presión (Diseño): ANSI CLASS B16.1
 - Temperatura (Diseño): 120 °C (248 °F)
 - Presión (Operación): Succión 1.03 kg/cm² (14.65 lb/in²); Descarga 1.59kg/cm² (22.62 lb/in²)
 - Temperatura (Operación): 107 °C (225 °F)

➤ Funcionamiento del equipo:

Suministrara aire a la cámara de combustión para quemar un tercio del contenido de H₂S de los gases ácidos.

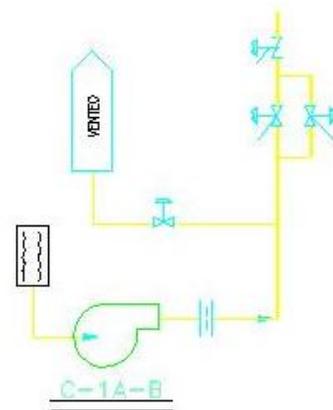


Figura 3.19.



3.10.4 SOPLADOR DE AIRE DE COMBUSTION (C1-B)

(Equipo Existente)

➤ Descripción del equipo:

- ❖ Fabricante: Hoffman Air and Filtration.
- ❖ Tipo: Centrifuga Horizontal.
- ❖ Flujo: 3179 am³/h (1871 ACFM)
- ❖ Fluido: Aire de Combustión Viscosidad 0.022 cP Densidad 1.43 kg/m³
- ❖ Accionador: 100 HP
- ❖ Condiciones de operación:
 - Presión (Diseño): ANSI CLASS B16.1
 - Temperatura (Diseño): 120 °C (248 °F)
 - Presión (Operación): Succión 1.03 kg/cm² (14.65 lb/in²); Descarga 1.59 kg/cm² (22.62 lb/in²)
 - Temperatura (Operación): 107 °C (225 °F)

➤ Funcionamiento del equipo:

Suministrara aire a la cámara de combustión para quemar un tercio del contenido de H₂S de los gases ácidos.

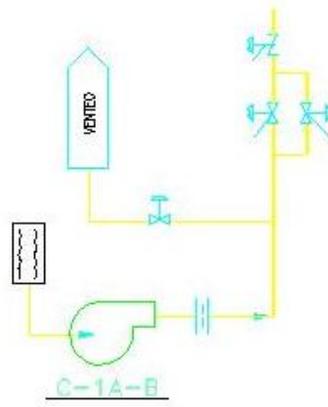


Figura 3.20.



3.11 HORNOS Y CALENTADORES DE PROCESO

3.11.1 INCINERADOR DE GAS DE COLA (I-1)

(Equipo existente)

➤ Descripción del equipo:

- ❖ Fabricante: J.F. THERMAL PRODUCTS INC.
- ❖ Condiciones de operación:
 - Flujo: 74Kg/Hr. Quemador Gas Amargo.
 - Presión (Diseño): -----
 - Temperatura (Diseño): -----
 - Presión (Operación): 1.033 kg/cm² (14.69 lb/in²)
 - Temperatura (Operación): 621°C (1150 °F)
- ❖ Tubos:
 - Especificación del material: SA-285-C
 - Tipo: Chimenea.
 - Cantidad: 1
 - Espesor de fabricación: -----
 - Espesor Actual: -----
 - Diámetro: 1520 mm.
 - Longitud: 30 m.
 - Ubicación: Externo.



Figura 3.21.

➤ Funcionamiento del equipo:

Tiene como función quemar todos los compuestos de azufre restantes (H₂S, COS, CS₂, vapor del azufre) y cualquier gotita de azufre arrastrada que permanezca en el gas, que no hayan podido separarse durante el proceso, oxidándose en el incinerador térmico de llama abierta, antes que el humo resultante salga por la chimenea a la atmósfera.



3.11.2 UNIDAD RECUPERADORA DE CALOR (H-3B)

CARGA TERMICA: 1.85 MM Kcal/hr.

(Equipo existente)

➤ Descripción del equipo:

❖ Fabricante: J.F. THERMAL PRODUCTS INC.

❖ Condiciones de operación:

- Flujo: 5.5 MMPCD.
- Presión (Diseño): 5.27 kg/cm² (74.95 lb/in²)
- Temperatura (Diseño): 252 °C (485.6 °F)
- Presión (Operación): 3.5 kg/cm² (49.78 lb/in²)
- Temperatura (Operación): 147 °C (297 °F)

❖ Tubos:

- Especificación del material: SA-106-B
- Tipo: Tubo de Humo.
- Cantidad: -----
- Espesor de fabricación: -----
- Espesor Actual: 5.48 mm (0.216"); 8.43 mm (0.332")
- Diámetro: 31.75 mm.
- Longitud: 7.31 m.
- Ubicación: Interno.

❖ Codos:

- Especificación del material: SA-181 y SA-310.
- Grados: 90°
- Cantidad: Gases calientes: 2; Gases fríos: 1
- Espesor de fabricación: -----
- Espesor Actual: -----
- Diámetro: 18' 6".
- Tipo: Curvo.

➤ Funcionamiento del equipo:

Es un intercambiador de calor, ya que funciona como una caldera porque se alimentara con agua tratada, generando vapor de agua, el cual será utilizado para diferentes servicios principales de la planta.



Figura 3.22.



3.11.3 CAMARA DE COMBUSTIÓN (H-3A)

CALOR DE REACCION: 1.91 MM Kcal/hr.

1372 mm DI x 4267 mm L cb-cb

(Equipo existente)

➤ Descripción del equipo:

❖ Fabricante: HEC TECHNOLOGIES

❖ Condiciones de operación:

- Presión (Diseño): 3.52 kg/cm² (50.0 lb/in²)
- Temperatura (Diseño): 343 °C (650 °F)
- Presión (Operación): 0.44 kg/cm² (6.26 lb/in²)
- Temperatura (Operación): 1000 °C (1832 °F) Gas Combustible solo con Vapor 1540 °C, Refractarios 1750 °C.

❖ Tubos:

- Especificación del material: SA-285-C
- Tipo: RFWN.
- Cantidad: -----
- Espesor de fabricación: -----
- Espesor Actual: -----
- Diámetro: 1372 mm.
- Longitud: 4.267 m. CB-CB.
- Ubicación: Interno.

➤ Funcionamiento del equipo:

La cámara de combustión H-3 B es un recipiente cilíndrico horizontal con recubrimiento interno de refractario, en el cual se queman parcialmente el Ácido Sulhídrico H₂S y el producto de la combustión, es decir, el Anhídrido Sulfuroso SO₂ reacciona con el H₂S, para formar Azufre Elemental por una reacción térmica.



Figura 3.23.



3.11.4 RECALENTADOR (H-4)

CALOR DE REACCION: 0.084 MM Kcal/hr.

813 mm DI x 4298 mm L S-cP

(Equipo existente)

➤ Descripción del equipo:

❖ Fabricante: HEC TECHNOLOGIES

❖ Condiciones de operación:

- Presión (Diseño): 3.52 kg/cm² (50.0 lb/in²)
- Temperatura (Diseño): 343 °C (650 °F)
- Presión (Operación): 0.11 kg/cm² (1.56 lb/in²)
- Temperatura (Operación): 245 °C (473 °F) Grabadora -1700 °C; Refractarios 1750 °C.

❖ Tubos:

- Especificación del material: SA-516-70.
- Tipo: -----
- Cantidad: -----
- Espesor de fabricación: -----
- Espesor Actual: -----
- Diametro: 610 mm.
- Longitud: 4.877 m. S-CB.
- Ubicación: -----

➤ Funcionamiento del equipo:

El recalentador es un recipiente cilíndrico horizontal con recubrimiento interno de refractario, en el cual vuelve a calentar parcialmente el producto antes de que este pueda entrar nuevamente al reactor.

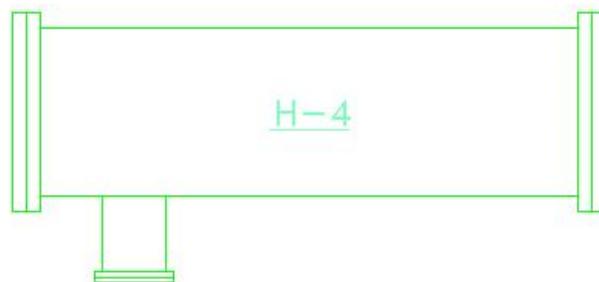


Figura 3.24



3.12 INTERCAMBIADORES DE CALOR

3.12.1 CONDENSADOR DE AZUFRE (E-5A).

CARGA TERMICA: 0.64 MM Kcal/hr.

(Equipo Existente)

➤ Descripción del equipo:

❖ Fabricante: MILLER EXCHANGERS INC.

❖ Tipo: Horizontal.

❖ Condiciones de operación:

✓ Flujo

- Cuerpo: 1 Paso (agua) Entrada Agua: TBD kg/hr.; Salida Vapor: TBD kg/hr.
- Tubos: 1 Paso Vapor Acido y Azufre Líquido. Entrada Vapor Acido: 8361 kg/hr., Salida Vapor Acido: 7193 kg/hr. Azufre Líquido: 1155 kg/hr.

✓ Cuerpo

- Presión (Diseño): 5.3 kg/cm² (75.38 lb/in²)
 - Temperatura (Diseño): 177 °C (350 °F)
 - Presión (Operación): 3.5 kg/cm² (49.78 lb/in²)
 - Temperatura (Operación): 148 °C (298 °F)
- ✓ Tubos
- Presión (Diseño): 5.3 kg/cm² (75.38 lb/in²).
 - Temperatura (Diseño): 371 °C (700 °F).
 - Presión (Operación): 0.34 kg/cm² (4.83 lb/in²).
 - Temperatura (Operación): 332 °C (630 °F).

❖ Cuerpo o Cubierta:

- Especificación del material: SA-516-70.
- Espesor de fabricación: 3/8"
- Espesor Actual: 9.27 mm (0.36").
- Diámetro interior: 1162.56 mm (45.77").

❖ Cabezal o Carrete:

- Especificación del material: SA-516-70.
- Espesor de fabricación: -----
- Espesor Actual: 9.52 mm (0.37").
- Diámetro interior: 1162.06 mm. (45.75")

❖ Tapa del cuerpo:

- Especificación del material: -----
- Espesor de fabricación: 2 1/2".
- Espesor Actual: 57.15 mm (2.25").
- Diámetro interior: 1285.87 mm (50.62").

➤ Funcionamiento del equipo:



Figura 3.25

Es un intercambiador de calor entre fluidos, de modo que mientras uno de ellos se enfría, pasando de estado gaseoso a estado líquido, el otro se calienta.



3.12.2 CONDENSADOR DE AZUFRE (E-5B).

CARGA TERMICA: 0.64 MM Kcal/hr.

(Equipo Existente)

➤ Descripción del equipo:

- ❖ Fabricante: MILLER EXCHANGERS INC.
- ❖ Tipo: Horizontal.
- ❖ Condiciones de operación:
 - ✓ Flujo
 - Cuerpo: 1 Paso (agua) Entrada Agua: TBD kg/hr.; Salida Vapor: TBD kg/hr.
 - Tubos: 1 Paso Vapor Acido y Azufre Líquido. Entrada Vapor Acido: 7760 kg/hr., Salida Vapor Acido: 7517 kg/hr. Azufre Condensado: 245 kg/hr.
 - ✓ Cuerpo
 - Presión (Diseño): 5.3 kg/cm² (75.38 lb/in²)
 - Temperatura (Diseño): 177 °C (350 °F)
 - Presión (Operación): 3.5 kg/cm² (49.78 lb/in²)
 - Temperatura (Operación): 148 °C (298 °F)
 - ✓ Tubos
 - Presión (Diseño): 5.3 kg/cm² (75.38 lb/in²).
 - Temperatura (Diseño): 371 °C (700 °F).
 - Presión (Operación): 0.32 kg/cm² (4.55 lb/in²).
 - Temperatura (Operación): 212 °C (413 °F).
- ❖ Cuerpo o Cubierta:
 - Especificación del material: SA-516-70.
 - Espesor de fabricación: 3/8"
 - Espesor Actual: 9.27 mm (0.36").
 - Diámetro interior: 1162.56 mm (45.77").
- ❖ Cabezal o Carrete:
 - Especificación del material: SA-516-70.
 - Espesor de fabricación: -----
 - Espesor Actual: 9.52 mm (0.37").
 - Diámetro interior: 1162.06 mm. (45.75")
- ❖ Tapa del cuerpo:
 - Especificación del material: -----
 - Espesor de fabricación: 2 1/2".
 - Espesor Actual: 57.15 mm (2.25").
 - Diámetro interior: 1285.87 mm (50.62").
- Funcionamiento del equipo:



Figura 3.26

Es un intercambiador de calor entre fluidos, de modo que mientras uno de ellos se enfría, pasando de estado gaseoso a estado líquido, el otro se calienta.



3.12.3 CONDENSADOR DE AZUFRE (E-7).

CARGA TERMICA: 0.36 MM Kcal/hr.

(Equipo Nuevo)

➤ Descripción del equipo:

❖ Fabricante: TBD

❖ Tipo: Horizontal.

❖ Condiciones de operación:

✓ Flujo

- Cuerpo: 1 Paso (agua) Entrada Agua: TBD kg/hr.; Salida Vapor: TBD kg/hr.
- Tubos: 1 Paso Vapor Acido y Azufre Líquido. Entrada Vapor Acido: 7655 kg/hr., Salida Vapor Acido: 77577 kg/hr. Azufre Condensado: 77 kg/hr.

✓ Cuerpo

- Presión (Diseño): 5.27 kg/cm² (75.0 lb/in²)
- Temperatura (Diseño): 343 °C (650 °F)
- Presión (Operación): 2.16 kg/cm² (30.77 lb/in²)
- Temperatura (Operación): 135 °C (275 °F)

✓ Tubos

- Presión (Diseño): 5.27 kg/cm² (75.0 lb/in²).
- Temperatura (Diseño): 343 °C (650 °F).
- Presión (Operación): 0.06 kg/cm² (0.85 lb/in²).
- Temperatura (Operación): 203 °C (397 °F).

❖ Cuerpo o Cubierta:

- Especificación del material: SA-516-70.
- Espesor de fabricación: TBD
- Espesor Actual: TBD
- Diametro interior: TBD

❖ Cabezal o Carrete:

- Especificación del material: SA-516-70.
- Espesor de fabricación: TBD
- Espesor Actual: TBD
- Diametro interior: TBD

❖ Tapa del cuerpo:

- Especificación del material: SA-516-70
- Espesor de fabricación: TBD
- Espesor Actual: TBD
- Diametro interior: TBD

➤ Funcionamiento del equipo:



Figura 3.27

Es un intercambiador de calor entre fluidos, de modo que mientras uno de ellos se enfría, pasando de estado gaseoso a estado líquido, el otro se calienta.



3.12.4 CONDENSADOR DE VAPOR (E-8).

CARGA TERMICA: 0.36 MM Kcal/hr.

(Equipo Nuevo)

➤ Descripción del equipo:

- ❖ Fabricante: TBD
- ❖ Tipo: Solo aire Horizontal Tiro Forzado.
- ❖ Condiciones de operación:
 - ✓ Flujo
 - Cuerpo: 1 Paso Aire
 - Tubos: 1 Paso Vapor de Baja: TBD Kg/hr.
 - ✓ Cuerpo
 - Presión (Diseño): 5.27 kg/cm² (75.0 lb/in²)
 - Temperatura (Diseño): 343 °C (650 °F)
 - Presión (Operación): -----
 - Temperatura (Operación): -----
 - ✓ Tubos
 - Presión (Diseño): 5.27 kg/cm² (75.0 lb/in²).
 - Temperatura (Diseño): 343 °C (650 °F).
 - Presión (Operación): 1.38 kg/cm² (19.63 lb/in²).
 - Temperatura (Operación): 125.6 °C (258 °F).
- ❖ Cuerpo o Cubierta:
 - Especificación del material: SA-516-70.
 - Espesor de fabricación: TBD
 - Espesor Actual: TBD
 - Diametro interior: TBD
- ❖ Cabezal o Carrete:
 - Especificación del material: SA-516-70.
 - Espesor de fabricación: TBD
 - Espesor Actual: TBD
 - Diametro interior: TBD
- ❖ Tapa del cuerpo:
 - Especificación del material: SA-516-70
 - Espesor de fabricación: TBD
 - Espesor Actual: TBD
 - Diametro interior: TBD

➤ Funcionamiento del equipo:

El Aero refrigerador es un Aero refrigerador enfriado por aire que evacua calor al aire ambiente en seco, es decir por convección, y también por evaporación.

El portador de calor, generalmente agua o una mezcla agua/glicol, circula a través del intercambiador de calor de tubo aletado dispuesto en forma de V.

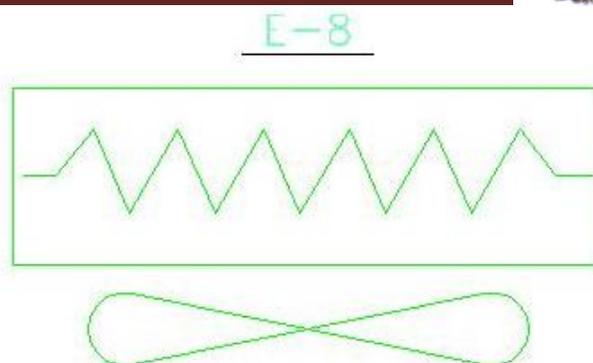


Figura 3.28.



CAPÍTULO 4

PROCEDIMIENTO ANALÍTICO DE CONTROL



Figura 4.1



FIGURA 4.2.



4.1 RESUMEN DE PRUEBAS Y RESULTADOS DE OPTIMIZACIÓN

La planta será evaluada en su desempeño para determinar el nivel de conversión, recuperación y eficiencia, y poder hacer ajustes operacionales donde fuese requerido y posible (sin cambios mecánicos, reparaciones o modificaciones) para lograr las máximas eficiencias permisibles con la configuración actual y las condiciones operacionales en el momento de las evaluaciones.



Figura 4.3.



Figura 4.4.

Tomando mediciones a través de los equipos Brimstone STS de mediciones a la atmosfera en las áreas críticas

<i>EFICIENCIAS DE RECUPERACION LINEA BASE</i>	78.5%
<i>EFICIENCIAS DE RECUPERACION OPTIMIZADAS</i>	82.3%
<i>EMISIONES DE AZUFRE LINEA BASE (ESTIMADAS)</i>	277 Kg./hr de SO ₂
<i>EMISIONES DE AZUFRE OPTIMIZADAS (MEDIDAS)</i>	242 Kg./hr de SO ₂



La exactitud en la medición del gas ácido y aire al quemador principal demuestra ser de baja calidad los medidores requieren ser re-calibrados o remplazados para poder ser validados por los operadores dándoles esto confiabilidad en el control del proceso, ya que algunos medidores no podrán ser calibrados se requerirá su remplazo por algunos de tecnología apropiada para su uso en unidades de recuperación de azufre. Todos los equipos deberán de ser evaluados en trabajos posteriores.

Las temperaturas en las camas catalíticas de entrada y el manejo de su temperatura es crítico para obtener una eficiencia de recuperación de azufre óptima

Las pulsaciones observadas en el flujo del gas ácido hacia la SRU2 son causadas por la recolección de azufre líquido en puntos bajos encontrados en la línea de gas caliente del by pass de la caldereta, la salida del gas caliente a las entradas del convertidor puede fácilmente causar condensación. La condensación en esta línea puede ser también ocasionada a rangos bajos de flujo. Una vez que el azufre ha sido condensado es difícil revalorizarlo este líquido conforme incrementa su temperatura pasa a su estado viscoso basado en las características físicas de la viscosidad del azufre. Se observaron vibraciones en estas líneas y la prueba estetoscopia denota una intensidad de ruido excesiva. La configuración de esta línea debería ser corregida para eliminar cualquier punto bajo en la línea. Mientras tanto se recomienda añadir drenes enchaquetados de vapor en los puntos bajos hacia los sellos de azufre para que la caldereta pueda mejorar sus pulsaciones y las limitantes en el recorrido mejoren al eliminar los taponamientos en las líneas.

Otra fuente de pulsaciones de puntos bajos observados en los cabezales del gas ácido entre el tanque de lavado (V-6) y la entrada del horno de reacción (H3A) no debe de existir ningún punto bajo en ninguna de las tuberías que lleve gas ácido. Al bajar el flujo en el gas ácido se crea un ambiente más frío existiendo la condensación por parte de las aguas saturadas posterior a su paso a través del tanque de noqueo (V-7). Este líquido se aglomerará ocasionando pulsaciones y vibraciones conforme el gas intenta empujar al líquido hacia el quemador.

Ninguno de estos puntos u omegas existen en la SRU1 donde el flujo de gas ácido y de combustión es más suave y constante.



Figura 4.5.



4.2 LÍNEAS CON PUNTOS BAJOS

Las camas catalíticas de la SRU2 están severamente taponadas en el primer y segundo paso (convertidor y condensador respectivamente) siendo esto ocasionado por que el catalizador ha sido expuesto por muchos años a un pobre control operativo en la planta. El azufre y el carbón son causales de las anomalías operacionales Pemex reporta el uso de gas de combustión para tratar de calentar y revivir las camas catalíticas, pero al tener un mal diseño del quemador de gas combustible, esta la posibilidad de que estén generando carbón por una mala combustión del gas, esto ocasiona, taponamientos irreversibles en las camas catalíticas.

EL catalizador especificado y utilizado por Pemex actualmente ALCOA100 es un catalizador de baja calidad comparado con los disponibles en el mercado. La nueva norma ambiental NOM-137-SEMARNAT-2003 requiere confiabilidad en el comportamiento de las plantas durante su operación y arranque. Un paro fuera de programa debido a la desactivación prematura del catalizador puede ocasionar gastos excesivos

La recomendación técnica para el remplazo de este catalizador deberá de ser un catalizador con la mejor alúmina activada en el mercado siendo esta POROCEL o su equivalente (MAXCEL 727) estudios basados en sus propiedades catalíticas demuestran ser las más apropiadas en unidades Claus siendo POROCEL la recomendación oficial para todas las refinerías y plantas recuperadoras de azufre de Shell con una planta instalada total de más de 10,000 toneladas de azufre diario es necesario un estudio mas a detalle de los diagramas de acarreo y llenado de las camas catalíticas para poder recomendar cualquier cambio en este procedimiento.

4.3 RECOMENDACIONES TÉCNICAS PARA LA OPTIMIZACION DE LAS PLANTAS RECUPERADORAS DE AZUFRE No. 2, PARA EL CUMPLIMIENTO DE LA NORMA NOM-137-SEMARNAT-2003.

Observaciones y recomendaciones generales

- a. Con la implementación de la NOM-137-SEMARNAT-2003 las plantas de gas necesitan no solamente ser más eficientes si no que tendrán que ser más confiables.

En el resto de Norte América, donde se tienen normas ambientales más rígidas, si una planta de azufre tiene que parar y no cuenta con capacidad adicional de repuesto.

La refinería o planta de gas deberá de cortar su alimentación hasta que la entrada de azufre sea igual a la capacidad existente en la unidad. La incineración de gas de quemador o de gas amargo por más de unos minutos ya sea que no se permite o que requiere un permiso especial de la autoridad ambiental.

Las plantas de gas de Pemex cuando operen bajo las nuevas Normas tendrán que poner mucho más atención al diseño de los programas de mantenimiento de las unidades SRU ya que en el pasado las plantas de azufre no significaban ninguna ganancia para Pemex Gas estaban ubicadas en la lista de prioridades en mantenimiento. Instrumentación faltante, sin reparar, mirillas tapadas y otros



instrumentos desconectados, junto con numerosas fugas de azufre, todo esto son señales de malas prácticas profesionales de mantenimiento que se necesitan mejorar, para poder cumplir con la norma de manera constante, por lo tanto enfatizamos que las practicas de mantenimiento sean mejoradas.

Las condiciones óptimas de mantenimiento requieren que el mantenimiento se realice apropiadamente la primera vez y no tener que repetir el mantenimiento, el tener un programa de mantenimiento que se realice en tiempo y forma adecuado es también más económico, mientras más regular menos costoso es a la larga, el mantenimiento a las plantas de azufre a nivel mundial es uno de los mantenimientos a plantas menos costosos si se realiza regularmente, por ejemplo si existe una fuga de vapor y se repara inmediatamente apretando alguna brida o alguna conexión comparado con tener que remplazar la brida completamente ya que ha sido cortada por el vapor más de lo posible de una reparación, pudiendo ocasionar hasta un paro total de planta.

- b. La causa más notable del poco desempeño de esta unidad SRU2 es la falta de un control automático exacto y confiable de combustión en el horno de reacción. En estas unidades se involucran ambos sistemas de alimentación el control de relación de aire a gas ácido y la señal de retroalimentación de control dada por el analizador de demanda de aire.

El control de alimentación aire y gas ácido requiere ser reinstalado en ambas unidades a la brevedad posible existen 2 razones por las que se justifica el requerimiento del control de alimentación adelantado, el primero es para que el operador no tenga que continuamente hacer ajustes manuales a la proporción del aire de combustión para mantener la relación correcta de aire a gas ácido. Conforme el flujo de la proporción de gas ácido varíe.

La segunda razón es para minimizar la severidad de la proporción (Relación) operativa lo cual es recurrente. Esto sucede porque los operadores no están seguros de cuál es la proporción correcta (Relación) y no tienen el tiempo de mantener la relación correcta aún si supieran cual debería de ser. El laboratorio no podía dar un análisis correcto del gas de cola, sin este análisis la proporción de gas de cola de H₂S a SO₂ y consecuentemente la relación de aire y gas ácido no puede ser determinada.

Cuando no existe un control automático del aire y gas ácido, conforme al incremento y la proporción de gas ácido, el flujo de aire no será suficiente para convertir H₂S a SO₂ para la reacción CLAUS, el H₂S sin convertir que llega al incinerador es un combustible al que no se le puede controlar su temperatura como en el caso del gas del incinerador. Grandes cantidades de H₂S sin convertir pueden ocasionar que las temperaturas del incinerador y de la chimenea aumenten fácilmente a rangos en el que el calor puede dañar la chimenea, aún mas algo del H₂S y SO₂ presente en el incinerador formara azufre (por la reacción Claus, igual que como en el reactor en la primera etapa de la planta de azufre), lo cual será lanzado como emisiones junto con el SO₂ del incinerador hacia la salida en la chimenea.

Para asegurarse que no habrá ninguna salida de temperatura en la chimenea debido a H₂S sin detectar, los operadores normalmente agregan demasiado aire



a la cámara de combustión. Esto convierte el exceso del H₂S a SO₂, puesto que hay exceso de SO₂ y no hay suficiente H₂S, la reacción CLAUS no alcanza la máxima conversión posible, cuando el SO₂ sin convertir llega al incinerador, no logra hacer combustión puesto que ya ha sido oxidado. El gas de combustión del incinerador controla la temperatura del incinerador y de la chimenea.

Aunque este procedimiento no logra prevenir que se incrementen las temperaturas en la chimenea se logra a costa de la baja eficiencia de recuperación. Como se menciona anteriormente un sistema de control (automatizado) con buen mantenimiento de la sección corriente arriba en combinación de un analizador de demanda de aire (y control de retroalimentación) logrará la misma meta mientras se obtiene una alta eficiencia de recuperación en estas plantas de azufre.

El control relacionador de alimentación frontal provee control sobre el aire y flujo de gases ácidos mientras que el analizador de demanda de aire da el control fino del rango de aire para el aire y la composición de gases ácidos. La utilización de tecnologías mejoradas disponibles para la determinación de la demanda de aire con un control específico avanzado de patente (DAD Brimstone) permitiría muchas mejoras en el Control del proceso y mejoras en las eficiencias en estas plantas de azufre. En lugar de que el laboratorio tenga que hacer el análisis de gases de cola, para los operadores en el cuarto de control un analizador de demanda de aire con su mantenimiento apropiado, en cada planta daría este análisis continuamente las 24 hrs. del día los 7 días de la semana, hasta que el resto de la instrumentación y las mejoras de automatización sean recomendadas y estén disponibles. La instalación anticipada de analizadores de demanda de aire permitirá a los operadores controlar a un nivel más alto de eficiencias de recuperación de azufre de lo que ahora son capaces.

Si se determina que los cambios en la composición del gas ácido ocurren rápidamente aparte de los cambios de los rangos de flujo entonces un analizador relacionador adicional es requerido en ese sistema (a la salida del primer condensador) para dar una respuesta de retroalimentación más rápida y una mejora en el control río arriba y posibles problemas operacionales, este control de última generación es el control (DAD).

Una vez instalados los analizadores será necesario establecer un programa de mantenimiento para asegurar que las eficiencias adicionales de recuperación que dan estos equipos estén siempre disponibles, el entrenamiento y certificación al personal de Pemex es indispensable.

- c. Cuando Matapionche utilizaba DEA como solvente para el endulzamiento, había más CO₂ en el gas ácido de los regeneradores de las aminas de lo que había H₂S. Esta composición de gas ácido requirió el uso de gas ácido de un bypass a la cámara de reacción del quemador para poder lograr suficiente temperatura alta en la flama en el horno de reacción ahora con el uso de MDEA, una amina que es más selectiva para el uso de H₂S, el gas ácido contiene más H₂S que CO₂. Típicamente con más baja calidad de gas ácido, hasta dos tercios del gas ácido puede pasar alrededor del quemador del horno de Reacción para lograr una flama estable. Con un gas ácido de mejor calidad, la sección del bypass debería de bajar



para maximizar el tiempo de residencia en la cámara de reacción permitiendo llegar a temperaturas más altas en una reacción Claus continua.

La corriente de gas de bypass en la planta recuperadora de azufre No. 2, no tiene medición ni control y la válvula de mariposa en esta corriente esta al 100% abierta, el arreglo actual no da ninguna exactitud en el control o permite el fácil ajuste para la sección de bypass.

Se observó que el flujo del gas ácido se está forzando a través del bypass y lejos del quemador, existe una válvula de mariposa en la línea de gas ácido inmediatamente después corriente arriba del quemador, esta válvula está completamente cerrada, mientras que en el bypass está completamente abierta. Existe muy poco gas ácido que pasa a través del quemador sin importar las capacidades de diseño y las condiciones del quemador actual, si el gas ácido y el aire no fluyen por el quemador no hay oportunidad que ninguna mezcla ocurra. La combustión del gas ácido se efectúa después del punto donde el flujo del bypass entra en la cámara de combustión, aproximadamente a medio camino del reactor catalítico.

Con la calidad alta actual del gas ácido, la planta recuperadora de azufre No. 2 debería de poder procesar todo el gas ácido a través del quemador, con un mínimo de flujo a través de la línea de bypass, se deberá instalar un medidor de flujo para verificar el nivel mínimo de flujo en el bypass, la válvula principal de gas ácido en el quemador deberá de ser ajustada a 75% de apertura para permitir la mayoría del flujo que entre el quemador y que se mezcle con el flujo de aire de combustión. La apertura de la válvula del bypass deberá de ser establecida a 25% de apertura. *(No se deberá cerrar completamente puesto que debe de haber algo de flujo a través de la línea de bypass)*. Si el flujo de gas ácido a través de la línea de bypass se cierra completamente sería muy posible el sobrecalentar esta línea donde entra a la cámara de reacción y gases calientes podrían regresar a la línea en donde el azufre se puede depositar para bloquear la línea.

- d. Con relaciones de H₂S a CO₂ en el gas ácido existen plantas de gas similares en Canadá que no tienen ningún bypass de gas ácido alrededor del quemador del horno de reacción. Estas plantas utilizan quemadores de alta eficiencia los quemadores actuales en Matapionche no son de alta eficiencia, son de una tecnología antigua y obsoleta.

El diseño recomendado de los quemadores de alta eficiencia más actuales es HEC, son quemadores de alta intensidad que poseen un record de confiabilidad y alto desempeño. Tienen un diseño de sistema de ignición de disparo de chispa de alta intensidad. El remplazar los quemadores existentes con un diseño de alta intensidad es una necesidad.

Al utilizar un quemador de alta intensidad HEC con la calidad actual de gas ácido, puede operarse fácilmente en una configuración de reacción directa la cual es sin línea de bypass de gas ácido.

El quemador de alta intensidad permitirá a la cámara de reacción lograr una temperatura de aproximadamente 1000 a 1100 °C nivelada a través de toda la cámara, ya que el aire y el gas ácido están completamente mezclados



exactamente en la garganta del quemador toda la combustión ocurre en el quemador, esto significa que no habrá puntos calientes o fríos dentro de la cámara y toda la combustión ocurre en el quemador. Con el diseño obsoleto de quemador los gases no se mezclan correctamente así que continúa su combustión conforme los gases pasan por el quemador hacia la salida de la cámara de combustión, en casos extremos la combustión puede pasar hasta los tubos de la cámara recuperadora de calor. Con el flujo actual alto de gas ácido de la línea de bypass en Matapionche, existe la posibilidad que la combustión continúe dentro de los tubos del calentador.

- e. El arreglo actual del gas de combustión en la planta de azufre No. 2 en Matapionche simplemente agrega el aire para la combustión a la tubería del gas ácido hacia el quemador. El flujo de gas de combustión es típicamente mucho menor, que el flujo de gas ácido, así que el diseccionarlo a través de una tubería o un quemador nos da una combustión demasiado pobre, no se estaría logrando la mezcla de combustible y aire (Relación). La mezcla pobre en el quemador resulta en la formación de hollín (carbón) y el exceso de oxígeno sin consumir hacia las camas del catalizador aun cuando la cantidad correcta de aire se use. Las cenizas que se formen del carbón tapan las camas del catalizador y el oxígeno rápidamente desactivará el catalizador, si el suficiente oxígeno se desplaza, se ocasionaría un incendio fácilmente en el catalizador.

Para permitir un control de relación confiable y exacta para la quema de gas de combustión, el gas provisto requiere una composición constante. El gas de combustión de Matapionche, es seco y el gas residual endulzado posterior al propano contienen más hidrocarburos líquidos, esta es la calidad que se requiere en este servicio. De no poder suministrar lo requerido, el suministro de combustible tendrá que ser cambiado a la calidad antes descrita.

Un buen quemador para gas de combustión requiere estar apropiadamente diseñado para el flujo y que pueda a su vez proveer una mezcla de alta intensidad para que pueda funcionar adecuadamente el control automático de relación del combustible y flujo de aire.

El gas de combustión es requerido durante los arranques y paros de planta. Personal de operación ha notado que en ocasiones tienen que agregar gas de combustión para tratar de calentar las camas catalíticas posteriores a las condiciones de bajo flujo o sin flujo. Esto se hace debido a que las camas catalíticas en esos momentos aparentan tener una caída de presión alta limitando el flujo a través de la planta. No existe ninguna evidencia de capacidad de vapor moderado en la corriente de gas combustible que van a los quemadores. Durante los arranques y operaciones de paro, el vapor moderado tendrá que ser agregado al quemador con el gas de combustión y aire para prevenir que ocurran altas temperaturas durante estos modos de operación. Al menos que la planta tenga catalizador nuevo y no tenga depósitos de azufre en ningún lado, posteriormente el gas de combustión deberá de ser quemado a un 95% del monto de aire de la estequiometría. Cualquier exceso de aire presente podrá iniciar un incendio en el azufre. Un quemador de alta intensidad (HEC) podrá prevenir cualquier posibilidad de desplazamiento de oxígeno debido a una pobre mezcla del gas de combustión así como con el quemador de gas ácido, quemar gas de combustión deberá de tener también un control completamente automático de relación aire a gas



combustible. El vapor moderado deberá de ser controlado en su relación con el flujo de gas de combustión, el cual comúnmente es de 4 kilogramos de vapor por kilo de combustible es la relación requerida.

El quemador del gas de combustión deberá de ser mas grande de lo normal conforme al diseño original esto con el propósito de mantener un buen control de toda la planta durante la operación de la quema de gas combustible, y lograr suficiente purga de azufre así como de los gases de todas las partes de la planta, pero especialmente de las camas catalíticas.

Se recomienda que el quemador de gas de combustión sea dimensionado para poder proveer en un rango de 40 % a 50 % del diseño volumétrico a través de la unidad cuando esté operando con gas ácido. Esta cantidad de flujo permite todas las mediciones normales y control de funciones para poder estar en rango y eliminando la posibilidad que el flujo de gas se canalice en las camas catalíticas y condensadores. Este porcentaje de 40 % a 50 % en el flujo incluye la cantidad de vapor que será utilizado para moderar las temperaturas de combustión.

- f. El personal de operaciones mencionó durante la prueba que regularmente han detectado daño en el refractario en la cámara de reacción específicamente hacia la salida de la misma. Esto podría ser resultado de cuando menos dos de las prácticas operacionales comentadas previamente. La primera es la quema de gas de combustión sin un control apropiado y exacto de aire a gas de combustión y sin el uso de vapor moderado.

Este tipo de práctica puede fácilmente llevarnos a temperaturas que excedan los límites de cualquier refractario utilizado en las plantas de azufre. Los resultados de las pruebas realizadas indican que la medición de aire de la planta no son exactas, se encuentra dando lecturas mucho más bajas que lo real. Si este es el caso cuando el gas combustible está siendo quemado, es imposible que los operadores conozcan cual es la proporción correcta en los puntos de registro a ser utilizados. Al no existir ningún indicador de temperatura, el operador no puede conocer o controlar las temperaturas dentro de la cámara de reacción.

Se ha detectado que las mirillas de los quemadores no estaban limpias, por lo tanto los operadores están literalmente a ciegas del manejo de las condiciones dentro del quemador. La segunda causa posible del sobrecalentamiento del refractario es la práctica que tienen establecida de forzar el gas ácido a través del bypass alrededor del quemador, la inyección de gas ácido de la boquilla del bypass hacia lo que es la corriente de aire en la cámara de reacción podría ocasionar una antorcha de tipo soplete a la salida de la cámara, esto ocasionara daños al refractario.

Ambas posibilidades serán eliminadas al instalar un quemador de alta intensidad para gas ácido y gas de combustión y al reducir o eliminar la porción de gas ácido del bypass.

Por otra parte, se deben revisar las especificaciones del refractario que actualmente está en uso y se dará recomendaciones para implementar las mejoras necesarias. Agregando una buena indicación de temperatura, como el monitor de temperatura $E^2 T$ infrarrojo otorga una operación con lecturas continuas de la temperatura de las cámaras, esto permitirá que el personal de operación reaccione



apropiadamente a cualquier condición de alta temperatura dentro de la cámara de reacción, antes que algún daño ocurra. Con la instrumentación adecuada y los procedimientos de operación correctos, con las mejores prácticas operacionales, se establece que una planta de azufre pueda operar con el mismo refractario por 5 años o más.

- g. El personal de operaciones comenta que frecuentemente han agregado o utilizado gas combustible para calentar las camas catalíticas, posterior a reducciones de flujo o no flujo, se interpreta que el azufre se solidifica en las camas restringiendo el flujo. Existe evidencia que sugiere que el taponamiento se debe a Carbón (hollín) más lo que se queda de azufre. Con el arreglo del quemador del gas de combustión en la cámara de Reacción, cuando el gas de combustión se introduce ya sea solo o con gas ácido, las características en el quemador serán muy pobres

Si un bajo volumen de gas de combustión se usa en las mezclas estas serán tan pobres que se formará hollín y gas de combustión sin quemar y oxígeno, sin utilizar o pasan a través del horno de reacción ni a través de la cámara de recuperación de calor hasta llegar a las camas catalíticas.

Una vez que el gas y el oxígeno alcancen la superficie del catalizador, se puede activar más fácilmente. El problema es que en el catalizador se encuentra azufre como combustible, el oxígeno reacciona más rápido con el azufre que con el gas metano. El calor de la quema de azufre puede encender el carbón que esté presente, el gas metano que no se haya quemado puede descomponerse y formar más carbón del que ya existe, debido a la temperatura lograda de la quema de azufre y carbón.

Eventualmente habrá suficiente carbón presente para taponar irreversiblemente el catalizador, logrando un paro sin programar para cambio de catalizador. La cama que se encuentra tapada será muy difícil de enfriar y de poder purgar apropiadamente el azufre que quede. Una vez que se le introduce el aire pueden comenzar los incendios, este tipo de incendios pueden dañar fácilmente la estructura de soporte del catalizador y hasta el equipo mismo. Con un buen quemador para gas ácido y gas combustible las camas catalíticas podrán trabajar en un nivel alto de actividad por más tiempo.

Al Utilizar esto, se produce un volumen mayor de gas de combustión permitiendo a los equipos corriente abajo calentarse mucho más rápido. Si la planta tiene que operar a bajo flujo de gas ácido por un periodo largo de tiempo, el quemador de alta intensidad permitirá que el gas ácido y el gas de combustión sean quemados al mismo tiempo en cualquier proporción requerida, esto permitirá a la planta tener capacidad de baja con respecto al flujo de gas ácido.

- h. En la actualidad solo hay un termopar en cada cama catalítica, esto no es suficiente para monitorear la operación del proceso catalítico o de poder determinar el nivel de actividad catalítica desde el perfil de temperatura a través del catalizador pudiendo ser un problema como desactivación de incendios o flujos dispersos debido a taponamientos de azufre o carbón. Se requiere cuando menos cuatro termopares verticalmente espaciados a través de las cama catalíticas. Dos grupos por cama catalítica serían una configuración mejor para permitir una



determinación más fácil de cualquier canalización de flujo que pudiera estar ocurriendo en el catalizador. Existen varios diseños de instalación de termopares disponibles que permiten cuatro o más termopares en un termo pozo vertical.

- i. Las condiciones generales de las válvulas de muestreo de gases en estas unidades son malas. El muestreo se retardaba en muchas ocasiones lo cual resulto en desviaciones innecesarias en la operación de la planta y de los datos durante el proceso de muestreo, se recomienda que durante el siguiente paro en cada planta, todas las válvulas de muestreo deberán de ser remplazadas con nuevas válvulas de tecnología Strahman de limpieza automática para puntos de muestreo. Como una alternativa a las válvulas Strahman se pueden utilizar válvulas de compuerta de $\frac{3}{4}$ de Pulgada o válvulas de globo, siempre y cuando estén apropiadamente encaquetadas o trazadas completamente cubiertas con cemento para transferencia de calor (Thermo) y posteriormente bien aisladas. Encaquetados externos removibles fabricados por Controls Southeast pueden también ser implementados para dar el calor necesario para estas válvulas y sus líneas de muestreo (si el diseño es apropiado).
- j. No existe ninguna manera de que el operador pueda verificar la presencia de la flama en la cámara de reacción, no se cuenta con detectores de flama y sin sistema de manejo de combustión del quemador o en los incineradores no se cuenta con una mirilla instalada en la cámara de reacción, verificar las purga de limpieza, al parecer existían purgas en algún momento pero se desconectaron. Es posible la existencia en apariencia de lo que pudiese ser un sensor de presión a la salida de la parte inferior del ensamblado del sistema de ignición y ya que no se ha efectuado algún barrido, este sería un punto no confiable, el único indicador posible de flama sería la temperatura de la corriente de bypass caliente, siendo esto una práctica operativa no segura.

Si hubiese una pérdida de flama, por alguna razón, otra que la baja de aire o gas ácido, toda la planta se llenaría con aire y gas ácido totalmente explosivo, antes de que se pueda notar la baja de temperaturas en la línea de bypass. Se deberán agregar dos detectores de flama infrarrojo/ ultravioleta de modo dual a la cámara de reacción y a los incineradores.

4.3.1 PURGAS

Cuando se agreguen las purgas para utilizar los instrumentos de aire, cada conexión de purga requiere de un rotámetro para asegurar que exista suficiente flujo en movimiento hacia la boquilla, para mantener la boquilla limpia, dependiendo del tamaño de la boquilla, un flujo de aproximadamente de 6 a 10 ft³/min estándar, es requerido.

4.3.2 AIRE

El aire de los instrumentos debe tener una válvula solenoide para apagar el flujo de aire cuando exista una emergencia para parar la planta de azufre para prevenir la entrada de aire al catalizador de azufre caliente en los dos reactores.



4.3.3 GAS DE COMBUSTIÓN

Los incineradores normalmente queman gas del tanque de lado de las unidades endulzadoras de MDEA, el control se basa solamente en la temperatura de la chimenea. Si el flujo de gas del tanque de lavado es suficiente, entonces el gas de combustión dulce se agrega manualmente.

El incinerador de gas combustible en su análisis demuestra la presencia de 2 a 3 % de H_2S , este nivel de H_2S estaba añadiendo aproximadamente 6 % en las emisiones, reduciendo la eficiencia de la recuperación total de la planta de azufre No. 2.

4.3.4 CONSIDERACIONES GENERALES

Si no existe un pequeño absolvedor de aminas en esta corriente del gas del tanque de lavado, se podrá añadir para reducir el nivel de H_2S , otra alternativa que se utiliza en muchas plantas, es el de reciclar los gases de lavado y a través de la compresión y de retro alimentación a las presiones altas u otro absolvedor de aminas.

4.3.5 MEDIDOR DE OXIGENO

No existe ningún medidor de oxígeno en la chimenea y el flujo de aire se controla manualmente. El exceso de oxígeno en la chimenea era de 8 % en la prueba optimizada en la SRU1, este oxígeno en exceso requiere aproximadamente cinco veces la cantidad de gas de combustión del incinerador por lo menos del flujo de gas de cola del que se requiere en la planta recuperadora de azufre No. 2, la cual opera ajustadamente 4 % de exceso de oxígeno. Muchas plantas intentan operar con un 2 % a 3 % en excesos de oxígeno en sus gases de chimenea, instalar un analizador en la chimenea que controle el flujo de aire al incinerador ahorraría una cantidad significativa de volumen de flujo al incinerador de gas de combustión.

4.3.6 VAPOR DE BAJA

Esta corriente de vapor de baja presión se puede utilizar en otra parte en la planta o se puede reciclar a bajo costo, sería económicamente sustentable.

4.3.7 ANALIZADORES

Un nuevo analizador de gas de chimenea marca *Brimstone* deberá ser agregado para remplazar el equipo existente que esta sin funcionar, para permitir el monitoreo continuo de las eficiencias de recuperación en el azufre. Este equipo se recomienda pues cuenta con los aditamentos recomendados para los reportes y auditorias así como un sistema redundante de monitoreo conectado al cuarto de control.

4.3.8 VENTILACIÓN

No existe en este momento ningún sistema de ventilación en las fosas de azufre, esto se demuestra claramente por el disparo continuo de las mascarillas de respiración para



poder entrar a las áreas de las fosas de azufre, debido a los gases que se desprenden de los techos de las fosas.

La fosa requiere estar sellada y propiamente ventilada hacia el incinerador utilizando barridos de vapor o un soplador (solo aire).



Figura 4.6.

Condensadores en mal estado posible peligro toxico a las personas

Basados en los niveles de recuperación de azufre demostrados durante las pruebas realizadas, esta unidad de azufre no está para poder lograr el 94% a 96% de eficiencias de recuperación requerido para la norma ambiental NOM-137-SEMARNAT-2003.

Una etapa adicional del paso Claus sería la solución más obvia para mantener las eficiencias de recuperación o por sobre lo requerido por la norma NOM-137-SEMARNAT-2003.

El diseño incorpora modificaciones a la Planta, de azufre No. 2 las cuales tendrán la suficiente flexibilidad económica para poder incrementar las eficiencias de recuperación y de existir cambios en la actual norma NOM-137-SEMARNAT-2003 a exigencias más altas, estos cambios permitirán a las plantas operar a eficiencias cercanas al 99%. Aunque estén diseñadas para 96%

Los resultados determinan que la planta de azufre No. 2 no cumple los requerimientos de la norma NOM-137-SEMARNAT-2003, y de que el objetivo es el de obtener una eficiencia de recuperación del 96% mínimo. La planta lograba solo 78.5%.



CAPÍTULO 5

CRITERIOS DE VENTILACIÓN, RECOMENDACIONES Y CONSIDERACIONES DE SEGURIDAD

5.1 CRITERIOS DE VENTILACIÓN

La Sección II.9 del Anexo B claramente afirma que “El condensador presenta un sistema de balance de venteo, de acuerdo con las nuevas condiciones establecidas junto con la Unidad Recuperadora de Azufre No. 2.”

Desde que no hay cambios en el volumen del gas partiendo hacia el sistema existente de la planta de venteo junto con los cambios recomendados por la Unidad Recuperadora de Azufre No. 2, no hay capacidad de cambios requeridos para el sistema de venteo. El único gas asociado con la Unidad Recuperadora de Azufre No. 2 que fluye para la ventilación es el gas ácido alimentado de la corriente el cual es enviado a la ventilación desde el Tanque de Lavado de Gas Ácido cuando la Unidad Recupera de Azufre experiencia un apagado de emergencia o un apagado planeado. El nuevo diseño de cambios recomendado no involucra ningunos cambios en el volumen o composición de la corriente de gas ácido proveniente de la unidad procesadora de gas de amina. Ninguno de los procesos de la Unidad Recuperadora de Azufre (por ejemplo, la salida del horno de reacción, convertidor o salidas de condensadores, hoyo de ventilación de azufre, etc.) son conectado al sistema de venteo y aunque no hay cambios en la capacidad del sistema de venteo junto con el diseño de cambios en la planta de Azufre. Además, no hay recomendaciones para revisiones, ningunas revisiones, están incluidas en la Ingeniería Básica y ninguna información es incluida.

Sin embargo, el ascenso de la Planta de Gas Matapionche No. 2 de la Unidad Recuperadora de Azufre estará incluido en un número de sanos mejoramientos para la Unidad Recuperadora de Azufre

5.2 RECOMENDACIONES

1. El Tanque de Lavado de Gas Ácido será equipado con un nuevo LAHH (el cual apagará la Unidad Recuperadora de Azufre en caso de un alto nivel en el lavado). Consideraciones han sido dadas también para remplazar el lavado completo (la decisión será finalizada durante el proceso detalladamente asignado).

2. El control de gas ácido del Tanque de Lavado de Gas Ácido será cambiado de dos controles de presión separados a uno solo, controles de rango de hendeduras (donde la válvula de control de gas ácido de la Unidad Recuperadora de Azufre es controlada por el 50% del botón de todo el rango de control del PIC). Esta metodología es efectiva manteniendo la presión constante en todo momento, donde también manteniendo constantemente la presión trasera en la Unidad Regeneradora de Amina (lo cual previene innecesariamente engrosamientos en la Unidad de Amina).



3. La adición del apagado ajustado de las válvulas ESD en la combustión del aire y de las líneas del gas ácido yendo hacia el quemador principal darán un apagado seguro de la Unidad Recuperadora de Azufre. La nueva línea de gas combustible y líneas de corrientes moderadas yendo hacia el quemador principal son de igual forma equipadas con un apagado ajustado de las válvulas ESD. En adición, el lazo del gas combustible está equipado con un doble bloqueo y sistema de sangrado. Estas mismas medidas de seguridad son aplicadas al nuevo recalentador por el nuevo tercer rango Claus.

Todas las funciones de la Unidad Recuperadora de Azufre ESD serán controlada por un nuevo PCL (separado del control del sistema DCS – consideraciones serán dadas de 2 PLC paralelamente trabajando para dar redundancia). Una causa y efecto de diagrama (o llave de apagado) serán generados durante la fase del detallado diseño para mostrar la secuencia exacta del apagado para la Unidad Recuperadora de Azufre.

5.3 CONSIDERACIONES DE SEGURIDAD

5.3.1 Ácido Sulfhídrico

El Ácido Sulfhídrico es un gas muy peligroso de procesar. Es un gas venenoso de acción muy rápida y es peligroso aún a concentraciones bajas. En la siguiente exposición, las concentraciones de gas se dan en “ppm” (partes por millón). Una ppm es una parte de Ácido Sulfhídrico en un millón de partes de otro gas. Normalmente pensaríamos que nuestra corriente de entradas de gas ácido esté muy concentrada en términos de Ácido Sulfhídrico.

La concentración máxima permisible en la que es seguro el trabajo en ocho horas diarias por meses y años, es de 10 ppm por volumen. Las concentraciones de 20 ppm a 150 ppm causan irritación en los ojos. Las concentraciones ligeramente superiores causan irritación en la parte superior del sistema respiratorio. Se cree que la irritación de los tejidos húmedos (vivos) es causada por la reacción del Sodio (presente en todo tejido) con el Ácido Sulfhídrico, formando el sulfuro que es un compuesto cáustico. Este compuesto se utiliza en la industria del cuero para quitar el pelo de las pieles animales. A concentraciones mayores, la reacción sobre el sistema nervioso se hace más notable; a concentraciones bajas el efecto es depresivo. A concentraciones más altas es estimulante y a concentraciones muy altas (>1000 ppm) paraliza el centro respiratorio. Esto generalmente es causa de la muerte.

El ácido sulfhídrico no es acumulativo, como es el caso del Mercurio, Plomo y de otras sustancias. La exposición repetida a pequeñas dosis no causa el efecto de una dosis alta. Este gas actúa solamente sobre el tejido causando irritación e inflamación y sobre el sistema nervioso, causando parálisis. No se une con las células sanguíneas, como lo hacen muchos gases tóxicos, por ejemplo, el Acido Cianhídrico. En exposiciones iguales, el Ácido Sulfhídrico hace efecto más rápidamente que el Ácido Cianhídrico.

La exposición a 450 ppm durante 30 minutos da efectos inmediatos para la vida y la salud, los síntomas son:

- a) Dolor de cabeza
- b) Desvanecimiento
- c) Excitación
- d) Paso tambaleante



- e) Diarrea
- f) Disuria (micción dolorosa)
- g) Bronquitis (inflamación de los tubos bronquiales)

Con una exposición más prolongada, estos efectos pueden ser seguidos por bronconeumonía. Una exposición a 800 a 1000 ppm de Ácido Sulfhídrico puede ser mortal en 30 minutos y a concentraciones mayores causan la muerte instantánea. Es posible que una aspiración profunda del gas de entrada (500,000) sea fatal en cuestión de segundos. Esto no significa que, con respiración artificial inmediata y Oxígeno suministrado, una persona no pueda ser salvada. Significa que sin asistencia médica inmediata la persona morirá, por que no podría hacer nada para salvarse, ya que la parálisis del aparato respiratorio sería casi instantánea y completa.

Todos los hechos mencionados antes se deben prevenir para evitar las posibles exposiciones al Ácido Sulfhídrico. Si hay alguna probabilidad de alguna fuga de Ácido Sulfhídrico, piense y planee lo que hará con el debido tiempo. Recuerde que no ha habido nadie, que haya quedado expuesto aunque sea a pocos cientos de ppm por unos cuantos minutos, que este en condiciones de pensar con claridad.

No debe abrirse ninguna brida que pudiera dejar escapar el Ácido Sulfhídrico, sin que haya dos hombres presentes. La persona que haga el trabajo deberá llevar una máscara de gas y colocarse con el viento a su espalda. La otra persona deberá pararse unos cuantos metros atrás, también con el viento a su espalda y con un recipiente de Oxígeno en la mano. Si el trabajo requiere entrar en un tanque que pudiera contener Ácido Sulfhídrico, deberá atarse una cuerda fuertemente a la persona que entre en el recipiente (un equipo especial de ser posible) y otras dos personas deberán quedar fuera para jalarla a un lugar seguro, si resulta intoxicada.

Cuando una persona esté trabajando en un lugar expuesto al Ácido Sulfhídrico, la otra persona deberá estar atenta a la dirección del viento y en los actos de la persona que hace el trabajo. A la primera señal de falta de coordinación o de actos ilógicos, el trabajador deberá ser llevado inmediatamente a un lugar con aire fresco. Si la persona se está intoxicando, sus movimientos serán flojos y faltos de coordinación (aunque en su interior este tranquila y despreocupada) y comenzará a hacer actos ilógicos al empezar su mente a imaginarse cosas. Cualquier signo de un acto fuera de lo común en la ejecución de ese trabajo es una advertencia de último minuto (última oportunidad). Esta etapa se parece a la de tomar un anestésico antes de una operación. Más tarde esta persona podrá o no podrá recordar estos pensamientos o actos.

Si se le aleja de dicha exposición en esta etapa o más adelante, el individuo mostrará señales de excitación o estímulo, como se mencionó anteriormente.

Estará nervioso y su pulso será débil y su respiración será muy rápida. También sentirá náuseas, hasta cierto punto. Después de aproximadamente una hora, estará extraordinariamente sensible aún a la más mínima concentración de ácido sulfhídrico. Las exposiciones repetidas a bajas concentraciones de ácido sulfhídrico (unas 15 ppm) pueden causar lo siguiente:

- a) Conjuntivitis (inflamación de la conjuntiva, el tejido de la parte exterior del globo del ojo e interior del párpado)
- b) Fotofobia (sensibilidad anormal a la luz)
- c) Ojos llorosos (lagrimeo)



- d) Dolores y visión borrosa
- e) Córnea bullae (tejido de la cornea que se separa y se llena de líquido muy semejante al tejido de una ampolla). La cornea es la membrana transparente que forma parte de la capa exterior del globo del ojo.

La exposición repetida a concentraciones más altas puede causar:

- a) Rinitis (síntomas de resfrío – estornudos, catarros)
- b) Bronquitis (inflamación de los tubos bronquiales)
- c) Edema pulmonar crónico (el tejido inflamado en los pulmones acumula líquido y permite que invada los pulmones. Es una situación que puede convertirse fácilmente en neumonía).

Los resultados más comunes de la exposición repetida al Ácido Sulfhídrico son:

- a) Dolores de cabeza
- b) Irritación de los ojos y conjuntivitis
- c) Desórdenes digestivos
- d) Pérdida de peso
- e) Debilidad general

Estas son razones suficientes para colocarse siempre a favor del viento con respecto a las fugas, para localizarlas por medio del explosímetro y no con la nariz (olfato) y de conservar el equipo a prueba de fugas.

5.3.2 Anhídrido Sulfuroso (SO₂)

El Anhídrido Sulfuroso o Dióxido de Azufre no se encuentra como gas puro en la planta, pero sí está presente en los siguientes gases:

- a) Gases del reactor (R-1, R-2)
- b) Gases de la chimenea (I-1)
- c) Gases del tanque de Azufre
- d) Humo de un incendio de Azufre

Tabla 4. Se muestran los datos sobre el compuesto puro:

Peso molecular:	64.06
Densidad del gas con respecto al aire (es mucho más pesado que el aire)	2.264
Temperatura de fusión (°C)	- 75
Temperatura de ebullición (°C)	-10
Presión de vapor a 21°C Kg/Cm ² man	3.4



Temperatura de autoignición (el gas no se quema)	ninguna
--	---------

El Anhídrido Sulfuroso puede estar presente en el reactor y en los gases de la chimenea en concentraciones tan altas como de 10,000 ppm y en los vapores puede llegar hasta las 100,000 ppm. Las máximas concentraciones permisibles, en las que se puede trabajar con seguridad durante ocho horas diarias por meses y años, son de 10 ppm. El Anhídrido Sulfuroso tiene un olor sofocante y es un gas venenoso y corrosivo. En aire húmedo se combina con el agua para formar el Ácido Sulfuroso (este gas es sumamente soluble en agua). Este compuesto se oxida para formar Ácido Sulfúrico, pero esta reacción es tan lenta, que no es importante para nuestro objeto.

Una persona común y corriente percibe de 0.3 a 1.0 ppm, probablemente, más bien por el sabor, que por el olor. Estas partes por millón pueden ser notadas fácilmente por su olor. De 6 a 12 ppm causan irritación inmediata a la nariz y a la garganta, la concentración mínima, que es irritable para los ojos, es de 20 ppm. Para una exposición de 30 a 50 minutos, la concentración máxima permisible es de 50 ppm a 100 ppm.

Las concentraciones de 400 a 500 ppm son de peligro inmediato para la vida. Una exposición excesiva a concentraciones mucho más altas puede ser fatal. Las concentraciones inferiores a las mortales pueden sobrellevarse por periodos bastante largos sin ningún daño permanente, que pueda ser percibido.

La acción del Anhídrido Sulfuroso es semejante a la del Ácido Sulfhídrico.

Afecta principalmente al sistema respiratorio superior y los bronquios.

Puede causar edema de los pulmones o de la glotis (el edema es una condición en que se inflaman los tejidos irritados, acumulan secreción y lentamente exudan un fluido acuoso que, en este caso, pasa a los pulmones o a la laringe). La amenaza más seria para la vida proviene de la parálisis del sistema respiratorio. Este gas es generalmente mucho más seguro de manejarse por su terrible olor a bajas concentraciones. No puede ser encubierto por otros olores y obliga a una persona a huir de las concentraciones bajas, con los ojos llorando y jadeando para respirar. El mayor peligro es estar atrapado, especialmente cerca de un incendio de Azufre.

Los lugares más probables, donde haya Anhídrido Sulfuroso en concentraciones suficientes para causar problemas en un incendio, son los tanques de almacenamiento subterráneos o los camiones de remolque. El modo más sencillo para detener el fuego es cubriendo todas las posibles entradas de aire, y después echar agua en el tanque de almacenaje o en el camión de remolque. Esta agua se vaporiza, formando vapor, y ayuda a acabar con el fuego.



5.3.3 Azufre fundido

El Azufre fundido no es un material muy peligroso de ser manejado, pero algunas de sus propiedades pueden causar riesgos. Para que el Azufre se conserve fundido, debe estar la temperatura arriba de 120°C. Esto significa que, si a una persona le cae o le salpica el Azufre, ésta sufrirá cuando menos una quemadura dolorosa de la piel y posiblemente será una quemadura grave. La temperatura normal de manejo es de 145.5°C. El Azufre tiene una característica de viscosidad que es opuesta a la de la mayoría de los líquidos. Cuando la temperatura sube arriba de 150°C, la viscosidad aumenta y el líquido se convierte en un material oscuro, pegajoso y plástico, imposible de ser bombeado.

Por este motivo, se usa generalmente vapor de baja presión (2.1 a 4.2 Kg/Cm² man) para controlar su temperatura.

El Azufre tiene una temperatura de auto ignición de cerca de 232°C. Esto quiere decir que cualquier Azufre que esté arriba de esta temperatura, se incendiará al entrar en contacto con el aire; no se requiere una chispa o una flama. La planta esta diseñada para que el Azufre producido y almacenado no llegue a alcanzar esta temperatura. Sin embargo, esta puede ser excedida si un operador usa imprudentemente un soplete para calentar las líneas o el equipo, que se hayan tapado con Azufre sólido. Los tanques de almacenamiento tienen una combinación de riesgos. El Ácido Sulfhídrico es muy soluble en el Azufre derretido (líquido). Esto significa que éste gas siempre se encontrará en el espacio de vapores sobre la superficie del Azufre líquido.

Esto puede ser un peligro para el personal, como de que haya un incendio. Aún cuando se enfría el tanque y el Azufre se solidifica, el Azufre emitirá lentamente Ácido Sulfhídrico.

La presencia de Ácido Sulfhídrico, Anhídrido Sulfuroso y otros gases del Azufre causan con el tiempo daños debidos a la corrosión en el interior de la cubierta del tanque de almacenamiento.

Este es generalmente un proceso muy lento, que tiene su mayor efecto sobre el metal que sobresale del nivel del piso. Algunas veces este metal se enfría lo suficientemente para que se condense vapor de agua y entonces comienza la corrosión. Debe suponerse que el área alrededor del tanque subterráneo es un camino peligroso para las personas y el transporte de equipo. Si ese camino ó paso se necesita, deberá cubrirse con un fuerte emparrillado, capaz de sostener una persona, independientemente del techo del tanque. En otras partes de la sección de los tanques deben ponerse una cerca y avisos de atención para alejar a los visitantes del área que cubre los tanques subterráneos



CAPÍTULO 6

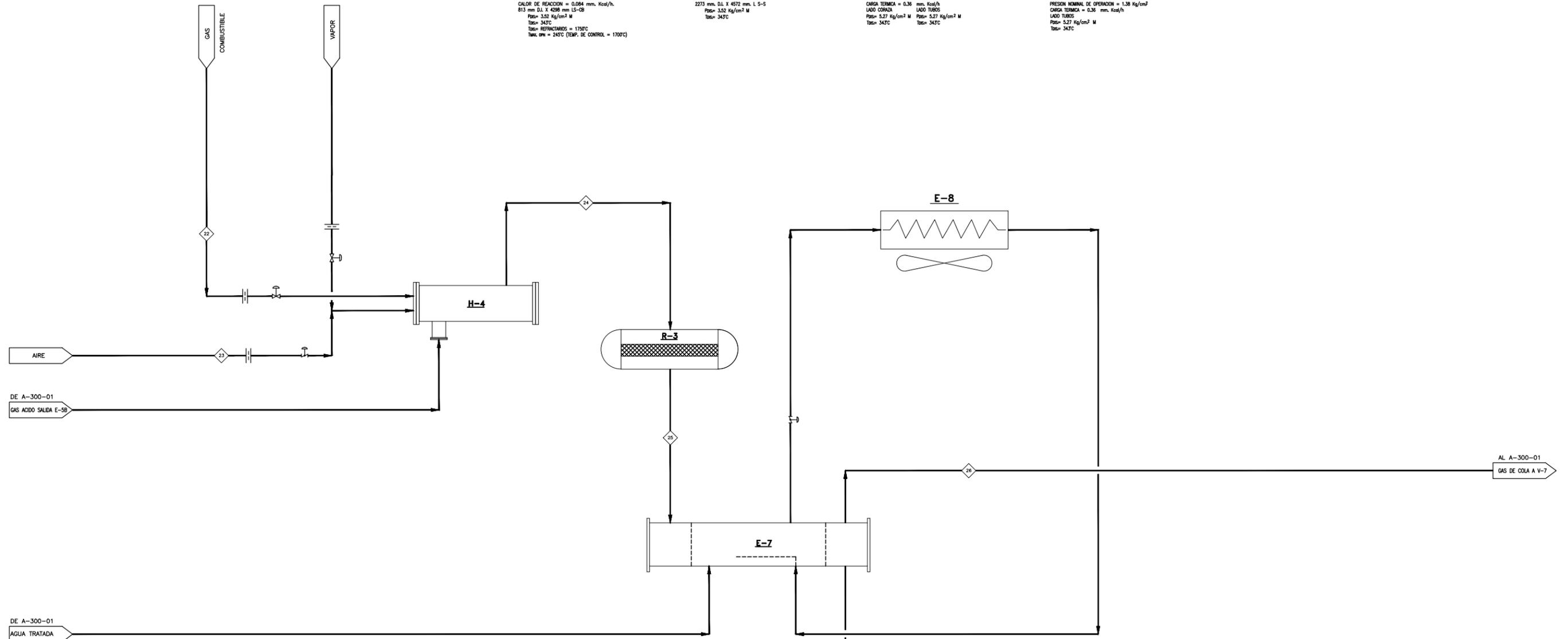
ANEXOS

H-4
RECALENTADOR
CALOR DE REACCION = 0.084 mm. Kcal/h.
813 mm D.I. X 4208 mm L5-28
Piso= 3.52 Kg/cm² M
Tos= 343C
Tubo= REFRIGERADOS = 1750C
Tubo= 24C (TEMP. DE CONTROL = 1700C)

R-3
REACTOR CATALITICO
2273 mm. D.I. X 4572 mm. L 5-5
Piso= 3.52 Kg/cm² M
Tos= 343C

E-7
CONDENSADOR DE AZUFRE
CARGA TERMICA = 0.36 mm. Kcal/h
LADO CORRIJA LADO TUBOS
Piso= 5.27 Kg/cm² M
Tos= 343C

E-8
CONDENSADOR DE VAPOR
PRESION NOMINAL DE OPERACION = 1.38 Kg/cm²
CARGA TERMICA = 0.36 mm. Kcal/h
LADO TUBOS
Piso= 5.27 Kg/cm² M
Tos= 343C

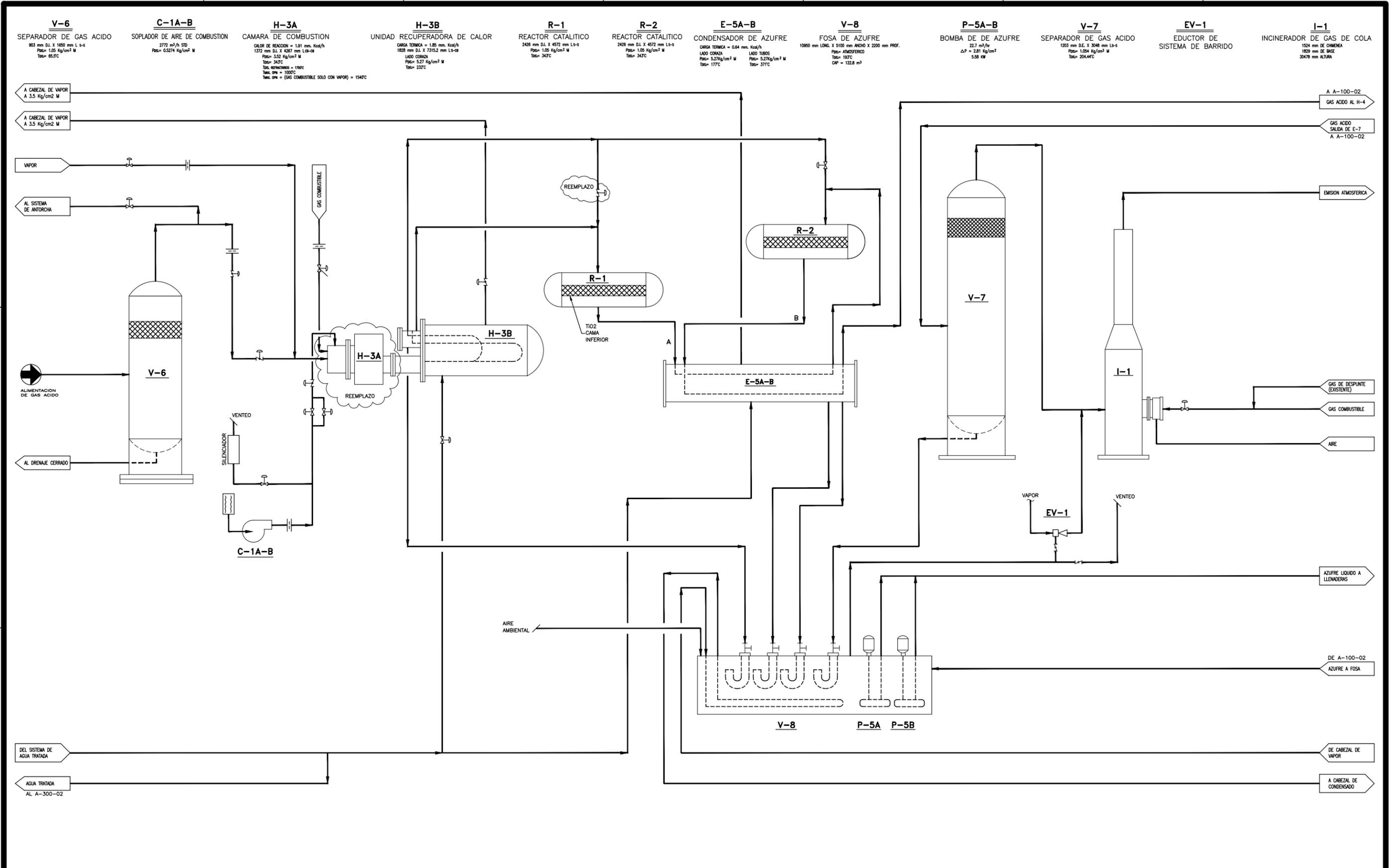


NOTA: CONDICIONES ESTANDARES DE TEMPERATURA Y PRESION @ 15.6 °C Y 1 ATM.

PARAMETRO	CORRIENTES	22		23		24		25		26		27		28		29		
		PM	GAS COMBUSTIBLE	AIRE	GAS ACIDO R-3	GAS ACIDO SALIDA R-3	GAS DE COLA A V-7	VAPORES DE AZUFRE	VAPORES DE EDUCTOR	AZUFRE A FOSA	PM	GAS COMBUSTIBLE	AIRE	GAS ACIDO R-3	GAS ACIDO SALIDA R-3	GAS DE COLA A V-7	VAPORES DE AZUFRE	VAPORES DE EDUCTOR
H2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ar	-	-	0.04	0.0093	1.24	0.0049	1.24	0.0049	1.24	0.0050	0.02	0.0085	0.02	0.0043	-	-	-	-
O2	-	-	0.94	0.2077	-	-	-	-	-	0.49	0.2085	0.49	0.1043	-	-	-	-	-
N2	0.01	0.0100	3.52	0.7743	103.79	0.4138	103.79	0.4143	103.79	0.4145	1.80	0.7660	1.80	0.3829	-	-	-	-
METANO (C1)	-	0.42	0.9124	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO	-	-	-	-	1.24	0.0049	1.24	0.0049	1.24	0.0050	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	0.00	0.0050	0.00	0.0003	76.77	0.3062	76.79	0.3064	76.79	0.3067	-	-	-	-	-	-	-	-
ETANO (C2)	0.03	0.0663	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H2S	-	-	-	1.17	0.0047	0.67	0.0027	0.67	0.0027	0.02	0.0085	0.02	0.0043	-	-	-	-	-
CO2S	-	-	-	0.04	0.0022	0.03	0.0001	0.03	0.0001	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SO2	-	-	-	0.60	0.0024	0.33	0.0013	0.33	0.0013	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CS2	-	-	-	0.27	0.0011	0.28	0.0010	0.28	0.0010	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H2O	-	-	0.04	0.0084	61.78	0.2464	62.28	0.2486	62.28	0.2487	0.02	0.0085	2.37	0.5042	-	-	-	-
PROPANO + (C3+)	0.00	0.0063	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
S VAPOR COMO S1	-	-	-	-	0.27	0.0011	0.37	0.0015	0.03	0.0001	-	-	-	-	-	-	-	-
S LIQUIDO COMO S1	-	-	-	-	-	-	-	0.16	0.0006	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO TOTAL (KMOL/HR)	0.46	1.0000	4.54	1.0000	250.75	1.0000	250.58	1.0000	250.40	1.0000	2.35	1.0000	4.70	1.0000	2.40	1.0000	-	0.043
FLUJO VOLUMETRICO (S m3/h)	10.9	108	108	5843	5939	5934	5934	5934	56	111	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09
FLUJO VOLUMETRICO (MMPCSD)	0.01	0.09	0.09	5.04	5.03	5.03	5.03	5.03	0.05	0.09	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TEMPERATURA (°C)	30	107	107	200	203	135	135	135	143	135	-	-	-	-	-	-	-	-
PRESION (KPa)	376.3/2.8	156.3/0.56	111.3/0.10	107.3/0.06	102.3/0.01	100/-0.01	101.3/0.00	102.3/0.01	101.3/0.00	102.3/0.01	-	-	-	-	-	-	-	-
DENSIDAD MASICA (kg/m3)	2.8	1.43	0.86	0.85	0.81	0.86	0.86	0.86	0.71	1.795	-	-	-	-	-	-	-	-
ENTALPIA MASICA (kJ/kg)	-	-	-	-5740	-5740	-5884	-5884	-5884	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO MASICA (Kg/h)	8	131	7655	7655	7577	69	111	77	77	32.06	-	-	-	-	-	-	-	-
PESO MOLECULAR	17.42	28.88	30.53	30.55	30.26	29.32	23.66	23.66	32.06	7.56	-	-	-	-	-	-	-	-
Six numero medio de especie	-	-	-	7.37	7.38	7.56	7.56	7.56	7.56	7.56	-	-	-	-	-	-	-	-
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Z	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	-	-	-	-	-	-	-	-
VISCOSIDAD (cPoisese)	0.010	0.022	0.026	0.026	0.026	0.023	0.023	0.023	0.019	8	-	-	-	-	-	-	-	-

SELO DE AZUFRE

<table border="1"> <tr> <th>FECHA</th> <th>REVISIONES</th> <th>FECHA</th> <th>POR</th> <th>Vs. Bb.</th> </tr> <tr> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> </tr> </table>	FECHA	REVISIONES	FECHA	POR	Vs. Bb.						<table border="1"> <tr> <th>FECHA</th> <th>REVISIONES</th> <th>FECHA</th> <th>POR</th> <th>Vs. Bb.</th> </tr> <tr> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> </tr> </table>	FECHA	REVISIONES	FECHA	POR	Vs. Bb.						<table border="1"> <tr> <th>FECHA</th> <th>REVISIONES</th> <th>FECHA</th> <th>POR</th> <th>Vs. Bb.</th> </tr> <tr> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> </tr> </table>	FECHA	REVISIONES	FECHA	POR	Vs. Bb.						ANEXOS PLANO 2 FECHA:	TESIS. DESCRIPCION Y AUMENTO DE LA EFICIENCIA EN UNA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE.	MODERNIZACION DE LA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE 2 PLANO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (37.2 TON./DIA) PROYECTO No.: LUGAR:	ESC. SIN ACOT. SIN LUGAR: No. CONTRATO: PLANO No. A-300-02
FECHA	REVISIONES	FECHA	POR	Vs. Bb.																																
FECHA	REVISIONES	FECHA	POR	Vs. Bb.																																
FECHA	REVISIONES	FECHA	POR	Vs. Bb.																																



FECHA	MCA.	DESCRIPCION	FECHA	POR	Vs. Bs.

FECHA	DESCRIPCION	FECHA	DESCRIPCION

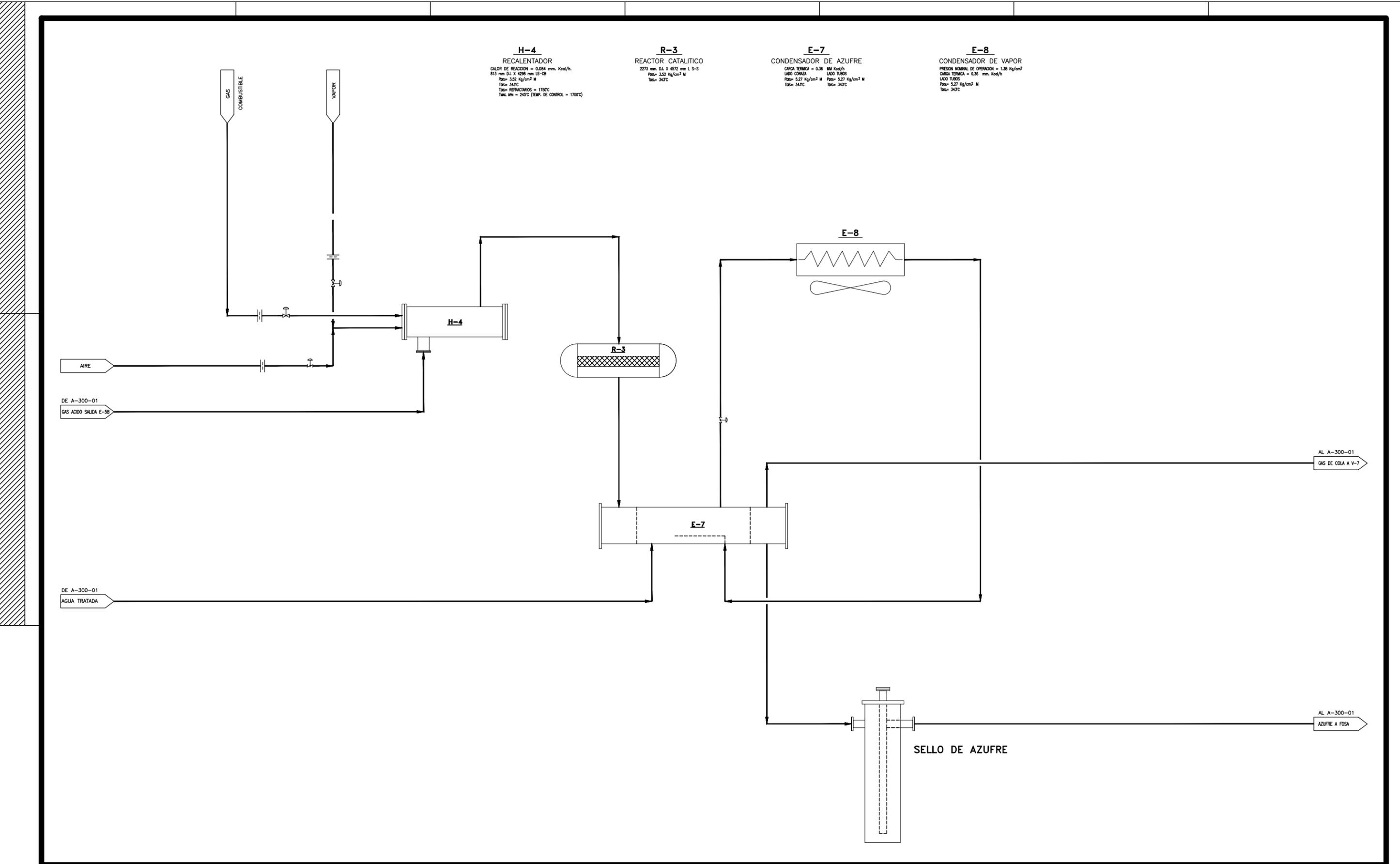
DIRECTOR DE PROYECTO	
RESIDENTE DE LOS SERVICIOS	
COORDINADOR DE AREA DE PROYECTO	

ANEXOS
PLANO 3

TESIS.
DESCRIPCION Y AUMENTO DE LA EFICIENCIA EN UNA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE.

MODERNIZACION DE LA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE 2
DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO

PROYECTO No.: PLANO No.:
FECHA: No. CONTRATO: ESC. SIN ACOT. SIN LUGAR: A-100-01



FECHA	MCA.	DESCRIPCION	FECHA	FOR	Vs. Bs.	FECHA	FOR	FECHA	FOR

ANEXOS
PLANO 4

TESIS.
DESCRIPCION Y AUMENTO DE LA EFICIENCIA EN UNA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE.

MODERNIZACION DE LA PLANTA RECUPERADORA DE AZUFRE 2
DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO

PROYECTO No.:	PLANO No.:	REV.
	A-100-02	



6.2 GLOSARIO

Azufre convertido o recuperado: Es la cantidad de azufre elemental en estado líquido que se obtiene en las plantas de recuperación de azufre cada 24 hrs.; esta cantidad de azufre es equivalente a la que dejará de ser emitida a la atmosfera.

Calibración: Procedimiento de ajuste de la lectura del analizador del equipo para el monitoreo continuo de emisiones a la atmosfera, para llevarlo al valor cero y para que coincida con el valor de gas de calibración.

Capacidad nominal de la planta recuperadora de azufre o del sistema de control de emisiones: Capacidad instalada expresada en toneladas por día de azufre recuperado; se selecciona para su diseño en función a la carga de azufre que deberá ser tratada en ella.

Carga de azufre a la planta recuperadora: Cantidad de azufre en toneladas por día que se extrae al gas amargo o a los condensados amargos y se alimenta al sistema de control de emisiones y, en su caso, a la planta recuperadora de azufre. Se calcula a partir de la concentración de ácido sulfhídrico en el gas ácido que se envía a cada planta recuperadora de azufre y del volumen del mismo.

Condensados amargos: Hidrocarburos asociados al gas amargo que se condensan por efecto de la variación de la presión y temperatura del fluido; contienen ácido sulfhídrico (H_2S) y bióxido de carbono (CO_2).

Chimenea del oxidador térmico de gases de cola: Conducto por el que se emite a la atmosfera el remanente de compuestos de azufre de las plantas recuperadoras de azufre en forma de bióxido de azufre y trazas de ácido sulfhídrico.

Emisión másica de bióxido de azufre: Cantidad de bióxido de azufre que se emite por la chimenea del oxidador térmico de las plantas recuperadoras de azufre o del sistema de control de emisiones utilizado. Se determina mediante el equipo de monitoreo continuo de emisiones a la atmosfera y se expresa en ton/día.

Equipo para el monitoreo continuo de emisiones a la atmosfera: El equipo completo requerido para la toma de muestra en la chimenea del sistema de oxidación térmica o equivalente, su acondicionamiento, análisis y conexión a sistemas de adquisición de datos que proporcionen un registro permanente de las emisiones a la atmosfera de bióxido de azufre en unidades de masa por unidad de tiempo.

Gas ácido: Mezcla de ácido sulfhídrico y bióxido de carbono extraídos al gas amargo y condensador amargos en las plantas desulfuradoras.

Gas amargo: Mezcla gaseosa de hidrocarburos proveniente de los yacimientos de petróleo y gas, que contiene ácido sulfhídrico y bióxido de carbono como impurezas.



Gas de calibración: Gas de concentración conocida y trazable, con un grado de pureza certificado, utilizando como patrón primario en la calibración de instrumentos de medición.

Gas de cola: Mezcla de gases que contiene el remanente de compuestos de azufre en forma de ácido sulfhídrico, dióxido de azufre, disulfuro de carbono, disulfuro de carbono y vapores de azufre que no fue posible retener en el sistema de control de emisiones o en las plantas recuperadoras de azufre y que debe someterse a un proceso de oxidación térmica o equivalente para reducir su toxicidad.

Oxidador térmico de gases de cola: Equipo de combustión a fuego directo cuya función es la oxidación del ácido sulfhídrico contenido en los gases de cola a dióxido de azufre.

Planta desulfuradora de gas amargo y condensador amargos; Endulzadora de gas y condensador amargos: Instalación para el tratamiento de gas y condensador amargos en las que se les extraen las impurezas de ácido sulfhídrico y dióxido de carbono.

Planta recuperadora de Azufre: Es una instalación para extraer el azufre del gas ácido en forma de azufre líquido, basada en procesos de conversión térmica y/o catalítica, que se utilizan comúnmente para el control de emisiones de los procesos de desulfuración de hidrocarburos.

Plantas modificadas: Plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos y plantas recuperadoras de azufre rediseñadas para incrementar la eficiencia de recuperación.

Sistema de control de emisiones a la atmósfera asociado al proceso de desulfuración de gas amargo y condensados amargos; sistema de control de emisiones: Etapa del tratamiento del gas amargo, cuyo objetivo es reducir las emisiones de compuestos de azufre a la atmósfera; típicamente consta de una planta recuperadora de azufre, un oxidador térmico del gas de cola y un equipo para el monitoreo continuo de emisiones a la atmósfera.



6.3 NOM-137-SEMARNAT-2003

Viernes 30 de mayo de 2003

DIARIO OFICIAL

(Segunda Sección) 1

SEGUNDA SECCION
SECRETARIA DE MEDIO AMBIENTE
Y RECURSOS NATURALES

NORMA Oficial Mexicana NOM-137-SEMARNAT-2003, Contaminación atmosférica.- Plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos.- Control de emisiones de compuestos de azufre.

Al margen un sello con el Escudo Nacional, que dice: Estados Unidos Mexicanos.- Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales.

NORMA OFICIAL MEXICANA NOM-137-SEMARNAT-2003, CONTAMINACION ATMOSFERICA.- PLANTAS DESULFURADORAS DE GAS Y CONDENSADOS AMARGOS.- CONTROL DE EMISIONES DE COMPUESTOS DE AZUFRE.

CASSIO LUISELLI FERNANDEZ, Subsecretario de Fomento y Normatividad Ambiental de la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales, y Presidente del Comité Consultivo Nacional de Normalización de Medio Ambiente y Recursos Naturales, con fundamento en los artículos 32 bis fracciones I, II, III, IV y V de la Ley Orgánica de la Administración Pública Federal; 1o., 4o. y 8o. fracción V del Reglamento Interior de la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales; 5o. fracciones I, II, V y XII, 6o., 15, 36 fracciones I, II y IV, 37, 37 bis, 110 fracciones I y II, 111 fracción III, 111 bis segundo párrafo, 113, 160 y 171 de la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente; 1o., 3o. fracciones I y VII y 13, 16 y 17 del Reglamento de la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente en materia de Prevención y Control de la Contaminación de la Atmósfera; 38 fracción II, 40 fracciones X y XIII, 47 fracción IV y 51 de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización; 34 y 40 del Reglamento de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización, y

CONSIDERANDO

Que para la protección del aire ambiente es necesario controlar la emisión de contaminantes a la atmósfera, con la finalidad de asegurar la calidad del aire en beneficio de la salud y bienestar de la población y de preservar el equilibrio ecológico en las regiones donde se ubican instalaciones industriales;

Que dado que en el proceso de desulfuración de gas amargo y condensados amargos se genera gas ácido, cuyos componentes principales son bióxido de carbono y ácido sulfhídrico, siendo éste un gas de muy elevada toxicidad, es necesario evitar su liberación a la atmósfera.

Que existen diversos sistemas para el control de estas emisiones, de los cuales el más utilizado es el que se basa en la recuperación de los compuestos de azufre, como azufre elemental en plantas recuperadoras de azufre, las cuales emiten a la atmósfera sólo una fracción de azufre remanente, en forma de bióxido de azufre y trazas de ácido sulfhídrico.

Que la emisión masiva de estos agentes contaminantes a la atmósfera deterioraría la calidad del aire, lo que hace necesario cumplir con una eficiencia mínima de recuperación de azufre, de tal manera que se asegure la calidad del aire, la conservación del equilibrio ecológico y la protección al ambiente.

Que con la aplicación de esta Norma, se logrará reducir las emisiones de dióxido de azufre, considerando las características del proceso productivo.

Que reconociendo que la NOM-085-ECOL-1994, exceptúa a las plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos de su campo de aplicación, es necesaria esta Norma para dichas plantas.

Que en cumplimiento a lo dispuesto por el artículo 47 fracción I de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización con fecha 26 de noviembre de 2002 se publicó en el **Diario Oficial de la Federación**, con carácter de proyecto la presente Norma Oficial Mexicana bajo la denominación Norma Oficial Mexicana NOM-137-ECOL-2002, Contaminación atmosférica.- Plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos.- Control de emisiones de compuestos de azufre, con el fin de que los interesados en un



plazo de 60 días naturales posteriores a la fecha de su publicación presentaran sus comentarios al Comité Consultivo Nacional de Normalización de Medio Ambiente y Recursos Naturales, sito en bulevar Adolfo Ruiz Cortines número 4209, 5o. piso, colonia Jardines en la Montaña, código postal 14210, Delegación Tlalpan, en México, Distrito Federal o al correo electrónico cgarciamoreno@semarnat.gob.mx;

Que de acuerdo a lo establecido en el artículo 47 fracciones II y III de la Ley Federal sobre Metrología y Normalización, los interesados presentaron sus comentarios al Proyecto de Norma en cuestión, los cuales fueron analizados por el actual Comité realizándose las modificaciones procedentes al proyecto; las respuestas a los comentarios y modificaciones efectuadas fueron publicadas en el **Diario Oficial de la Federación** el 17 de abril de 2003, en términos de la ley de la materia;

Que habiéndose cumplido el procedimiento establecido en la Ley Federal sobre Metrología y Normalización para la elaboración de normas oficiales mexicanas, el Comité Consultivo Nacional de Normalización de Medio Ambiente y Recursos Naturales en sesión de fecha 31 de enero de 2003, aprobó la presente Norma Oficial Mexicana bajo la siguiente denominación: NOM-137-SEMARNAT-2003, Contaminación atmosférica.- Plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos.- Control de emisiones de compuestos de azufre.



CAPITULO 7

CONCLUSIONES

Se basan en los resultados de las pruebas de comportamiento y de las pruebas de optimización, planta recuperadora de azufre No. 2 no cumple con la norma NOM-137-SEMARNAT-2003 y de que la meta para PEMEX es del 96% y de que en el estado actual de configuración y condiciones operacionales solamente a través de modificaciones al proceso y reparaciones a los equipos se puede lograr que este proceso logre lo requerido.

Se ha desarrollado un diseño a través de las diversas áreas de PEMEX el cual garantiza el desarrollo y las mejores prácticas hasta por 5 años según los procedimientos y metodología tipo Brimstone STS de mejoras a las unidades recuperadoras de azufre menores a 98.5% en recuperación.

Para las modificaciones requeridas a la configuración de proceso así como también de las necesidades en reparaciones de equipos y equipo a ser agregado por ser requeridos para lograr el 96% de eficiencia.

A través de la información recabada, se diseñó en colaboración de diversas áreas una solución la cual dará como resultado beneficios, políticos, económicos y ambientales para Pemex Gas y Petroquímica Básica.

Políticos

Aliviará la presión política asociada con el turismo del estado de Veracruz al reducir las emisiones de SO₂ de la planta recuperadora de azufre No. 2 a la atmosfera, la cual impacta las áreas conurbadas del estado.

Demostrará al gobierno Federal y a la población que Pemex Gas y Petroquímica Básica Matapionche en sus instalaciones esta cumpliendo con la norma NOM-137-SEMARNAT-2003, dado por entendido el compromiso y políticas de Pemex a la calidad del aire, su limpieza y las iniciativas, así como la preocupación por la salud de los Mexicanos.

Ambientales

Lograr eficiencias de recuperación sobre pasando los requerimientos de la Norma, dando como resultado una reducción significativa de emisiones de SO₂ en la chimenea de la instalación de la planta recuperadora.

- Reparación y modificaciones a la fosa existente de almacenamiento de azufre líquido eliminando una fuente secundaria de emisiones de (SO₂) a la atmósfera y significativamente reduciendo el peligro del H₂S a los trabajadores dentro de las instalaciones de complejo Matapionche y sus áreas.



- Reducción de emisiones de SO_2 , contribuyendo a la calidad del aire al suprimir una fuente global de lluvia acida en el país.

Diseño

- Este diseño incorpora sistemas de control automáticos, paros de emergencias, sistemas de analizadores, sistemas de manejo de flamas, catalizador robusto, equipos mecánicos, reparaciones y/o reemplazos, así a operadores de la planta de azufre lo cual dará automáticamente un nivel elevado de conformidad y control automático en la operación y eficiencia del proceso, incluyendo tiempos normales de operación sin problemas (solo si Pemex opera las plantas de acuerdo a las instrucciones de operación dadas y tomando en cuenta el mantenimiento prescrito). Esto resultará en beneficios de reducción de costos operativos, tomando en consideración la extensión de vida del catalizador, reducción de daños al material refractario y ladrillos de altas temperaturas, reduciendo puntos fríos, puntos de corrosión, reduciendo el daño a equipos y catalizadores durante arranques y paros y menos paros programados o de emergencia.
- El diseño incorpora nuevas modificaciones a la configuración las cuales tendrán la flexibilidad y económicamente para poder incrementar las eficiencias en recuperación y en eficiencia de existir el requerimiento a través de cambios a la Norma que pudiesen demandar la necesidad de obtener eficiencias más altas. Estos cambios podrán permitir que las plantas puedan operar a una confiabilidad cercana al 99%.
- El diseño y la incorporación de flexibilidad entrega a la planta recuperadora de azufre No. 2 una expectativa de vida que fácilmente logra las condiciones operacionales requeridas, cumpliendo al mismo tiempo con las expectativas ambientales actuales y de un futuro por años estimando expectativas de uso de vida de la planta recuperadora de azufre No. 2 con los acondicionamientos hasta 25 años más



BIBLIOGRAFÍA

Recipientes

- 1.- NRF-028-PEMEX-2004 DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE RECIPIENTES A PRESIÓN
 2.- NFR-136-PEMEX-2005 PLATOS E INTERNOS PARA TORRES DE PROCESO

Intercambiadores de Calor

- 3.- NRF-090-PEMEX-2005 CAMBIADORES DE CALOR ENVOLVENTE – HAZ DE TUBOS
 4.- NRF-134-PEMEX-2005 CAMBIADORES DE CALOR ENFRIADOS POR AIRE
 5.- NRF-135-PEMEX-2005 UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE CALOR CON ENVOLVENTE DE BAJA PRESIÓN

Equipo Dinámico

- 6.- NRF-050-PEMEX-2001 BOMBAS CENTRÍFUGAS

Ambiental

- 7.- NOM-137-SEMARNAT-2003 Contaminación atmosférica.- Plantas desulfuradoras de gas y condensados amargos.- control de emisiones de compuestos de azufre” emitida en el diario oficial el martes 29 de abril de 2003
 8.- NOM-081-ECOL-1994 Establece los límites máximos permisibles de emisión de ruido de las fuentes fijas y su método de medición.
 Contaminación atmosférica –fuentes fijas- para fuentes fijas que utilizan combustibles fósiles sólidos, líquidos o gaseosos o cualquiera de sus combinaciones, que establece los niveles máximos permisibles de emisión a la atmósfera de humos, partículas suspendidas totales, bióxido de azufre y óxidos de nitrógeno y los requisitos y condiciones para la operación de los equipos de calentamiento indirecto por combustión, así como los niveles máximos permisibles de emisión de bióxido de azufre en los equipos de calentamiento directo por combustión.
 Contaminación atmosférica- especificaciones sobreprotección ambiental que deben reunir los combustibles fósiles líquidos y gaseosos que se usan en fuentes fijas y móviles.

Códigos y Estándares Extranjeros Internacionales

- 11.- ASME/ANSI B31.3 American National Standards Institute Process Piping
 B16.5 Pipe Flanges and Flanged Fittings
 B16.34 Valves Flanged, Threaded, and Welding End
 12.- ASTM American Society of Testing Materials
 13.- NFPA 58 1995 EDITION Standard for the Storage and Handling of Liquefied Petroleum Gases
 14.- NFPA 13 1996 EDITION Standard for the Installation of Sprinkler Systems
 15.- ANSI American National Standard Institute