

Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA



ADAPTACION DE UN SISTEMA DE ENFRIAMIENTO
EN LA PLANTA DE AZUFRE DEL COMPLEJO
PETROQUIMICO DE POZA RICA VER. PARA
RECUPERAR ESCAPE DE AZUFRE ATOMIZADO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

JOSE ANTONIO MERCADO GUTIERREZ

1979



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.

CLAS TESIS 1979

ADQ M.T.

FECHA 231

PROC _____

• _____



PTPI

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE Prof. ADALBERTO TIRADO ARROYAVE.
V O C A L Prof. RAMON VILCHIS ZIMBRON.
SECRETARIO Prof. ENRIQUE BRAVO MEDINA.
1er. SUPLENTE Prof. ANTONIO FRIAS MENDOZA.
2do. SUPLENTE Prof. CLAUDIO A. AGUILAR MARTINEZ.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

POZA RICA VERACRUZ.

SUSTENTANTE

Sr. JOSE ANTONIO MERCADO GUTIERREZ

ASESOR

Prof. ENRIQUE BRAVO MEDINA

A MIS PADRES

CON CARÍÑO Y GRATITUD

POR EL APOYO QUE SIEMPRE
ME HAN BRINDADO.

A MIS HERMANAS Y HERMANOS :

POR SU INTERES EN MI REALIZACION.

A LA MEMORIA DE MIS ABUELITOS
PATERNOS.

A MIS ABUELOS MATERNOS, TIOS,
TIAS T TODOS MIS FAMILIARES.

AL INOLVIDABLE COLEGIO TEPEYAC POZA RICA
A MI RESPETABLE Y QUERIDA FACULTAD
BASE UNO Y CULMINACION OTRA DE MI
FORMACION PROFESIONAL.

A TODOS MIS AMIGOS.

MI AGRADECIMIENTO A LOS INGENIEROS
DEL COMPLEJO PETROQUIMICO POZA RICA
POR LAS FACILIDADES QUE ME OTORGA-
RON PARA HACER POSIBLE LA REALIZA-
CION DE ESTE TRABAJO.

I N D I C E

	Pág.
CAPITULO I.-	
INTRODUCCION.	1
CAPITULO II.-	
GENERALIDADES.	6
CAPITULO III.-	
ASPECTOS FUNDAMENTALES DE LA PLANTA DE AZU FRE "CS".	20
3.1- Descripción del proceso.	
3.2- Descripción del equipo.	
3.3- Descripción del producto.	
3.4- Riesgos en el manejo de los gases áci dos y del azufre.	
3.5- Secuencia de arranque y paro de la - planta así como precauciones de emer gencia en esta.	
3.6- Control químico del proceso e inter pretación de los reportes del labora torio.	
CAPITULO IV.-	
CONSIDERACIONES TECNICAS PARA EL CALCULO - DEL EQUIPO SELECCIONADO EN ESTE ESTUDIO.	57
4.1- Diseño termodinámico.	
4.2- Diseño Mecánico.	
4.3- Instrumentación necesaria.	
CAPITULO V.-	
CONCLUSIONES.	87
BIBLIOGRAFIA.	90

C A P I T U L O I

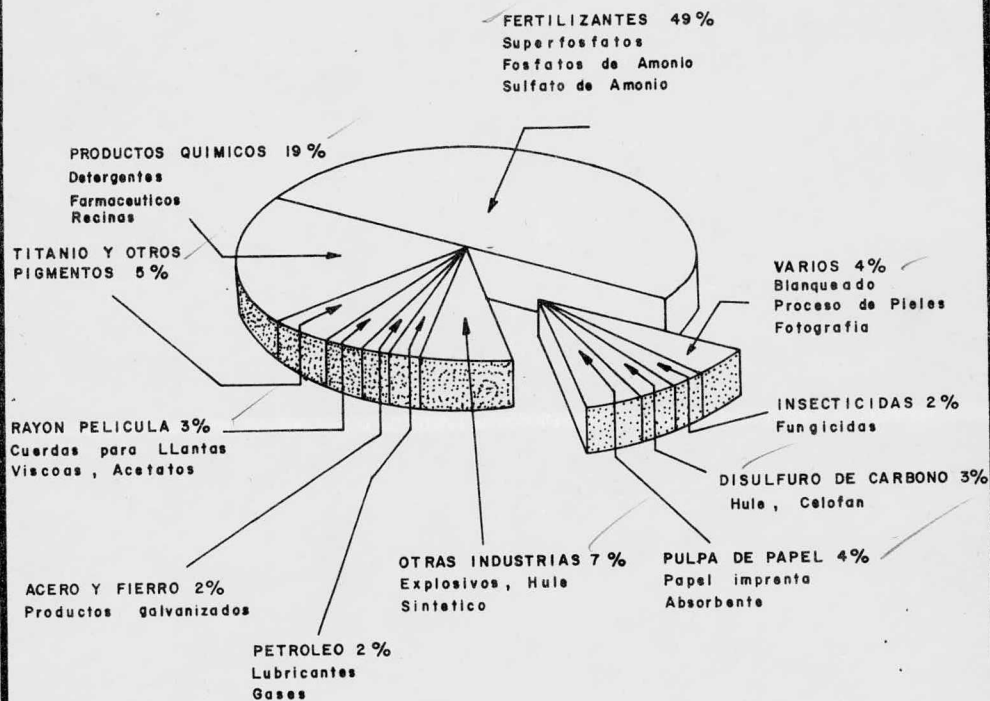
INTRODUCCION

Es de sobra conocida la importancia del Azufre, elemento que juntamente con el Acero, Carbono y Petróleo, constituyen las bases en que se ha desarrollado la industria moderna, la gran variedad de usos y todos los productos que de éste se derivan hablan por si solos de la trascendencia del mismo, razón que justifica plenamente el gran incremento que ha tenido en su producción y consumo hasta la fecha.

Es utilizado como materia prima en la elaboración de gran cantidad de productos químicos y farmacéuticos, explosivos é insecticidas en la elaboración de hule, fertilizantes, hierro y acero, papel, artisela, pinturas y pigmentos, en la refinación del petróleo, refrigeración, etc. como se muestra en la Fig. No. 1.

Nuestro país es poseedor de una riqueza considerable de Azufre tanto en yacimientos en estado sólido como acompañado en el gas natural extraído en nuestros pozos petroleros, -- así que actualmente ocupa uno de los primeros lugares como productor de éste elemento. Sin embargo hubo mucho tiempo en que este Azufre no era explotado en forma conveniente y racional, -- durante décadas se registraron grandes desperdicios que significaron pérdidas irreparables para la economía de nuestro país,

APLICACIONES ACTUALES DEL AZUFRE



U N A M	FACULTAD DE QUIMICA	
	APLICACIONES ACTUALES DEL AZUFRE	
	TESIS PROFESIONAL	AÑO 1979
	J. ANTONIO MERCADO G.	Fig. No. 1

éstas pérdidas se registraron principalmente por la gran cantidad de gas, no aprovechado en nuestros campos petroleros sobre todo durante la explotación de las compañías petroleras extranjeras y también aunque en menor escala en la pérdida del bióxido de azufre en el beneficio de sufluros metálicos.

Petróleos Mexicanos ya como empresa nacionalizada y descentralizada tratando de remediar esta situación en lo que a ésta competía ideó el establecimiento de una planta recuperadora de azufre del gas natural rico en este elemento, evitando con esto que se continuará quemando al Acido Sulfhídrico y de esta forma recuperar el azufre de éste.

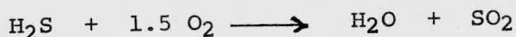
Fue así como se puso en operación la planta de Azufre "CS" que se localiza en Poza Rica, Veracruz. Esta planta fue diseñada por la "General Chemical División of Allied Chem", para producir 124.5 ton/día de azufre elemental sólido, a partir de H_2S (ácido sulfhídrico), subproducto de las plantas Girbotol.

El diseño de ésta planta "CS" para recuperar azufre, se basa en el proceso "Claus" el cual consiste básicamente en quemar (oxidar) el H_2S transformándolo a SO_2 que posteriormente se hace reaccionar con una corriente fresca de H_2S en presencia de un catalizador, para así obtener el azufre elemental -- con un 99.9% de pureza.

Durante el proceso de llevan a cabo dos reacciones -

principales que a continuación se exponen:

PRIMERO, en el horno (H-6) se tiene la reacción de formación del SO_2 por oxidación de una parte H_2S .



Posteriormente se lleva a cabo la segunda reacción tanto en los convertidores primarios como en los secundarios, donde en presencia de un catalizador reaccionan H_2S con SO_2 para obtener vapores de azufre elemental.



La mayor parte de éste azufre cuando sale del convertidor primario se recupera en el primer par de condensadores, pasando después a la presa de asentamiento. El resto de estos vapores de azufre, junto con el H_2S y SO_2 que no reaccionaron pasan a un segundo convertidor para producir más azufre el cual es enviado a los condensadores secundarios, donde se debería de condensar todo el azufre producido en el segundo convertidor para ser enviado a la presa de asentamiento como azufre líquido.

Sin embargo, actualmente y por motivos que más adelante expondré, no es posible condensar cierta cantidad de este azufre, pasando junto con los inertes (CO_2 y otros), así como con pequeñas cantidades de H_2S y SO_2 a un oxidador -

catalítico para ser quemado y venteado a la atmósfera.

Esto origina dos problemas: Uno, que existe un decremento si se quiere pequeño, en el rendimiento de la planta comparado con su capacidad de producción, pero que a la larga es significativo, pues se estima que son de 3 a 3.5 Ton/día de -- azufre las que se queman por éste motivo.

Por otro lado, éste azufre al oxidarse a SO_2 y quemarse contribuye a incrementar el problema de la contaminación ambiental, que ya de por sí existe en éste tipo de áreas de -- trabajo.

Por lo anteriormente expuesto, se hace presente la -- necesidad de darle una solución práctica a éste problema, por lo que el objetivo de ésta tesis es el proponer y diseñar un -- equipo que sea capaz de recuperar todo el azufre en cuestión, -- tomando a la vez en consideración su costeabilidad de opera -- ción.

C A P I T U L O I I

GENERALIDADES

2.1.- TRATAMIENTO Y MANEJO DEL GAS NATURAL EXTRAIDO EN LOS -- CAMPOS PETROLEROS DEL DISTRITO POZA RICA.

Los campos petroleros en éste Distrito se pueden --
clasificar de acuerdo a su presión de la siguiente manera: --
Los de Alta, Los de Baja y Los de Media Presión.

	Campo XIX
	Campo del Casquete
CAMPOS DE ALTA	Campo mequetla
PRESION	II, VI, VII, XI, XII, XIII
(340 lb/pulg. ²)	Campos
	XVI, Esc. 20, Papantla II
	Campo V
	Campo campolli
CAMPOS DE BAJA	Campo V
PRESION	Campos I - IV
(50 lb/pulg. ²)	Campo X
CAMPOS DE MEDIA	
PRESIION	Campo de San Andrés
(125 lb/pulg. ²)	

Debido a que se tiene que estandarizar la presión -- del gas proveniente de éstos distintos campos a 340 lb/pulg.² (24.6 Kg/cm.²), ya que es a esa presión a la que debe entrar - el gas natural al sector de endulzamiento, por ésto es necesario hacer pasar este gas a una estación de medición y otra de compresión con el objeto de lograr la presión deseada.

Una vez estandarizada la presión a 340 lb/pulg. el - gas natural entra al sector de endulzamiento donde se separan los gases ácidos (H_2S y CO_2). Este sector de endulzamiento - cuenta con dos unidades GIRBOTOL que operan independientemente una de otra para tener una mayor flexibilidad de operación pro cesando cada una de estas unidades la mitad de la carga total de gas.

El gas natural con que se alimenta esta planta, contiene aproximadamente un 3.1% de H_2S y un 20% de CO_2 en volumen, el cual entra a un tanque separador en donde por mera separación mecánica se eliminan las gasolinas que contiene, pa ra después de ésto entrar por la parte baja de la torre absorbadora CR-T1, ascendiendo a través de los 21 platos de burbujeo a contracorriente con una solución acuosa de monoetanol -- amina (MEA). La temperatura de entrada de esta solución es de + 45°C y entra a la torre al nivel del plato # 21.

Por el domo de esta torre CR-T1 sale el gas ya dul ce, húmedo é hidratado hacia el tanque CR-T5, donde se deposi

tan las partículas líquidas de solución absorbadora que haya sido arrastrada en este.

La solución de MEA "rica" en gases ácidos (H_2S y CO_2) que sale de la torre se divide en dos corrientes cada una de estas se envía a dos torres regeneradoras CR-T2 y CR-T3 entrando por la parte superior de las mismas al nivel del plato # 21. La solución de MEA "rica" en cada regenerador, al llegar al plato # 1 alimenta a dos reboilers con el objeto de lograr la ebullición de ésta, desprendiendo de esta manera los gases ácidos en forma de vapor que ascienden y salen por la parte superior de estas torres quedando en el fondo la solución de MEA libre de gases ácidos.

La solución de MEA pobre (sin gases ácidos) que sale caliente por el fondo de estas torres regeneradoras de MEA va a intercambiar calor con la solución rica y fría que alimenta a éstas. Después de intercambiar calor, la solución de MEA pobre pasa a dos enfriadores y a un filtro de paja, para ser después succionada por dos bombas de 300 PH que alimentan al absorbedor CR-TI.

Los gases ácidos, desprendidos en los regeneradores salen por la parte superior en dos corrientes, la corriente "B" que se extrae del domo y la corriente "A" que se extrae al nivel de los platos # 16, 18 y 20.

Debido a que éstos gases ácidos salen saturados con

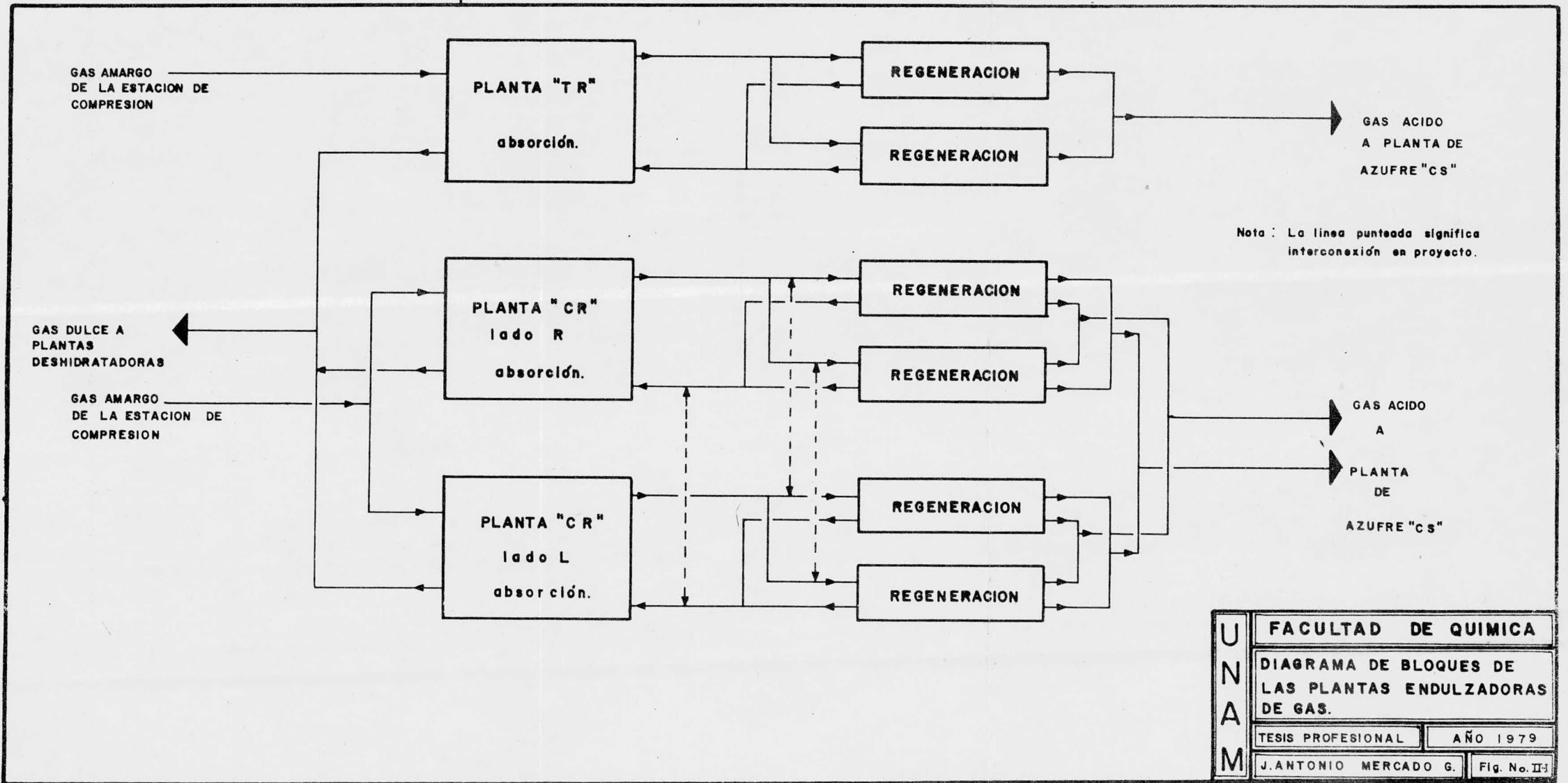
vapores de agua y con algo de MEA es necesario condensarlos - por medio de un condensador en serie para la corriente "B" y - dos en paralelo para la corriente "A". Una vez condensados - éstos vapores, son separados en dos tanques, el CR-T7 para - la corriente "B" y el CR-T6 para la corriente "A" enviando - el condensado como reflujo a las torres regeneradoras.

De esta manera los gases ácidos que salen de los -- tanques CR-T7 y CR-T6 quedan libres para ser alimentados - a la planta de azufre "CS", la cual es objeto de estudio en - esta tesis, por lo que se tratará con mas detalle posterior-- mente.

NOTA: La nomenclatura empleada para la planta en-- dulzadora de gas descrita anteriormente, corresponde solamen-- te a la unidad "CR", para la otra unidad, la "TR" para su descripción simplemente se anteponen las siglas "TR" cambiándo-- las por las de "CR" ya que son idénticas.

En la figura II-1 se muestra un diagrama de bloques para el sector de endulzamiento de gas descrito.

El gas dulce, húmedo é hidratado que sale por el domo de la torre absorbadora CR-T1, es enviado a las plantas-- deshidratadoras "CM" y "TM" para que como su nombre lo indica se les eliminan todo el agua en forma de vapor que con-- tenga.



U N A M	FACULTAD DE QUIMICA	
	DIAGRAMA DE BLOQUES DE LAS PLANTAS ENDULZADORAS DE GAS.	
	TESIS PROFESIONAL	AÑO 1979
	J. ANTONIO MERCADO G.	Fig. No. II

Estas plantas "CM" y "TM" son dos unidades idénticas é independientes, por lo que basta describir en forma general una de éstas, en este caso corresponderá a la planta "CM". Esta planta cuenta con dos torres abosrbedoras la "CM-T1" y la - CM-T2" por cuya parte inferior entra el gas dulce, húmedo é hidratado el cual al ir ascendiendo plato a plato se pone en contacto con una solución de dietilen glicol que desciende por la parte superior, arrastrando con ésta los vapores de agua contenidos en los gases, obteniéndose de esta manera por el domo de estas torres el gas dulce, húmedo y deshidratado.

La solución de dietilen glicol al retener el agua -- contenida en el gas, sale por la parte inferior de las torres- absorbedoras llevando también consigo ciertas cantidades de -- gas, por lo que es enviada a un tanque de flasheo CM-T3 con el fin de separar este gas el cual es mandado al quemador de - alta presión.

La solución de dietilen glicol hidratada al ser li-- brada de los residuos de gas entra al rectificador CM-T4 por - la parte superior y al ir descendiendo a la altura de la parte media de este rectificador, alimenta a un reboiler donde se somete a ebullición, con el fín de que los vapores de agua as- - ciendan, saliendo por el domo del rectificador a la atmósfera.

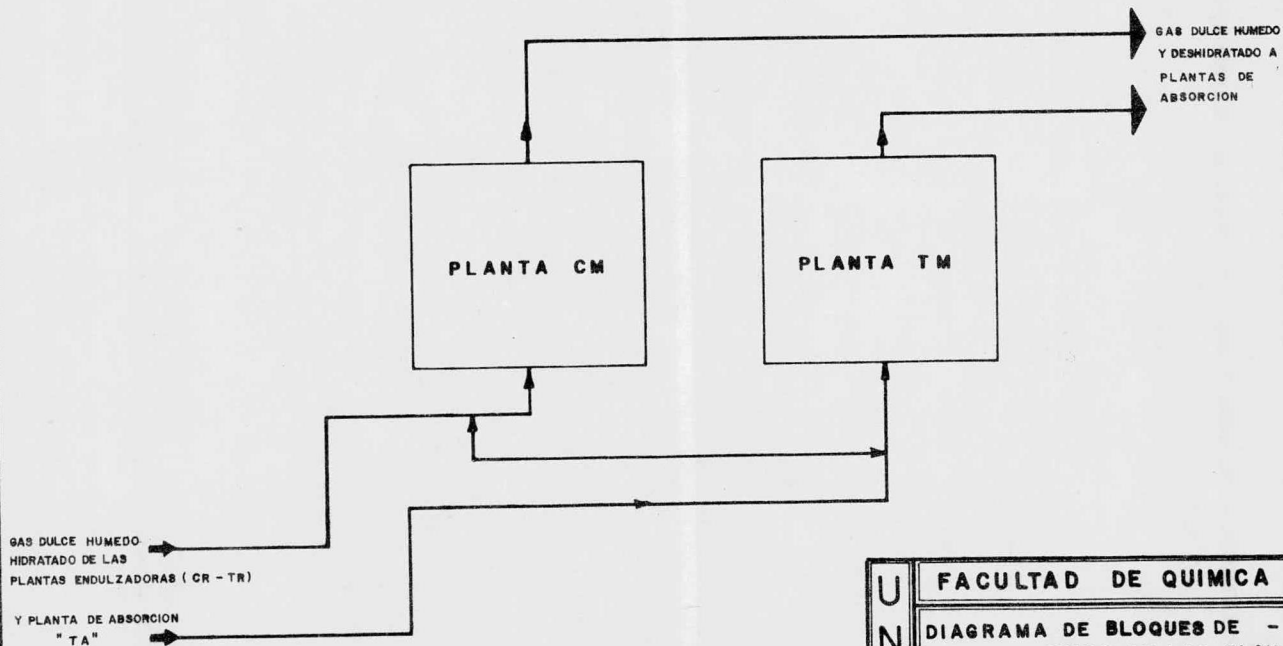
Ya rectificada, la solución de dietilen glicol des-- ciende y sale caliente por el fondo del rectificador para in--

tercambiar calor con la solución fría de dietilen glicol hidratada que alimenta al rectificador. Después de intercambiar calor, la solución de dietilen glicol rectificada es succionada por dos bombas que alimentan a los absorbedores CM-TI y CM-T2, por su parte superior.

La figura II-2 muestra el diagrama de bloques de - interconexión de las plantas deshidratadoras "CM" y "TM".

El gas dulce, húmedo y deshidratado que proviene de las plantas deshidratadoras "CM" y "TM" es enviado a las plantas de absorción "FA" y "TA" donde son separados los productos licuables de los no licuables.

Estas plantas de absorción, son básicamente iguales - por lo que como en los casos anteriores solo me limitaré a describir en forma general una de las dos plantas, en este caso - la "FA". Esta planta cuenta con dos torres absorbedoras FA-T1 y FA-T2 donde a la altura de sus platos # 1, entra el gas a -- 315 lb/pulg.² y a una temperatura de $\pm 38^{\circ}\text{C}$, este va ascendiendo plato a plato hacia el domo de las torres poniéndose en contacto a contracorriente con un aceite absorbente (Keresina) -- que entra por la parte superior a la altura del plato # 28 y a una temperatura de 15.6°C . Estas torres cuentan con tres sistemas de reflujo de gas a la altura de los platos # 7, 14 y 21 con el fin de abatir su temperatura de $\pm 38^{\circ}\text{C}$ con que entra -- hasta $\pm 16^{\circ}\text{C}$ con que sale por el domo favoreciendo de este mo-



UNAM	FACULTAD DE QUIMICA	
	DIAGRAMA DE BLOQUES DE - INTERCONEXION DE LAS PLAN- TAS DE DESHIDRATACION	
	TESIS PROFESIONAL	AÑO 1979
	J. ANTONIO MERCADO G.	Fig.No.II 2

00

do la condensación de los productos licuables que son desde -- propano, isobutano, butano normal, isopentano, n-pentano hasta hexano y pesados, los cuales descienden hacia el fondo de la to rre con el aceite absorbente.

El gas ahora ya dulce, seco y deshidratado que sale - de las torres absorbedoras es envia a la estación de medición - "CV-TV", para su distribución como lo muestra la figura II-3.

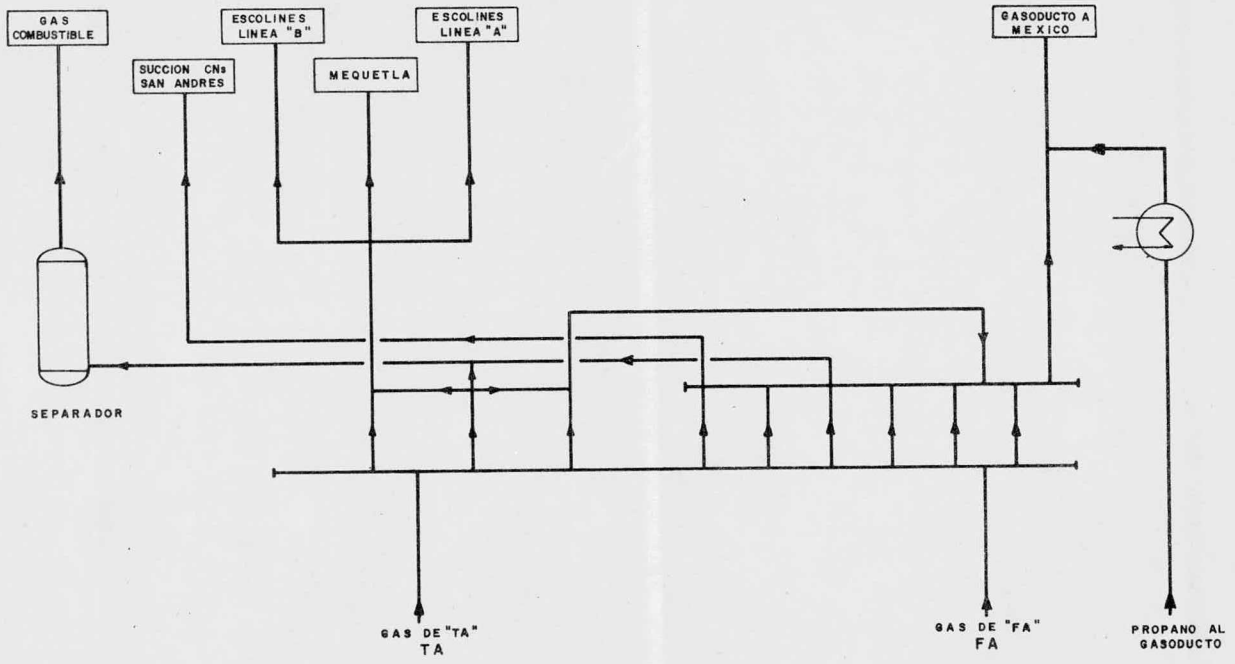
El aceite absorbente, junto con los productos licua-- bles es enviado al reabsorbedor FA-T3 con el objeto de eliminar el gas que haya sido arrastrado el cual sale por el domo de es- te reabsorbedor para ser empleado como combustible.

Por el fondo del reabsorbedor se tiene el aceite ab-- sorvente con los productos licuables ya libres de residuos de - gas, el cual es enviado a la torre de destilación FA-T4 con el- objeto de separar los productos licuables que ascienden por el- domo de esta, para ser enviados después al tren de fraccionamiento de licuables.

Por otra parte, la Kerosina ya regenerada que se tie- ne por el fondo de la torre de destilación es bombeada nuevamente a las torres FA-T1 y FA-T2 como aceite absorbente.

En la figura II-4 se muestra el diagrama de bloques - de las plantas de absorción "FA" y "TA" descritas anteriormente.

Los productos licuables después de salir de las plan- tas de absorción "FA" y "TA" son enviados a la depropanizadora-

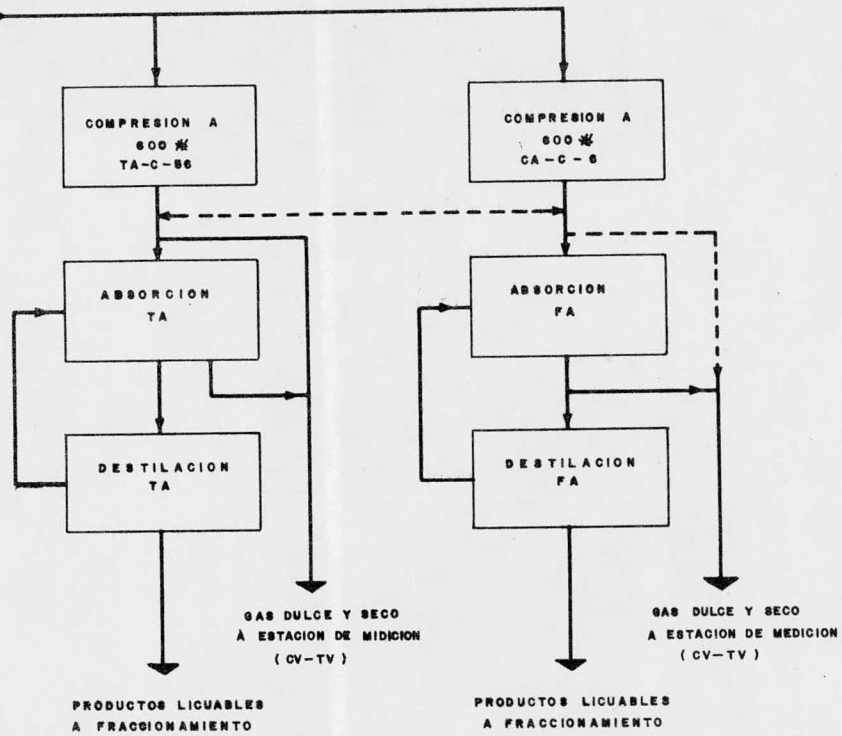


15

U N A M	FACULTAD DE QUIMICA	
	ESTACION DE MEDICION GAS SECO CV-TV	
	Diagrama simplificado de flujo	
	TESIS PROFESIONAL	AÑO 1979
	J. ANTONIO MERCADO G.	Fig.No. II-3

NOTA: Las líneas punteadas significan
interconexión en proyecto

GAS DULCE HUMEDO
Y DESHIDRATADO DE
LAS PLANTAS
DESINDRATADORAS



16

DIAGRAMA DE BLOQUES DE
LAS PLANTAS DE ABSORCION

Fig. No. II 4

12

TA-T55 donde por medio de esta torre se separan, teniéndose por el domo una mezcla de etano y propano en \pm un 30% y un 56% en volumen respectivamente, la que después se hace pasar a un tratamiento de endulzamiento el cual se realiza en la torre TR-T64 con el objeto de eliminarle los residuos de H_2S que contenga, enviándose después a la torre deetanizadora -- TL-T1 siendo aquí separado el etano por el domo el cual va en un \pm 64% en volumen en la mezcla, utilizándose parte de éste como combustible ó es enviado a reproceso. Actualmente es tá en etapa de construcción la planta de etileno que operará en Poza Rica la cual utilizará como materia prima todo el etano producido en el distrito.

Por otro lado, se tiene que por el fondo de la deetanizadora TL-T1 sale propano puro el cual está en la mezcla en \pm un 98.5% en volumen, siendo después almacenado para su venta.

Volviendo a la depropanizadora TA-T55 donde por el fondo de ésta se obtiene una mezcla que contiene desde propano en \pm un 5%, isobutano en \pm un 5%, n-butano en \pm un 25%, isopentano en \pm un 10%, n-pentano en \pm un 15% y hexano + pesados en \pm un 40% en volumen aproximadamente que es enviada de carga a la torre debutanizadora FA-T5 donde se tiene por el domo de esta una mezcla de propano, isobutano y n-butano en \pm un 20, 18 y 62% en volumen respectivamente,

que son a su vez fraccionados en la torre CO-T1 siendo esta la deisobutanizadora, donde por su domo se obtiene una mezcla de propano, isobutano y n-butano en \pm un 28, 27 y un 45% en volumen respectivamente la cual antes de ser almacenada se la va con sosa por medio de un tanque horizontal TL-D4 para eliminarle el H_2S que contenga. Por fondos de la CO-T1 se obtiene generalmente butano puro estando este en la mezcla en \pm un 99.60% en volumen, enviándose éste a almacenamiento para su venta.

Por último, la mezcla de gasolina compuesta principalmente de \pm un 6% de butano, un 17% de isopentano, un 21% de n-pentano y un 56% de hexano + pesados en volumen obtenida en el fondo de la torre FA-T5 es enviada a un tratamiento PERCO donde se le eliminan los sulfuros y mercaptanos -- así como H_2S que contenga, sin embargo no es posible eliminar todo el H_2S por lo que se le hace un lavado posterior con sosa, antes de ser almacenada.

En la figura II-5 se muestra por medio de un diagrama de bloques el sistema de fraccionamiento de licuables con el fin de lograr una mejor apreciación de éste.

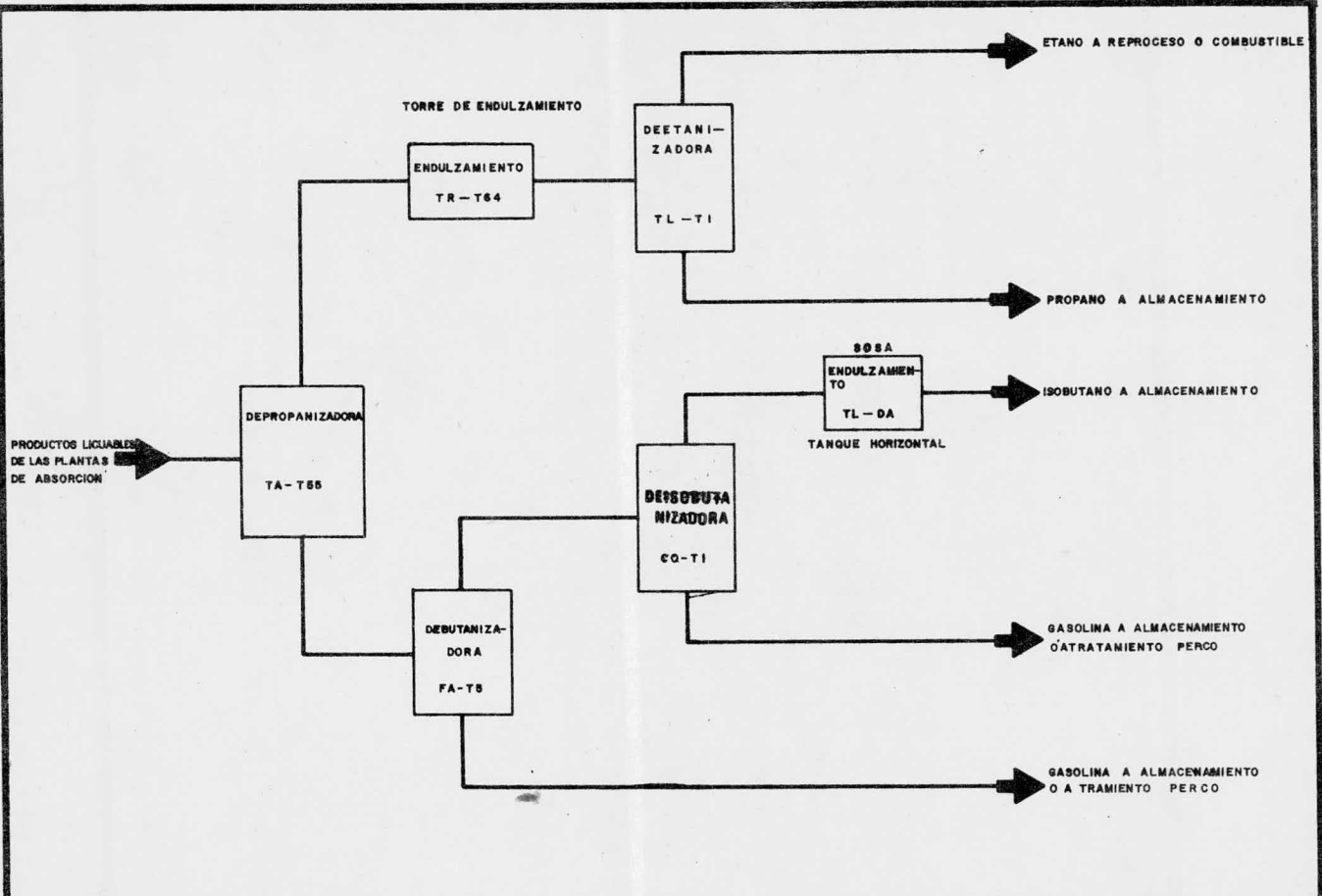


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO DE LICUABLES

Figura No. II - 6

C A P I T U L O I I I

ASPECTOS FUNDAMENTALES DE LA PLANTA DE AZUFRE "CS".

3.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

La planta de azufre, para su operación se divide en tres secciones principales que son:

a).- Combustión: Aquí se lleva a cabo la conversión de H_2S a SO_2 .

b).- Reacción: En esta se hace reaccionar al H_2S con el SO_2 para obtener azufre elemental (S^0).

c).- Condensación y enfriamiento: En esta sección se recupera el azufre producido, pasándolo del estado vapor al estado líquido.

La planta recibe su carga de las plantas Girbotoles-
previa eliminación de MEA (mono etanol amina) y agua que hayan sido arrastradas por el gas.

La presión de carga es controlada en la planta Girbotol por dos válvulas automáticas, la primera tiene como función mantenerla a $\pm 1.3 \text{ Kg/cm}^2$ en la planta Girbotol y reducirla hasta $\pm 0.700 \text{ Kg/cm}^2$ para alimentar la planta de azufre. La segunda está como medida de seguridad, ya que en caso de que en caso de que la presión de $\pm 0.700 \text{ Kg/cm}^2$ aumente a $\pm 0.9 \text{ Kg/cm}^2$ la válvula actuará para mandar el exceso al quemador.

El flujo principal de gases ácidos, procedentes de -

las plantas girbotol bajo control de presión, llega a un cabezal en límites de batería de la planta de azufre, donde lo toma por dos corrientes a una presión y temperatura de 0.6 - - Kg/cm² y 40°C respectivamente y pasando por sus respectivas válvulas automáticas que constituyen la parte principal de seguridad de la planta.

Ambas corrientes entran mezcladas con aire al horno (H-6) de la siguiente manera: Una corriente mezclada con el 60% aproximadamente del aire enviado por el soplador (B-1) entra por el hornillo, situado en la parte anterior del cuerpo del horno, para llevar a cabo la combustión parcial del H₂S contenido en los gases ácidos y convertirse en SO₂; La otra corriente, mezclada con el resto de aire, entra por la parte media del horno donde se calienta a ± 800°C por el calor liberado por la primera corriente y así completar la oxidación, - facilitando la combustión y descomposición de los hidrocarburos y compuestos orgánicos que contenga.

La corriente de gases que sale del horno, compuesta principalmente por H₂S, SO₂ y azufre en forma de vapor a ± 725°C se divide en dos: Una pequeña parte controlada por la válvula # 41, pasa a mezclarse con los gases procedentes de los condensadores primarios (T-1A, 1B) para entrar al convertidor secundario (T-4); la otra corriente, la principal, pasa a la caldera (WHB-1) con el propósito de enfriarse a ± 230°C,

para lograr ésta temperatura, así como la relación estequiométrica requerida por la reacción entre el H_2S con el SO_2 , -- los gases a la salida de la caldera se mezclan con gases ácidos tomados del cabezal por un directo "by pass" del horno -- (H-6) y con una parte de gases calientes de combustión, desviados antes de entrar en la caldera por la válvula # 10.

Los gases ya mezclados a $\pm 230^\circ C$, entran al convertidor (T-3) cuya función es la de llevar a cabo la reacción entre el H_2S y SO_2 , para así obtener el azufre elemental en fase vapor. Los gases entran al convertidor por su parte superior para pasar hacia abajo por la cama de catalizador que tiene un espesor de cuatro pies y que abarca lo largo del convertidor, el catalizador empleado es alumina F-3.

El producto que sale del convertidor (T-3) a $280^\circ C$ -- debido a que la reacción es exotérmica, está compuesto principalmente de vapores de azufre elemental, así como de gases de H_2S y SO_2 que no reaccionaron, pasando estos a los condensadores primarios (T-1A, 1B) por la parte inferior, estos condensadores operan en paralelo y su objetivo es recuperar por condensación todo el azufre producido. En estos el enfriamiento y -- condensación se llevan a cabo por medio de una corriente circulante de azufre líquido llamada de reflujo que fluye a contracorriente con los gases.

El azufre condensado, junto con el azufre de reflujo

escurren por gravedad al fondo de los condensadores, de donde sale para pasar a la fosa a través de las lutas que tienen como función mantener un sello líquido evitando la salida de los gases.

Los gases que no reaccionaron (H_2S y SO_2), salen a $\pm 140^\circ C$ por el domo de los condensadores primarios para ser re calentados a $\pm 235^\circ C$ por medio de una pequeña corriente de gases que salen del horno (H-6), entrando así al convertidor secundario (T-4) para llevarse a cabo una segunda conversión de H_2S y SO_2 a azufre elemental. La operación de este convertidor secundario es similar al del primario diferenciándose únicamente en el espesor del catalizador, en este caso es de tres pies.

Del convertidor secundario (T-4), los gases salen a $\pm 250^\circ C$ fluyendo hacia los condensadores secundarios (T-2A, 2B), que también operan en paralelo, cuyo objetivo es el mismo que el de los primarios, en decir, condensar todo el azufre producido de la reacción en el convertidor secundario. Igual que en el caso anterior, por el fondo de los condensadores el azufre líquido escurre a la presa colectora por las lutas. Los gases que no reaccionaron, salen por el domo a $\pm 138^\circ C$ y en ocasiones hasta $\pm 143^\circ C$ lo que implica una condensación parcial, provocando un arrastre de azufre atomizado pues la temperatura óptima de estos gases a la salida de estos condensadores debería

de ser de $\pm 130^{\circ}\text{C}$. Este azufre atomizado podría ser recuperado como más adelante lo veremos.

Cabe hacer notar también, que tanto en los condensadores primarios como en los secundarios, debe tenerse cuidado de que la temperatura del azufre no sea mayor de 155°C ya que a mayor temperatura la viscosidad del azufre aumenta en forma incontrolable, provocando problemas en su bombeo, fluidez y - hasta taponamientos, tanto en los enfriadores como en los condensadores.

En las figuras N^o 1 y N^o 2, se muestra gráficamente el efecto de la temperatura en la viscosidad del azufre.

Tanto en los condensadores primarios como en los secundarios, la temperatura de los gases de salida debe de ser controlada a $\pm 140^{\circ}\text{C}$ y $\pm 130^{\circ}\text{C}$ respectivamente con el fin de mantener al azufre dentro de la temperatura normal de operación y no correr los riesgos anteriores. Estas temperaturas de los gases de salida son controladas por medio del azufre líquido de reflujo, variando éste de manera adecuada en cada uno de los condensadores ó bien, regulando el flujo de agua a los bancos de enfriadores norte y sur de donde debe de salir el azufre de reflujo a $\pm 130^{\circ}\text{C}$.

Los gases remanentes compuestos en su mayor parte de CO_2 y H_2O junto con pequeñas porciones de H_2S , SO_2 y azufre atomizado salen por el domo de los condensadores secunda--

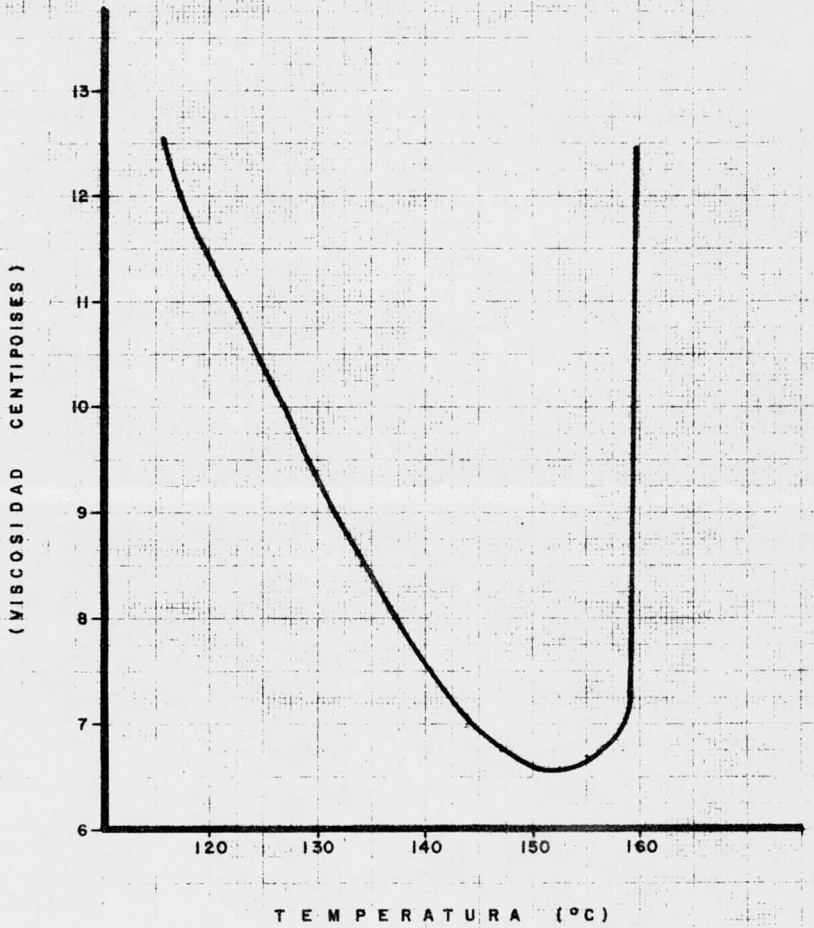
70
VISCOSIDAD DE AZUFRE LIQUIDO

Figura No. 1

rios pasando a mezclarse con una corriente previamente calenta da de aire a $\pm 620^{\circ}\text{C}$ en el horno (H-7) para entrar al oxidador catalítico (T-9) que tiene como función oxidar totalmente el H_2S así como los vapores de azufre que no se lograron condensar a SO_2 y agua para que en forma de vapor sean venteados a la atmósfera a $\pm 300^{\circ}\text{C}$ por la chimenea (S-2).

Como medida de seguridad debe de tenerse cuidado que no exista la posibilidad de ventear H_2S , ya que éste es muy venenoso lo cual se evita manteniendo siempre un exceso de 5% de aire y así asegurar la oxidación completa del H_2S .

La presa de azufre, construida bajo el nivel del sue lo es de concreto reforzado y dividida en tres partes con sus respectivos canales de derrame que se denominan: de asenta miento, de bombeo y de producción.

En la presa de asentamiento es donde derraman tanto los condensadores primarios como los secundarios y tiene como finalidad separar por asentamiento cualquier partícula sólida que haya sido arrastrada por el azufre.

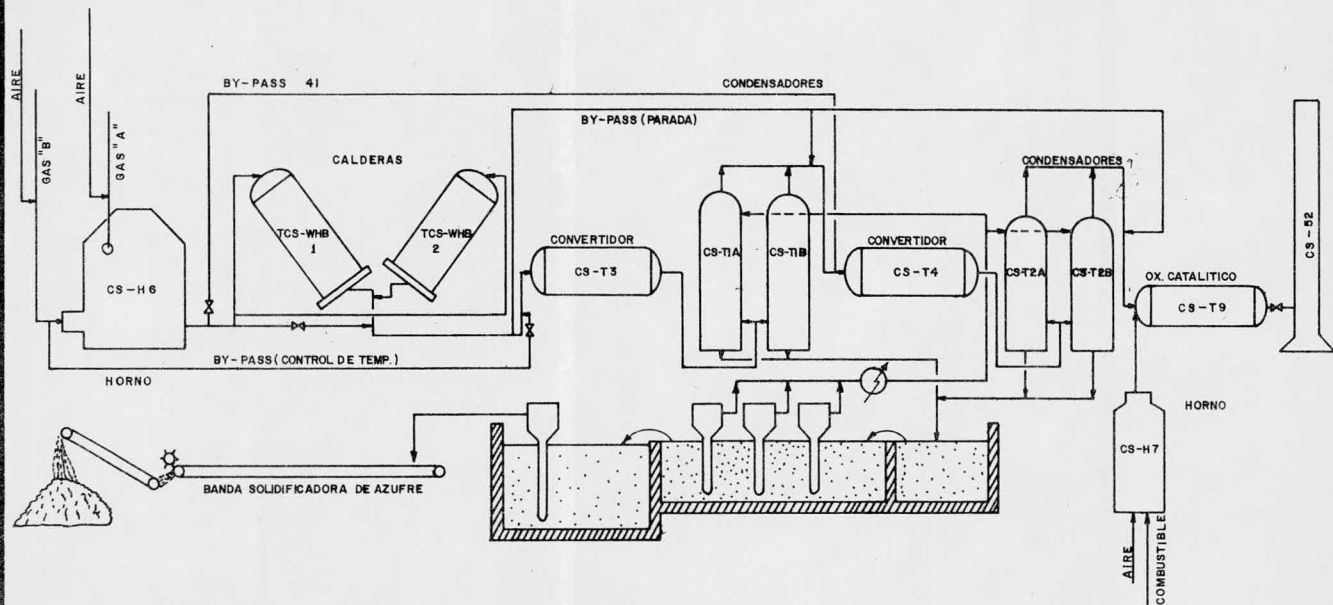
La presa de bombeo se alimenta de la presa de asenta miento y es donde succionan las bombas el azufre de reflujo al domo de los condensadores, previo enfriamiento en los bancos de enfriadores norte y sur.

La presa de producción recibe lo que derrama la de bombeo y almacena la producción del día.

Las tres cuentan con serpentines de vapor tanto en el fondo como en las paredes laterales para mantener el azufre fundido.

El azufre producido durante el día es sacado de la fosa de producción por una bomba centrífuga de pozo profundo (CS-P2, 2A), que lo manda al sistema de solidificación, descargándolo sobre un extremo de la banda metálica que está en movimiento constante sobre una tina de agua, todo esto en un tramo de 44 m. tramo en el cual se enfría el azufre, alcanzando su punto de solidificación en el resto de la banda. Cuando llega el extremo opuesto de donde fue vertido, es triturado por un molino giratorio y cae por gravedad a la banda elevadora de hule que lo deposita en el piso a una temperatura de $\pm 40^{\circ}\text{C}$ para su manejo posterior.

En la figura # 4 se tiene el diagrama de flujo de -- proceso.



U N A M	FACULTAD DE QUIMICA	
	DIAGRAMA SIMPLIFICADO DE LA PLATA DE AZUFRE "CS"	
	TESIS PROFESIONAL	AÑO 1979
	J. ANTONIO MERCADO G.	Fig. No. 4

3.2.- DESCRIPCION DEL EQUIPO

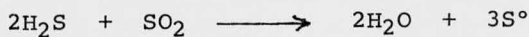
HORNO H-6

Este es un recipiente cilíndrico vertical cuyas paredes interiores se encuentran recubiertas con ladrillo refractario y por su parte exterior se tiene forrado con un material aislante, en la parte anterior de la cámara se encuentra el hornillo con un quemador tipo anilla en donde se lleva a cabo, directamente, la combustión del ácido sulfhídrico (H_2S).

El horno tiene por objeto llevar a cabo la combustión de la carga (gases ácidos, H_2S) como se ve en la siguiente reacción.



La combustión de los gases ácidos para convertir el H_2S a SO_2 debe de ser controlada de tal manera que solo se quemame la tercera parte del H_2S alimentado, con el fin de obtener una relación de 2 moles de H_2S por cada mol de SO_2 y poderlos hacer reaccionar posteriormente como lo indica la siguiente reacción.



Para lograr lo anterior es necesario controlar ó regular cuidadosamente la cantidad de aire para la combustión, ya que con un exceso de éste, se convertiría más H_2S a SO_2 -

por lo que se tendría SO_2 en exceso que pasaría por el resto - del equipo sin reaccionar, en el caso contrario se tendría mas H_2S sin convertir que sería venteado a la atmósfera, con los - riesgos ya conocidos.

Para controlar la cantidad de aire, el sistema cuenta con un controlador-relacionador de flujo (CS-RFRC-1) que -- tiene un registrador de flujo (CS-FR) en la descarga del sopla dor y otro en la línea de gases ácidos que entran. El CS-RFRC-1 de acuerdo a la cantidad de gases ácidos que entran regula el- gobernador de la turbina mediante una válvula de control sobre el sistema de aceite del soplador para aumentar ó disminuir la velocidad de éste y así suministrar la cantidad de aire reque- rido de acuerdo a la cantidad de gases ácidos a la planta.

CALDERAS CS-WHB-1, 2

Estas tienen como función enfriar los gases calientes de combustión del horno (H-6) y generar vapor de 19 ó 5.6 Kg/cm^2 aprovechando el calor liberado por dichos gases.

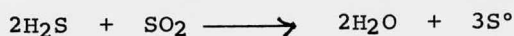
Cada caldera consiste en un haz de tubos colocados -- dentro de una coraza de acero recubierta de aislante térmico pa ra evitar pérdidas de calor y como protección a la corrosión.

Por los tubos fluye agua a $\pm 110^\circ\text{C}$ procedente de la - planta termoeléctrica "CP" que se convertirá en vapor. Los ga-- ses calientes procedentes del horno (H-6) fluyen por los tubos-

(igneo tubulares) y son enfriados a $\pm 230^{\circ}\text{C}$.

CONVERTIDORES (CS-T3) Y (CS-T4).

En estos y en presencia de un catalizador (Alumina-activada) se lleva a cabo la reacción entre el ácido sulfhídrico (H_2S) con el bióxido de azufre (SO_2) para formar el azufre (S°) como lo muestra la siguiente reacción.



Ambos convertidores son recipientes cilíndricos horizontales que a lo largo en su parte media tienen una cama de catalizador en trozos de tamiz de 4 x 8 pies. En (T-3) la cama tiene un espesor de 4 pies y en (T-4) de 3 pies, siendo ésta la única diferencia entre estos.

La temperatura normal de operación es de $\pm 230^{\circ}\text{C}$ en la entrada y de $\pm 300^{\circ}\text{C}$ en la salida, dependiendo ésta última del grado de conversión que haya; normalmente ésta diferencia de temperatura ha sido calculada en $\pm 54^{\circ}\text{C}$ para el convertidor T-3 y de $15\text{-}22^{\circ}\text{C}$ para el T-4.

La temperatura de $\pm 230^{\circ}\text{C}$ en la entrada al T-3 se logra mezclando con los gases de salida de la caldera, (gases calientes de combustión) gases ácidos frescos. La corriente de gases calientes se regula manualmente con la válvula de desvío colocada sobre el directo de la caldera. La de los ga-

ses ácidos frescos también se regula manualmente con una válvula macho colocada sobre un directo del horno (H-6) que además ayuda a controlar la relación estequiométrica de la reacción.

La temperatura de $\pm 230^{\circ}\text{C}$ en la entrada del convertidor T-4 se consigue combinando los gases procedentes de los condensadores primarios con los gases calientes de combustión, regulando el flujo de estos últimos con su respectiva válvula de desvío.

Esta temperatura en la entrada de ambos convertidores es muy importante controlarla ya que de esta depende mucho la operación de los condensadores.

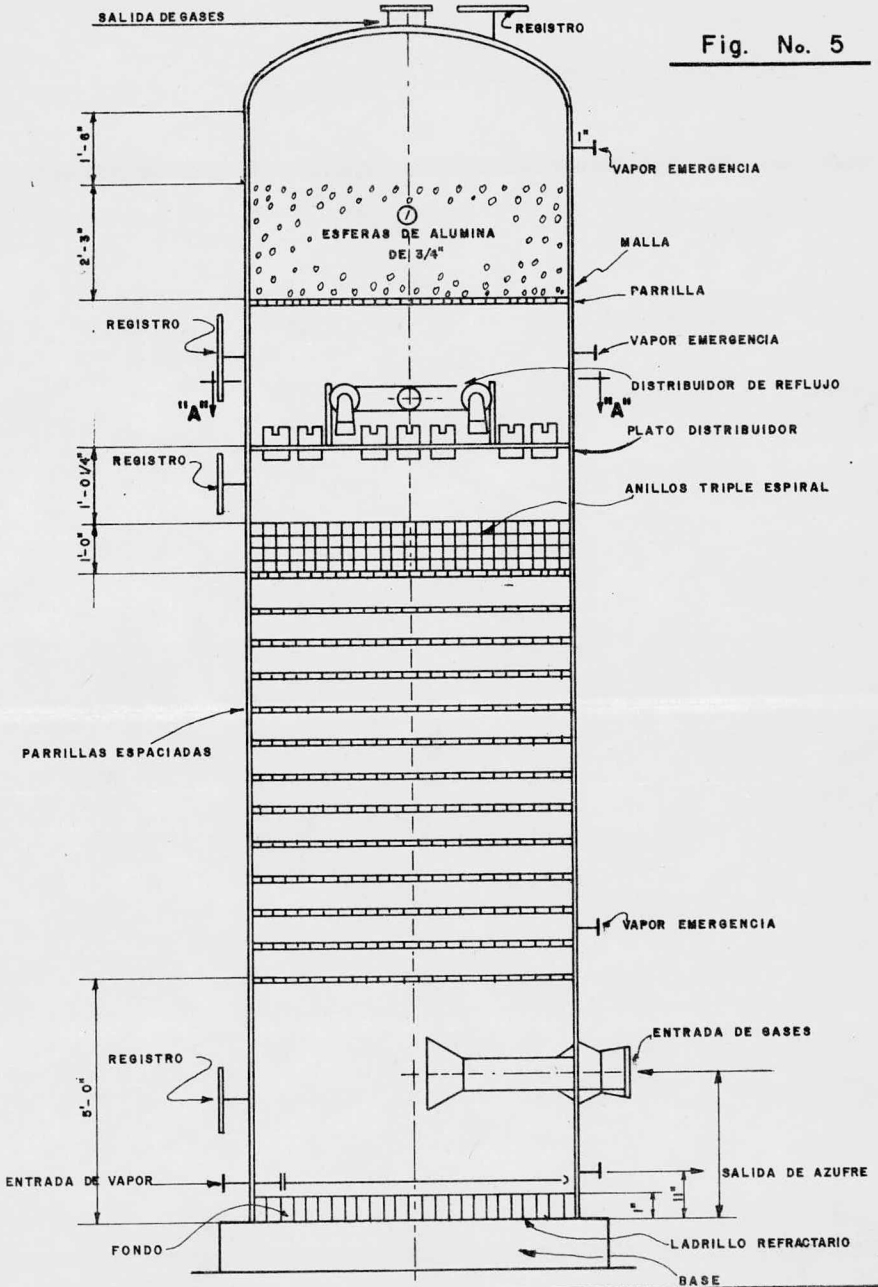
CONDENSADORES T-1A, 1B y T-2A, 2B.

Estos tienen por objeto recuperar, por condensación todo el azufre producido en los convertidores tanto primarios como secundarios.

Los condensadores (ver figura #5) son recipientes cilíndricos verticales que están empacados con anillos helicoidales cuyo objeto es el de ayudar a la condensación aumentando el área de contacto entre los gases de proceso y el azufre líquido de reflujo.

En la parte superior cuentan con un plato distribuidor de reflujo y arriba de éste una capa de dos pies de pedacera de ladrillo refractario para retener la mayor parte de las-

Fig. No. 5



partículas de azufre que van junto con los gases de salida que no reaccionaron. Diferenciándose estos condensadores, en que los secundarios son más chicos y no cuentan con la pedacería - de ladrillo refractario.

La condensación del azufre se lleva a cabo inyectando azufre líquido de reflujo frío ($\pm 130^{\circ}\text{C}$) al domo de los condensadores sobre el plato distribuidor de donde fluye hacia abajo por gravedad en contra corriente con los gases de proceso.

El azufre líquido de reflujo es inyectado a los condensadores por medio de las bombas CS-Pl, 1A, 1B, 1C y 1D que lo succionan de la fosa de bombeo y lo hacen pasar a través de los bancos de enfriadores (norte y sur) donde es enfriado a $\pm 130^{\circ}\text{C}$.

La temperatura normal de operación de los gases de salida de los condensadores primarios debe de ser de $140-145^{\circ}\text{C}$, ya que a menor temperatura se corre el riesgo de taponamiento de los anillos helicoidales por posible solidificación del azufre. También a mayores temperaturas, se pueden producir taponamientos por aumento en la viscosidad del azufre. Para los condensadores secundarios (T-2A y T-2B) los gases deben de salir a $130-132^{\circ}\text{C}$. Esta temperatura se controla aumentando ó disminuyendo el reflujo del azufre a dichos condensadores.

SISTEMA DE OXIDACION CATALITICA

Su función es la de oxidar totalmente el H₂S (ácido sulfhídrico) que no reaccionó con el SO₂ para producir azufre. La reacción que aquí se lleva a cabo es la siguiente:

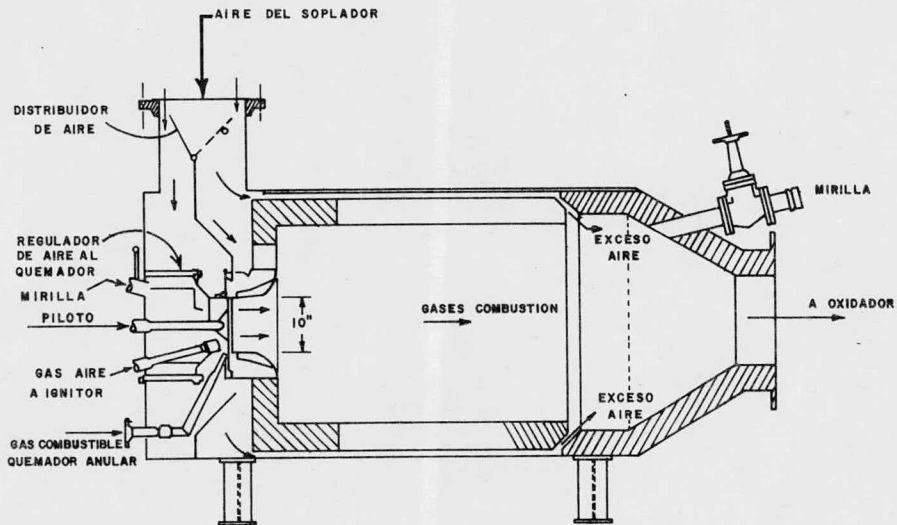


El sistema consta de un soplador, un horno (H-7) precalentador del aire, un oxidador catalítico (T-9) donde se lleva a cabo la reacción anterior y una chimenea (S-2) para ventear a la atmósfera los gases.

El horno (H-7) opera con gas combustible y precalienta el aire necesario hasta $\pm 620^\circ\text{C}$. El aire es alimentado al horno dos partes, la corriente principal entra por el quemador directamente, para la combustión, la otra corriente que es una pequeña parte del aire total entra por un lado y sirve de enfriamiento al cuerpo del horno. (Ver figura # 6).

El oxidador catalítico que ayuda a la reacción es un reactor horizontal que en su parte media tiene una cama de catalizador (Alumina activada) que primero se utilizó en los convertidores y al perder porosidad es utilizado en éste oxidador.

Sus temperaturas normales de operación son de $\pm 320^\circ\text{C}$ a la entrada y de $\pm 350^\circ\text{C}$ a la salida. Este incremento es debido a la reacción y debe de ser de 20 a 100°C siempre y cuando no -

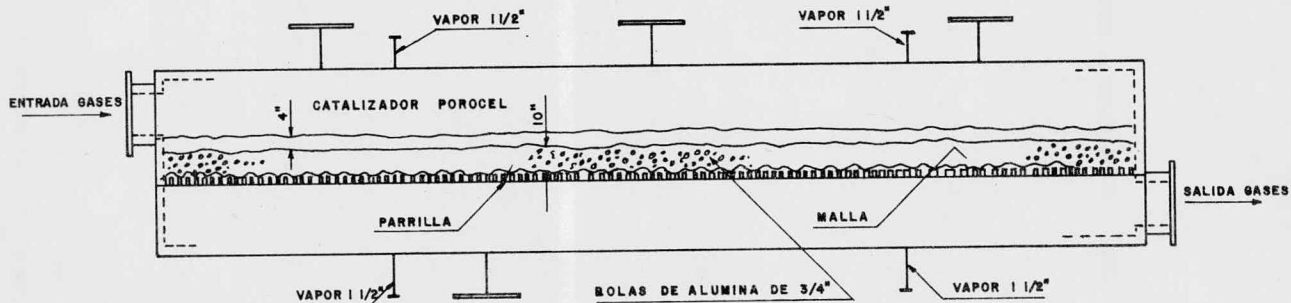


U N A M	FACULTAD DE QUIMICA	
	PRECALENTADOR CS - H7	
	TESIS PROFESIONAL	AÑO 1979
	J. ANTONIO MERCADO G.	Fig.No. 6

salgan humos blancos de SO_2 lo que indicaría una mala conversión ó bien que se estuviera pasando azufre de los condensadores secundarios, debido a una mala operación de éstos.

La temperatura de entrada se consigue mezclando los gases procedentes del domo de los condensadores secundarios con aire caliente del horno (H-7) y se controla aumentando ó disminuyendo el gas combustible al horno.

Se recomienda que el oxidador opere siempre con exceso de aire para tener la seguridad de oxidar todo el H_2S y ventear a la atmósfera únicamente el SO_2 y no el ácido sulfhídrico debido a sus características altamente venenosas. Para ilustrar el oxidador ver figura # 7.



U N A M	FACULTAD DE QUIMICA	
	OXIDADOR CATALITICO CS-T9	
	TESIS PROFESIONAL	AÑO 1979
	J. ANTONIO MERCADO G.	Fig. No. 7

3.3.- DESCRIPCION DEL PRODUCTO (AZUFRE)

Propiedades físicas y químicas. El azufre es un elemento químico que se le ha designado como símbolo la letra "S".

A la temperatura ambiente es un sólido amarillo, mal conductor de calor y de la electricidad. Dependiendo de su temperatura el azufre se presenta en varias formas alotrópicas y son:

- | | |
|------------------|--------------------|
| a) Rómbico | d) Mu (160°C) |
| b) Monoclínico | e) Líquido (440°C) |
| c) Lamda (120°C) | f) Vapor (1000°C) |

Propiedades físicas:

Densidad	2.03	2.06 (sólido)
	1.8	(líquido)
Temperatura de fusión		116°C
Temperatura de inflamación		250°C
Temperatura de ebullición		444°C

Propiedades químicas:

El azufre es muy activo aún a temperatura ambiente.- Si se calienta a 150°C se une al oxígeno (O₂) formando bióxido de azufre (SO₂). Con los metales forma los sulfuros correspondientes.

A la temperatura de 160°C, el azufre es líquido, au-

mentando su temperatura, la viscosidad de éste se eleva rápidamente, por lo que su temperatura de trabajo (en la planta debe de ser entre 132°C y 142°C, no debiendo pasar por ningún motivo de 155°C pues es, a ésta temperatura cuando la viscosidad del azufre aumenta grandemente.

RIESGOS EN EL MANEJO DE LOS GASES ACIDOS Y DEL AZUFRE.

a).- Manejo de SO_2 y H_2S .

Ambos son peligrosos por las características venenosas que tienen, el H_2S (ácido sulfhídrico) más que el SO_2 pero de todas maneras se recomienda manejarlos sin exponerse demasiado y siempre seguir las normas de seguridad establecidas por las siguientes razones:

1.- La exposición al bióxido de azufre provoca un malestar físico muy grande, antes de ocurrir el colapso, mientras que el ácido sulfhídrico no da oportunidad de alejarse del área.

2.- El olor y malestar físico son notables cuando una persona esta expuesta al bióxido de azufre (SO_2) antes de alcanzar concentraciones peligrosas. Sin embargo el ácido sulfhídrico (H_2S) paraliza los nervios del olfato y las concentraciones peligrosas pueden existir sin que lo adbierta la persona.

3.- Una exposición prolongada al ácido sulfhídrico es más fácil que produzca la muerte que una exposición al bióxido-

de azufre.

b) .- Manejo de Azufre.

1.- El manejo de azufre cuando se supera la temperatura de ignición de éste, representa un peligro de incendio -- (221°C). Aunque en algunas ocasiones (éste incendio puede ocurrir debido a la oxidación de los sulfuros de fierro presentes en el sistema.

2.- Durante la solidificación del azufre deberá tenerse cuidado de remover frecuentemente la boquilla del azufre para evitar que se formen bolsas de azufre líquido en los bloques, ya que éstas pueden permanecer calientes y líquidas durante semanas.

Por esto se recomienda al personal que siempre deberá probar la resistencia de dichos bloques y no dar por hecho que puede aguantar el peso de su persona.

3.5.- SECUENCIA DE ARRANQUE Y PARO EN LA PLANTA ASI COMO PRECAUCIONES Y SITUACIONES DE EMERGENCIA EN ESTA.

A) .- ARRANCADA DE LA PLANTA.

Durante la arrancada sobre todo en la etapa de precalentamiento se corren los siguientes peligros: explosiones, incendios, corrosión, tapazón y desintegración de la mampostería refractaria, además de los efectos fisiológicos debidos a la naturaleza venenosa del ácido sulfhídrico.

Explosiones.- Las mezclas de ácido sulfhídrico y oxígeno (aire) son explosivas dependiendo de su temperatura y concentración. Consecuentemente deben tenerse precauciones para evitar que haya fugas del H_2S .

Incendios.- Son debidos a la combustión del azufre, - que no son seriamente peligrosos y al sulfuro de fierro que se inflama espontáneamente cuando se pasa aire por la superficie.

Se pueden presentar en las superficies metálicas como en las camas de catalizador y se advierten por puntos calientes locales observados visualmente o elevaciones de temperatura en los registradores.

Ambos pueden ser extinguidos cortando la alimentación de aire o sofocándolos con vapor.

Corrosión.- La corrosión del equipo es posible durante el arranque debido a la condensación de vapor de agua.

Esto puede reducirse calentando el equipo de la planta tan rápidamente como sea posible hasta arriba de 60°C usando gas natural ya que con esto, el equipo estará arriba del -- punto de rocío del agua.

Tapazón.- La tapazón de los ductos puede presentarse debido a condensación local junto con formación de azufre - viscoso que se origina enfriando rápidamente desde temperaturas elevadas.

La tapazón en convertidores puede ocurrir cuando las temperaturas de operación son suficientemente bajas para causar escurrimiento defectuoso o solidificación de azufre en las camas catalíticas.

Desintegración de la mampostería.- Esto sucede cuando la mampostería se calienta o enfría bruscamente o se sujeta a esfuerzos irregulares.

Para evitar ésta situación conviene recircular el -- gas para dar un enfriamiento o calentamiento, en este caso, -- gradual y mantener temperaturas uniformes en todos los recipientes. ✓

TRABAJOS PREVIOS.

Poner en operación circuito agua de enfriamiento.

Poner en servicio aire de instrumentos, probar instrumentos de medición y control.

Poner en servicio circuitos de vapor para sus diferentes usos.

Llenar presa de azufre.- Mantenerlo fundido.

Meter gas combustible.

Probar los sopladores.

Preparar la caldera para entrar en operación.

Arranque de la planta.

Meter gases ácidos hasta límites de batería. Purgando líquidos cerradas las válvulas de entrada a la planta.

Anular sistemas automáticos de desvío y poner las -- válvulas automáticas en condiciones de operar manualmente o -- con el directo ('by-pass).

Alinear gas ácido al quemador elevado.

Verificar que las siguientes válvulas están abiertas y funcionando bien:

Compuerta de desvío, No. 41.

Compuerta de desvío, No. 10.

Válvulas de vapor en líneas enchaquetadas.

Llenar con azufre fundido las lutas de los condensadores.

Alinear flujo de aire al horno (H-6).

Arrancar soplador de aire (B-1, 2 ó 3) a mínima velocidad.

Abrir totalmente la compuerta de la chimenea S-2.

Encender al horno (H-7).

Prender piloto del hornillo del horno (H-6) quemando gas natural.

Levantar gradualmente la temperatura hasta tener $\pm 350^{\circ}\text{C}$ en la salida del horno (H-6).

Checar temperaturas en todo el equipo y caídas de presión en los recipientes.

Meter vapor a los enfriadores de azufre (E-1A, 1B) - (E-1C, 1D, 1E) .

Alinear circuito de reflujo a los condensadores primarios y secundarios a través de los enfriadores.

Arrancar bombas de recirculación de azufre de reflujo.

Cuando se tenga $\pm 140^{\circ}\text{C}$ en los condensadores, cortar vapor a los enfriadores y admitir agua en su lugar manualmente manteniendo las temperaturas.

Continuar calentando hasta tener $\pm 230^{\circ}\text{C}$ en el convertidor primario (T-3) $\pm 200^{\circ}\text{C}$ en el secundario (T-4) .

Abrir válvulas de entrada de gases ácidos regulando manualmente.

Ajustar condiciones de operación.

PARADA DE LA PLANTA

Cortar corriente de gases ácidos.- Cerrando válvulas-

de entrada.

Mandar gases ácidos al quemador, abrir válvulas correspondientes en Plantas Girbotoles.

Cortar flujo de aire al horno. Cerrar válvulas 25 y 26 y abrir válvulas a la atmósfera en la descarga de los sopladores.

Quitar agua de enfriamiento a los enfriadores y meter vapor en su lugar.

Bloquear línea de gases ácidos.- Cerrar válvulas 5 y 9.

Parar bombas de recirculación de azufre de reflujo. Esperar a que se vacíe por escurrimiento el equipo. Vaciar el azufre del sistema conductor y de enfriadores.

Bajar temperatura al precalentador (H-7) de 30°C/hr. Apagar pilotos horno (H-7) y (H-6).

Parar sopladores.- Bloquear succión y descarga.

Dejar trabajando bombas auxiliares de lubricación de los sopladores 2 ó 3 horas más, para enfriamiento.

EMERGENCIAS

Falla de Gases ácidos.

Si la falla es momentánea, meter de inmediato gas com

bustible al horno (H-6), dejando el resto de la planta como si estuviera operando normal. En caso contrario, parar la planta- procediendo como si fuera paro normal.

Falla de corriente.

Estas, generalmente suelen ser momentáneas, sin embargo paran el equipo eléctrico por lo tanto en cuanto esto suceda deberá acudirse de inmediato a revisar el siguiente equipo:

a).- Bomba de recirculación de azufre de reflujo. Si se paró, tratar de arrancarla de nuevo cerciorándose de que se normalice el reflujo, si no arranca, normalizar el reflujo con la turbina.

b).- Sistema de solidificación.- Si éste está operando, restablecer operación de las bandas, la bomba de agua de enfriamiento y la bomba de bombeo de azufre producto.

Si la falla es prolongada se tendrá que parar la planta procediendo como si fuera pero normal.

Falla de aire de instrumentos.

En caso de que falle el aire de instrumentos, simultáneamente se cerrarán:

a).- Las válvulas de control de flujo de agua a los enfriadores de azufre de reflujo.

b).- La válvula controladora de nivel de la caldera.

Por lo tanto, acudir de inmediato a controlar manualmente ambas situaciones con el directo de cada una de las válvulas.

3.6.- CONTROL QUIMICO DEL PROCESO E INTERPRETACION DE LOS RE PORTES DEL LABORATORIO.

El proceso se controla efectuando análisis a la entrada y a la salida del convertidor; los cuales nos permiten conocer la concentración de los reactantes y la cantidad de - los mismos que no reaccionaron.

A la entrada del convertidor se efectuan dos tipos- de análisis: TUTWAILER Y ORSAT. El primero de éstos nos permi te el cálculo de las concentraciones de H_2S y SO_2 ; en tanto que el segundo nos sirve para determinar la cantidad de iner- tes que entran al convertidor. Este último no es indispensa-- ble, ya que la cantidad de inertes se puede calcular restando de 100 los porcentajes de los reactantes, sin embargo se efec- tua a manera de comprobación. Unicamente se efectua éste úl- timo análisis a la salida del convertidor, ya que los inertes como tales permanecen constantes a través de todo el proceso.

ANALISIS ORSAT.- Una muestra de 100 cm^3 se hace bur- bujear varias veces sobre una solución de KOH al 40% donde se absorven los gases ácidos (CO_2 , H_2S y SO_2) presentes. Quedarán sin reaccionar N_2 y vapor de agua, cuyo volumen podrá ser medi do en una pipeta graduada adjunta, por desplazamiento de una- solución saturada de NaCl coloreada con fenoftaleina.

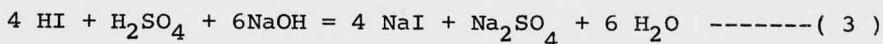
ANALISIS TUTWAILER.- Se utiliza una pipera especial en la que se toma la muestra por desplazamiento de una solu--

ción de almidón. En la parte superior de ésta pipeta se encuentra una pequeña bureta en la cual se ha colocado previamente una solución 0.1N de I_2 . Una vez que se ha tomado la muestra gaseosa se agrega la solución de I_2 en exceso (hasta que el almidón adquiera un color azul intenso), agitando fuertemente. El contenido de la pipeta se recoge en un matraz y se titula el exceso de I_2 con una solución 0.1N de $Na_2S_2O_3$, hasta que se decolore totalmente el almidón. Por diferencia se obtiene la cantidad de I_2 que reaccionó con la muestra gaseosa. Al reaccionar el H_2S y el SO_2 con el I_2 se forma HI y H_2SO_4 mismos -- mismos que son valorados titulando la muestra con solución 0.1N de NaOH, utilizando verde bromo cresol como indicador.

REACCIONES:



Al titular con la solución de NaOH:



La solución de $Na_2S_2O_3$ reacciona unicamente con el I_2 en exceso por lo que no interviene en los cálculos.

CALCULOS.-

Analizando las ecuaciones (1) y (2) se encuentra que:

$$\begin{aligned} \text{meq I}_2 &= \text{meq H}_2\text{S} + \text{meq SO}_2 \\ &= X.N \end{aligned}$$

siendo "X" los mililitros de solución de todo empleados y "N"-
la normalidad; en consecuencia:

$$X.N = \text{meq H}_2\text{S} + \text{meq SO}_2 \text{ ----- (4)}$$

De la ecuación (3) vemos que el HI proveniente de la
reacción (1) necesita de un meq de NaOH, el cual corresponde -
a un meq de H₂S. El HI proveniente de la reacción (2) y el --
H₂SO₄, necesitan dos meq de NaOH; tendremos entonces:

$$\begin{aligned} \text{meq NaOH} &= \text{meq H}_2\text{S} + \text{meq SO}_2 \\ &= Y.N \end{aligned}$$

siendo "Y" los mililitros de solución de NaOH gastados en la -
titulación y "N" la normalidad de la solución.

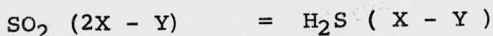
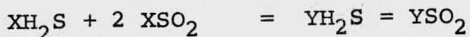
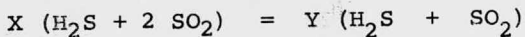
$$Y.N. - \text{meq H}_2\text{S} + 2 \text{ meq SO}_2 \text{ ----- (5)}$$

relacionando las ecuaciones (4) y (5):

$$\frac{XN}{YN} = \frac{\text{meq H}_2\text{S} + \text{meq SO}_2}{\text{meq H}_2\text{S} + 2 \text{ meq SO}_2}$$

como las normalidades son iguales:

$$\frac{X}{Y} = \frac{\text{H}_2\text{S} + \text{SO}_2}{\text{H}_2\text{S} + 2\text{SO}_2}$$



$$\frac{\text{H}_2\text{S}}{\text{SO}_2} = \frac{2X - Y}{Y - X} = R \text{-----} (6)$$

donde "R" viene siendo el ratio (relación de H_2S y SO_2 que deberá ser siempre de 2).

Conociendo los mililitros de solución de I_2 (X) empleados para titular el H_2S y el SO_2 en 100 cm^3 de muestra, bastará solo multiplicar por un factor numérico que depende de la temperatura para conocer los porcentajes de H_2S y SO_2 en la muestra:

$$\% \text{H}_2\text{S} + \% \text{SO}_2 = X f$$

f = factor numérico a la temperatura ambiente.

Como la muestra se toma por desplazamiento de una solución de almidón se influye la presión de vapor a la temperatura ambiente.

Presión atmosférica en Poza Rica = 754 mm Hg.

Temperatura ambiente = 30°C

Presión de vapor a 30°C = 29.3 mm Hg.

Volumen de la muestra = 100 cm^3

Condiciones normales:

$$P = 760 \text{ mm Kg}; T = 273^\circ\text{K}; V = 22.4 / \text{g mol} \text{ aplicando}$$

la ecuación general del estado gaseoso.

$$V = \frac{P'V'T}{T'P}$$

$$V = \frac{(754 - 29.3) \times 100 \times 273}{(273 + 30) \times 760}$$

$$V = 86.5 \text{ cm}^3$$

en condiciones normales una g mol de mezcla ($\text{H}_2\text{S} + \text{SO}_2$) ocupa para un volumen de 22.4; un meq de ésta reacciona con una meq de I_2 entonces:

$$\text{meq de mezcla} = \left(\frac{1}{2} \right) (22.4 N X)$$

en consecuencia:

$$\begin{aligned} \% \text{H}_2\text{S} + \% \text{SO}_2 &= \frac{XN \text{ meq de mezcla}}{2 \times \text{Vol.}} \\ &= \frac{0.1 \times 22.4 \times 100}{2 \times 86.5} X \\ &= 1.30 X \end{aligned}$$

de la ecuación (6) se conoce la relación en que se encuentra el H_2S y el SO_2 .

$$R = \frac{H_2S}{SO_2} : H_2S = R \cdot SO_2$$

Si:

$$\% H_2S + \% SO_2 = T ; T = 1.30 V$$

$$T = R \cdot SO_2 + SO_2 = SO_2 (R + 1)$$

$$\% SO_2 = \frac{T}{R + 1}$$

Por diferencia conocemos el porcentaje de H_2S

$$\% H_2S = T - \% SO_2$$

una vez conocidos los porcentajes de H_2S y SO_2 , tanto a la entrada como a la salida del convertidor, podemos calcular la Fracción NOL de H_2S que se convierte.

Durante la operación normal de la planta deben de hacerse análisis continuos en la salida del convertidor secundario (T-4) para determinar el RATIO ó sea, la relación del ácido sulfhídrico y el bióxido de azufre que deberá ser siempre de 2.

Cualquier variación del RATIO durante la operación de la planta, indicará mayor ó menor cantidad de H_2S que deberá normalizarse, regulando el suministro de aire al horno (H - 6).

Ejemplo: Si el RATIO disminuye, quiere decir que hay exceso de SO_2 y estonos indicará que hay exceso de aire en el-

horno y por lo tanto que se está convirtiendo más H_2S a SO_2 que lo requerido. Esto se normalizará disminuyendo el flujo de aire al horno.

El aparato usado en el laboratorio para determinar este RATIO es el TUTWAILER obteniendo con éste el número de equivalentes de yodo y sosa con los cuales se titula la muestra tomada en los gases de salida de los secundarios y obtener así la relación correspondiente de H_2S - SO_2 .

C A P I T U L O I V

CONSIDERACIONES TECNICAS PARA EL CALCULO DEL EQUIPO SELECCIONADO EN ESTE ESTUDIO.

OBJETIVO: Eliminar el azufre atomizado que se tiene a la salida de los condensadores secundarios en la planta de -- azufre.

ANTECEDENTES: Tanto en la introducción de éste estudio, como en la descripción del proceso se establece que la función básica del equipo a diseñarse debe de ser la de recuperar todo el azufre atomizado contenido en la mezcla de gases que -- fluyen por la parte superior de los condensadores secundarios - para ser enviado posteriormente a la presa de asentamiento.

Los condensadores secundarios (T 2A - T 2B) de azufre como ya se mencionó con la descripción del equipo en este trabajo, son recipientes cilíndricos verticales que están empacados en su parte superior con anillos helicoidales cuya función es - la de favorecer la condensación al aumentar el área de contacto entre los gases que ascienden en los condensadores y el azufre líquido de reflujo que desciende por la parte superior.

Ahora bien, se tiene que para que exista una condensación total del azufre dentro de los condensadores, es necesario que la temperatura de los gases que ascienden sea abatida hasta $\pm 125^{\circ}\text{C}$ dentro de éstos, ya que es ésta la temperatura ideal de

condensación del azufre, de lograrse esta temperatura en los condensadores no sería arrastrado este azufre por la mezcla gaseosa sino que sería fácilmente condensado y recuperado. Esto se lograría si el azufre líquido de reflujo tuviese una temperatura de $\pm 125^{\circ}\text{C}$ a la entrada del condensador. Sin embargo por deficiencias en la planta debidas principalmente al tiempo que tiene en operación, ya no es posible que azufre líquido de reflujo alcance esa temperatura de $\pm 125^{\circ}\text{C}$ logrando solamente una temperatura de $\pm 130^{\circ}\text{C}$ que no es suficiente para abatir la temperatura de la mezcla gaseosa hasta la condición de condensación total del azufre por lo que éstos gases lo arrastran en forma de neblina (atomizado) pasando como ya se mencionó al oxidador catalítico a reaccionar con oxígeno caliente proveniente del hornillo calentador de aire, enviándose después como SO_2 a la atmósfera por la chimenea.

Se ha experimentado darle solución de varias maneras - a éste problema, una de éstas fue elevando la cantidad de azufre líquido de reflujo y aún cuando los gases abatieron su temperatura hasta la del azufre líquido de reflujo ($\pm 130^{\circ}\text{C}$), el arrastre persiste, causando el mismo efecto ligeramente disminuido.

Por otro lado, se tiene que considerar en este estudio la caída de presión pues es una variable determinante y limitante en la selección del equipo a calcular, pues dadas las condiciones de operación de la planta solo se disponen de 5 1/2 plg. de H_2O (0.1985 lb/in^2) entre los condensadores secundarios y el

oxidador catalítico.

También resulta en este caso importante analizar las condiciones que se deban de tomar en consideración con respecto a la temperatura, ya que de acuerdo con un registro estadístico de operación de la planta de azufre "CS", la temperatura de los gases a la salida de los condensadores secundarios es de $\pm 138^{\circ}\text{C}$ habiendo ocasiones en que se han registrado temperatura del orden de $\pm 143^{\circ}\text{C}$ por lo que se tomó una temperatura base promedio de 141°C de los gases a la salida de los condensadores secundarios.

En base a lo anterior, el control necesario de temperatura de los gases en el equipo a seleccionarse, es que por ningún motivo deberá de ser abatida a menos de 120°C , pues de lo contrario se correría el riesgo de solidificación del azufre ocasionando con esto problemas tales como el tanponamiento del equipo, por lo que éste control tenderá a mantener una temperatura de $\pm 125^{\circ}\text{C}$ pues se ha comprobado en operación que es esta la temperatura ideal de manejo del azufre líquido y por lo tanto el gradiente de temperatura de los gases del equipo seleccionado no debe de ser mayor de 16°C entre la entrada y salida de éste.

ALTERNATIVA.- Con los antecedentes descritos y después de estudiar las condiciones del proceso, así como las características de la planta decidí que la opción más conveniente es la de instalar un cambiador de calor (enfriador) horizontal de un -

solo paso tanto por el lado de los tubos como por el lado de la envolvente con las siguientes características generales:

1.- Se estableció que el flujo de gas (fluido caliente) deberá de ir por el lado de los tubos de acuerdo a los siguientes factores:

a).- Se tiene que debido a que la planta de azufre -- trabaja a bajas presiones y por lo tanto que se dispone de una caída de presión pequeña (del orden de 0.1985 lb/in^2) es más -- conveniente considerar el fluido de menor caída de presión por el lado de los tubos ya que así se obtendrán coeficientes de calor mayores, que si éste fluido con caída de presión limitada -- se hiciera pasar a travez de la envolvente.

b).- Por otro lado, ésta mezcla de gases tiene propiedades corrosivas pues se trata de gases tales como H_2S y CO_2 -- que ya de por sí son corrosivos y más aún presencia de humedad, por lo que al disponerlos por el lado de los tubos no se requiere de aleaciones costosas ó componentes con recubrimiento en éstos.

c).- Debido también a las propiedades tóxicas y letales de ésta mezcla de gases ($\text{H}_2\text{S} - \text{CO}_2$) es más conveniente que ésta vaya por el lado de los tubos, pues de esta manera existen menores posibilidades de fuga de éstos gases hacia el medio ambiente.

d).- Por último, dado de que se dispone de agua trata

da (condensado) para enfriar éstos gases, ésta se puede hacer - fluir por el lado de la envolvente, sin problemas de incrustaciones, corrosión, suciedad microbiana, etc. que se tendría con agua común de enfriamiento.

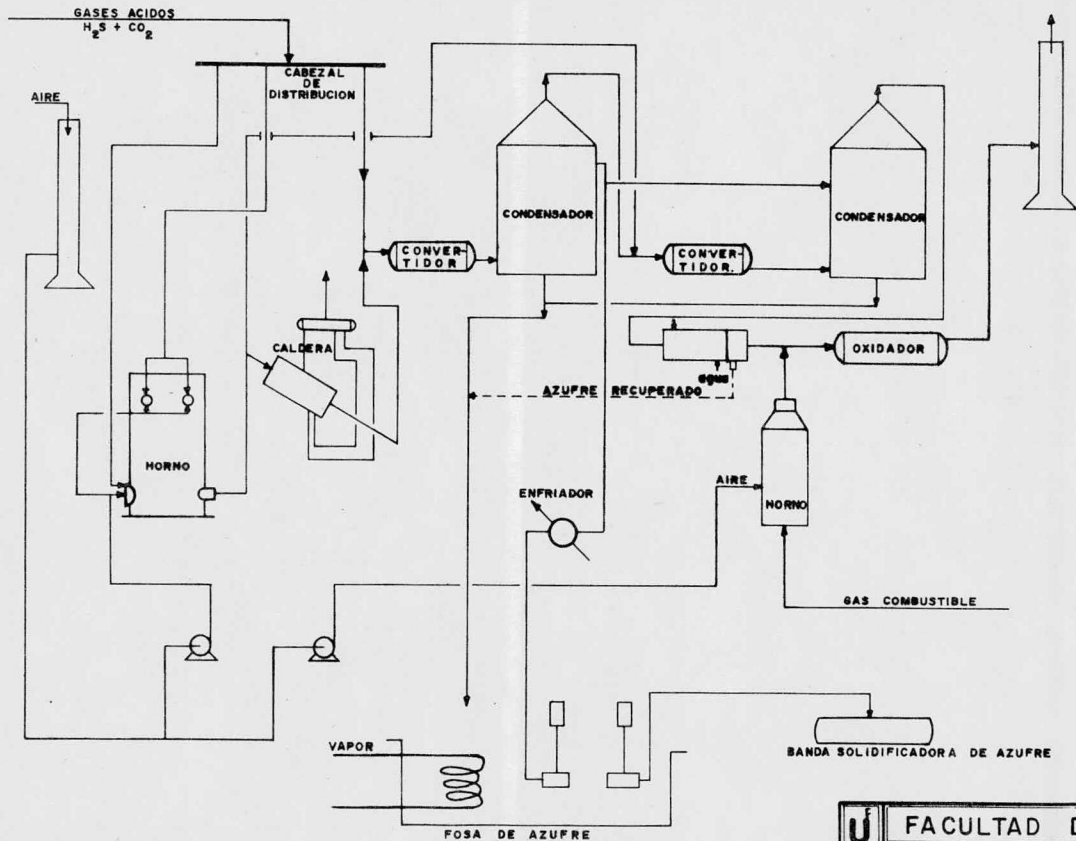
2.- El diámetro de la envolvente debe ser lo más grande que sea posible, por lo que lo más conveniente es que éste - sea igual al diámetro del tubo donde va a ir insertado (40 plg.) ya que de ésta manera se podrán instalar tubos de transferencia de diámetros del orden de 4 plg. que sería el más conveniente para las necesidades de operación y las características del cambiador a diseñar, pues de ésta manera se conseguirán caídas mínimas de presión por este lado.

3.- Se determinó que el PITCH más adecuado es el arreglo triangular, ya que con éste se obtienen mejores coeficientes del lado de la envolvente y por consiguiente tenemos más - área de transferencia para el mismo diámetro, tomando en cuenta que con el condensado no va a hacerse necesaria la limpieza frecuente del exterior de los tubos.

4.- El cambiador de calor contará con espejos fijos - ya que no se va a ser necesario desmantelarlo para limpieza, -- dandosele mantenimiento cuando se establezcan paros programados para el mantenimiento general de la planta.

Tomando en cuenta que el tipo de cambiador que se ha seleccionado y dadas las características anteriores se trata de

un diseño sencillo, de un solo paso tanto por los tubos como por la envolvente, podemos considerar para su predimensionamiento el método de SEIDER y TATE como satisfactorio.



U N A M	FACULTAD DE QUIMICA	
	DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO MODIFICADO	
	TESIS PROFESIONAL	AÑO 1979
	J. ANTONIO MERCADO S.	FIG. 8

4.1.- DISEÑO TERMODINAMICO DEL ENFRIADOR.

Se realizarón varios arreglos con diferentes numeros- y diametros de los tubos, desde 3/4" hasta 6" llegandose a obte- ner un arreglo de 34 tubos de 4" de diámetro cada uno, siendo - este el más satisfactorio de acuerdo con las necesidades de ope- ración planteadas en el trnscurso de este trabajo.

DATOS NECESARIOS PARA EL DISEÑO TERMODINAMICO:

Fluido caliente (mezcla de gas):

Temperaturas

$$T_1 = 141^{\circ}\text{C} = 285.8^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 125^{\circ}\text{C} = 257.0^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T = 28.8^{\circ}\text{F}$$

Capacidad calorifica a T1 y T2:

$$C_p = 0.2546 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F a } 141^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 0.2524 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F a } 125^{\circ}\text{C}$$

Viscosidad a T1 y T2:

$$\mu = 0.0124 \text{ centipoise a } 141^{\circ}\text{C}$$

$$\mu = 0.0120 \text{ centipoise a } 125^{\circ}\text{C}$$

$$\mu_p = 0.0122 \text{ centipoise a Temperatura promedio.}$$

$$\mu_p = 0.02904 \text{ lb/hr-ft}^2 \text{ a Temperatura promedio.}$$

Conductividad térmica K:

$$K_g = 0.0158 \text{ BTU/hr-ft-}^{\circ}\text{F. a } 141^{\circ}\text{C.}$$

$$K_g = 0.0151 \text{ BTU/hr-ft-}^{\circ}\text{F. a } 125^{\circ}\text{C.}$$

Densidad:

$$\rho = 0.0718 \text{ lb/ft}^3 \text{ a } 141^\circ\text{C.}$$

$$\rho = 0.0734 \text{ lb/ft}^3 \text{ a } 125^\circ\text{C.}$$

Caída de presión disponible (TUBOS) = 5 1/2 plg. de agua.

$$\Delta p = 0.2021 \text{ lb/plg}^2.$$

Masa de gas por enfriar, W = 115, 123 lb/hr.

Fluido frío (condensado):

$$t_1 = 80^\circ\text{C} = 176^\circ\text{F.}$$

$$t_2 = 90^\circ\text{C} = 194^\circ\text{F.}$$

$$\Delta t = 18^\circ\text{F.}$$

Capacidad calorífica:

$$c_{pC} = 1.05 \text{ BTU/lb-}^\circ\text{F. a } 80^\circ\text{C.}$$

$$c_{pC} = 1.07 \text{ BTU/lb-}^\circ\text{F. a } 90^\circ\text{C.}$$

Viscosidad:

$$\mu_C = 0.15 \text{ centipoise a } 80^\circ\text{C.}$$

$$\mu_C = 0.14 \text{ centipoise a } 90^\circ\text{C.}$$

$$\mu_{pC} = 0.145 \quad " \quad \text{a temperatura promedio.}$$

$$\mu_{pC} = 0.3509 \text{ lb/hr-ft}^2 \quad " \quad " \quad !$$

Conductividad térmica:

$$K_C = 0.395 \text{ BTU/hr-ft-}^\circ\text{F a } 80^\circ\text{C.}$$

$$K_C = 0.390 \text{ BTU/hr-ft-}^\circ\text{F a } 90^\circ\text{C.}$$

Densidad:

$$\rho_C = 56 \text{ lb/ft}^3 \text{ a } 80^\circ\text{C.}$$

$$\rho_c = 54 \text{ lb/ft}^3 \text{ a } 90^\circ\text{C.}$$

BALANCE DE CALOR:

Cantidad de calor por eliminar del gas Qg:

$$\begin{aligned} Q_g &= C_p W \Delta T \\ &= 115,123 \times 0.2523 \times 28.8 = \\ Q_g &= 840,490 \text{ BTU/hr.} \end{aligned}$$

Masa de agua necesaria para eliminar Qg:

$$\begin{aligned} Q_g &= Q_c = w_c C_{pc} \Delta t_c \\ w_c &= Q_g / C_{pc} \Delta t_c \\ &= 840,490 / 1.06 \times 18. \\ w_c &= 44,051 \text{ lb/hr.} \end{aligned}$$

DETERMINACION DE LA DIFERENCIA DE TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA.

$$\Delta T_{mL} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 285.8 - 194.0 = 91.8^\circ\text{F.}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 257.0 - 176.0 = 81.0^\circ\text{F.}$$

$$\Delta T_{mL} = \frac{91.8 - 81.0}{\ln \frac{91.8}{81.0}}$$

$$\Delta T_{mL} = 86.28^\circ\text{F.}$$

Distribuyendo tubos de 4" de diámetro dentro de una -
 envolvente de 40" de diámetro interno, utilizando un arreglo --
 triangular se pueden colocar simetricamente los 34 tubos.

LADO DE LOS TUBOS.

$N_t = \text{Número de tubos} = 34$

$d_i = \text{Diámetro interior de los tubos} = 4.026''$

$d_e = \text{Diámetro exterior de los tubos} = 4.5''$

$a' = \text{Area de flujo por tubo (tabla 11 KERN)} = 12.7 \text{ plg}^2$

$a_t = \text{Area total de flujo por los tubos.}$

$$a_t = \frac{N_t \times a'}{144 \times n}$$

$n = \text{Número de pasos.} = 1$

$$a_t = \frac{34 \times 12.7}{144 \times 1.0}$$

$a_t = 2.99 \text{ ft}^2.$

$a'' = \text{Superficie externa por pie lineal (tabla 11 KERN)}$

$a'' = 1.178 \text{ ft}^2/\text{ft.}$

$p_t = \text{Pitch triangular} = 5.626 \text{ plg.}$

Cálculo del coeficiente global de transferencia.

Determinación del coeficiente individual de transferencia de calor y caída de presión por el lado de los tubos.

De acuerdo con la tabla # 8 del KERN para valores aproximados de coeficientes globales de transferencia para diseño, -

se puede suponer un coeficiente global de transferencia de 21 ya que se trata del intercambio de calor entre una mezcla de gases y agua (condensado).

Suponiendo el coeficiente global de transferencia $U_D = 21$ estimamos el área de transferencia. (A).

$$A = \frac{Q}{\Delta T_{mL} \times U_D}$$

$$= \frac{840,490}{86.28 \times 21}$$

$$A = 463.87 \text{ ft}^2.$$

Con el área de transferencia, el número de tubos, y la superficie externa por pie lineal calculamos la longitud de los tubos.

Se tiene que:

$$N_t = \frac{A}{L \times a''} \quad \text{donde}$$

L = Longitud de los tubos.

$$L = \frac{463.87}{34 \times 1.178} = 11.58 \text{ ft.} = 12.0 \text{ ft.}$$

Cálculo de la masa velocidad por los tubos (Gt).

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$G_t = \frac{115,123}{2.99} = 38,502 \text{ lb/hr-ft}^2$$

Número de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{(dI/12) \times Gt}{\mu}$$

$$= \frac{(4.026/12) \times 38.502}{0.02904}$$

$$\text{Re} = 444,814$$

Con $\text{Re} = 444,814$, se obtiene el factor de colburn (J_h)

$J_h = 850$ de la fig. # 24 del KERN.

Coefficiente individual de transferencia de calor por -
el lado de los tubos (h_i):

$$h_i = J_h \times \frac{K_g}{D} \left(\frac{C_{pg} \times \mu}{K_g} \right)^{1/3} \times \phi_t$$

Donde:

$D = dI/12 =$ Diámetro interno de los tubos en pies.

$D = 4.026/12 = 0.3355$ ft.

$\phi_t =$ Coeficiente de corrección por viscosidades, en este caso es equivalente a la unidad ya que la variación de viscosidades debidas al gradiente de temperaturas a que se trabaja es despreciable.

$$\phi_t = 1.0$$

$$h_i = 850 \times \frac{0.015}{0.3355} \left(\frac{0.253 \times 0.02904}{0.015} \right)^{1/3} \times 1.0$$

$$h_i = 29.95 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F.}$$

$$h_{io} = h_i \times d_i/d_e.$$

$$h_{io} = 29.95 \times 4.026/4.5$$

$$h_{io} = 26.79 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F.}$$

CALCULO DEL COEFICIENTE INDIVIDUAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR EL LADO DE LA ENVOLVENTE.

a_s = área de flujo por la envolvente.

$$a_s = \frac{D_s \times c' \times B}{144 \times Pt}$$

Donde:

D_s = Diámetro de la envolvente en plgs.

c' = Claro entre tubos.

B = Distancia entre bafles.

Pt = Pitch.

$$a_s = \frac{40 \times 1.125 \times 8}{144 \times 5.625}$$

$$a_s = 0.444 \text{ ft}^2.$$

Determinación de la masa velocidad en la envolvente.

G_s = masa velocidad en la envolvente.

$G_s = w/a_s.$

$$G_s = \frac{44,051}{0.444}$$

$$G_s = 92,214 \text{ Lb/hr-ft}^2.$$

Número de Reynolds por la envolvente:

$$Nre = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

Donde:

De = Diámetro equivalente en pies.

$$De = \frac{4(1/2 \times 5.625 \times 0.86 \times 5.625) - (1/2 \times 4.026^2/4)}{1/2 \times 4.026}$$

$$De = 4.57/12 = 0.381 \text{ ft.}$$

$$Nre = \frac{0.381 \times 99214}{0.3509}$$

$$Nre = 107,724$$

Con este Reynolds se localiza el factor de colburn Jh' en la fig. 28 del KERN.

$$Jh = 200$$

$$ho = jh \times \frac{kc}{De} \left(\frac{Cpc \times \mu}{Kc} \right)^{1/3} \times \phi_s$$

Donde:

ϕ_s = Corrección por viscosidades = 1.0

De = Diámetro equivalente.

$$ho = 200 \times \frac{0.390}{0.381} \left(\frac{1.06 \times 0.145}{0.390} \right)^{1/3} \times 1.0$$

$$ho = 150 \text{ BTU/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F.}$$

COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA CALCULADO:

$$Uc = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$Uc = \frac{26.79 \times 150}{26.79 + 150}$$

$$Uc = 22.73$$

Condición de diseño: Uc debe ser mayor que UD.

La condición de diseño se cumple como se puede observar, ya que la UD = 21 (coeficiente global de transferencia supuesto, al principio de este cálculo)

COEFICIENTE DE INCRUSTACION (Rd):

a) Calculado:

$$Rd = \frac{Uc - UD}{Uc \times UD}$$

$$Rd = \frac{22.73 - 21}{22.73 \times 21}$$

$$Rd = 0.0036$$

b) Obtenido de tablas:

Componente	Coefficiente de incrustación Rd:
Agua tratada	0.001
Gases	<u>0.002</u>
	Rd total -0.003

CAIDA DE PRESION POR LOS TUBOS.

$$\Delta_{Pt} = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times DI \times S \times \phi_t}$$

Donde:

f = Factor de Fanning. Estimado con NRe en la Fig.

26 del KERN.

S = Densidad relativa (adimensional).

DI = Diámetro interior de los tubos en pies.

n = Número de pasos.

Gt^2 Masa de velocidad al cuadrado.

L = Longitud de los tubos

ϕ_t = Factor de corrección por viscosidades = 1.0

$$\Delta_{Pt} = \frac{0.00012 \times (38502)^2 \times 12 \times 1.0}{5.22 \times 10^{10} \times 4.026/12 \times 0.00115 \times 1.0}$$

$$\Delta_{Pt} = 0.10599 \text{ lb/plg}^2.$$

$$\Delta_{Pt} = 0.10599 \times 27.7 = 2.94 \text{ plg. de agua.}$$

Si tomamos en consideración que la caída de presión - disponible para este caso en particular es de 5 1/2 plg. H₂O. - tenemos, como se puede apreciar que la caída de presión que se obtuvo se ajusta fácilmente a nuestras necesidades.

CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN LA ENVOLVENTE.

$$\Delta P_s = \frac{f_s \times G_s^2 \times D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times S_s \times \phi_3}$$

Donde:

ΔP_s = Caída de presión en la envolvente.

G_s^2 = Masa velocidad a travez de la envolvente al -
cuadrado.

D_s = Diámetro interior de la envolvente en pies.

S_s = Densidad relativa adimensional del condensado.

ϕ_3 = Factor de corrección por viscosidades = 1.0

(N + 1) Número de veces que se cruza el haz de tubos;

Donde N = # de baffles.

$$N = (L/B) \times 12$$

$$N = (12/8) \times 12 = 18$$

$$(N + 1) = (18 + 1) = 19$$

f_s = Factor de Fanning. Estimado con Nre en la - -
fig. # 29 del KERN.

D_e = Diámetro equivalente.

$$\Delta P_s = \frac{0.0014 \times 9843.4 \times 10^6 \times 3.33 \times 19}{5.22 \times 10^{10} \times 0.381 \times 1.0 \times 1.0}$$

$$\Delta P_s = 0.043824 \text{ lb/plg}^2.$$

$$\Delta P_s = 0.043824 \times 27.7 = 1.21 \text{ plg. de agua.}$$

4.2.- DISEÑO MECANICO.

I.- Especificaciones para los tubos.

Longitud de los tubos = 12 ft.

Espesor de los tubos = 0.237 plg.

Pitch triángular = 5.625 plg.

Material de construcción de los tubos: Acero al-carbón sin costura cédula # 40.

Estimación del espesor mínimo de los tubos:

(de acuerdo al código ASME).

$$t = \frac{Pd \times R}{S \times E + 0.4 Pd} + C$$

Donde:

t = espesor mínimo de los tubos.

Pd = Presión de diseño = 1.25 presión de trabajo.

pd = 1.25 x 155 = 195 lb/plg².

R = Radio externo = 2.25 plg.

S = Esfuerzo máximo permisible de trabajo.

S = 15,000 lb/plg².

E = Eficiencia de la junta = 1.0 (considerando que son tubos sin costura).

C = Tolerancia a la corrosión = 1/8 (para diseños comunes).

$$t = \frac{195 \times 2.25}{15000 + 0.4 (195)} + 0.125$$

$$t = 0.1544 \text{ plg.}$$

II.- Especificaciones de la envolvente.

Material de construcción: Acero al carbón con -
costura.

Eficiencia de la soldadura = 85%

Estimación del espesor mínimo de la envolvente-
de acuerdo con el código ASME.:

$$t_e = \frac{P_d \times D_E}{2 S \times E - 1.2 P_d} + C$$

Donde:

t_e = Espesor mínimo de la envolvente.

P_d = Presión de diseño = 1.25 Pt

P_d = $1.25 \times 155 = 195 \text{ lb/plg}^2$.

D_E = Diámetro exterior de la envolvente.

S = Esfuerzo máximo permisible del material

E = Eficiencia de la junta = 0.85

C = Tolerancia a la corrosión = $1/8$

$$t_e = \frac{195 \times 40}{2 (15000) (0.85) - 1.2 (195)} + 0.125$$

$$t_e = 0.435 \text{ plg.}$$

III.- Características de las bafles.

Diámetro de la envolvente = 40 plg.

Número de baffles. = 18
 Espesor de los baffles. = 1/4 plg.
 Distancia entre baffles. = 8 plg.
 Material de construcción --- Acero al carbón.

IV.- Características de los tirantes.

Diámetro de los tirantes = 1/2 plg.
 Número de tirantes = 8
 Material de construcción ---- Acero al carbón.

V.- Cálculo del espesor de los espejos.

a) Por flexión:

$$T = \frac{F \times G}{2} \sqrt{\frac{Pd}{S}} + 2c.$$

Donde:

T = Espesor mínimo de los espejos (por flexión)

F = Constante = 1.0 para espejos fijos estacionarios,
 como en este caso.

G = Diámetro medio del empaque = 40 plg.

Pd = Presión de diseño máximo (la mayor entre la del lado del envolvente y la del lado de los tubos), para espejos fi
jos y con junta de expansión.

S = Esfuerzo máximo permisible del material de construcción del espejo. en lb/plg.

c = Tolerancia a la corrosión = 1/8 plg.

$$T = \frac{1.0 \times 40}{2} \sqrt{\frac{195}{15000} + 2} \quad (0.125)$$

$$T = 2.5 \text{ plg.}$$

b) Por esfuerzo cortante.

$$T = \frac{0.31 \times D_L}{(1.0 - dE/Pt)} \frac{Pd}{S} + 2C.$$

Donde:

T = Espesor mínimo por esfuerzo cortante.

D_L = Diámetro equivalente del perimetro que une los -
centros de los tubos exteriores.

$$D_L = 4A/Co = (4 \times 431.8)/40 = 43.18 \text{ plg.}$$

A = Area total dentro de Co (puede tomarse como el -
área de los tubos en D_L)

$$A = a' \times (\# \text{ tubos}) = 431.8 \text{ plg}^2.$$

Co = Perimetro de los tubos exteriores = 40 plg.

Pt = Pitch = 5.625 plg.

dE = Diámetro exterior de los tubos = 4.5 plg.

$$T = \frac{0.31 \times 43.18}{1.0 - 4.5/5.625} \times \frac{195}{15000} + 2 \quad (0.125)$$

$$T = 1.12 \text{ plg.}$$

Material de construcción: Acero al carbón con espesor -
mínimo de 2.5 plg. para los espejos.

c) Cálculo del ancho del empaque.

Tipo de empaque: Para brida 150 lb ANSI cara realzada hasta 260°C.

Anillo de asbesto comprimido de 1/16 " de acuerdo con la norma PEMEX AVII - 7.3

Factor de empaque $m = 2.75$

P_d = Presión de diseño por el lado de los tubos.

$P_d = 50 \text{ lb/plg}^2$.

Y = Esfuerzo mínimo permisible de diseño.

$Y = 3700$. (de tablas)

Ancho del empaque: (d_o/d_i)

$$(d_o/d_i) = \sqrt{\frac{Y - P_d \times m}{Y - P_d (m + 1)}}$$

Donde:

d_o = Diámetro exterior del empaque. (mínimo)

d_i = Diámetro interior del empaque.

$$(d_o/d_i) = \sqrt{\frac{3700 - 50 (2.75)}{3700 - 50 (3.75)}}$$

$$(d_o/d_i) = 1.007$$

$$d_o = d_i (1.007) = 40 \times 1.007$$

$$d_o = 40.28 \text{ plg.}$$

Ancho mínimo del empaque.

$$= \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{40.28 - 40}{2}$$



$$= 0.14 \text{ plg. (mínimo)}$$

Diámetro del exterior del empaque:

$$d_e = d_i + 2 \ell_e$$

Donde:

d_e = Diámetro exterior real del empaque.

d_i = Diámetro interior del empaque.

ℓ_e = Ancho nominal del empaque. = 0.1875 plg.

$$d_e = 40 + 2 (0.1875) = 40.375 \text{ plg.}$$

VI.- Cálculo de las boquillas.

Por el lado de la envolvente:

$$w_c = 44,051 \text{ lb/hr.}$$

$$\rho_c = 55 \text{ lb/ft}^3.$$

velocidad másica. (gv)

$$gv = \frac{w_c}{\rho_c}$$

$$gv = \frac{44,051}{55} = 800.92 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

velocidad supuesta = 4.0 ft/seg.

Se tiene que el área es igual a:

$$A = \frac{gv}{\text{vel.}}$$

$$A = \frac{800.92/3600}{4.0}$$

$$A = 0.0556 \text{ ft}^2. = 144 \times 0.0556 =$$

$$A = 8.0 \text{ plg}^2.$$

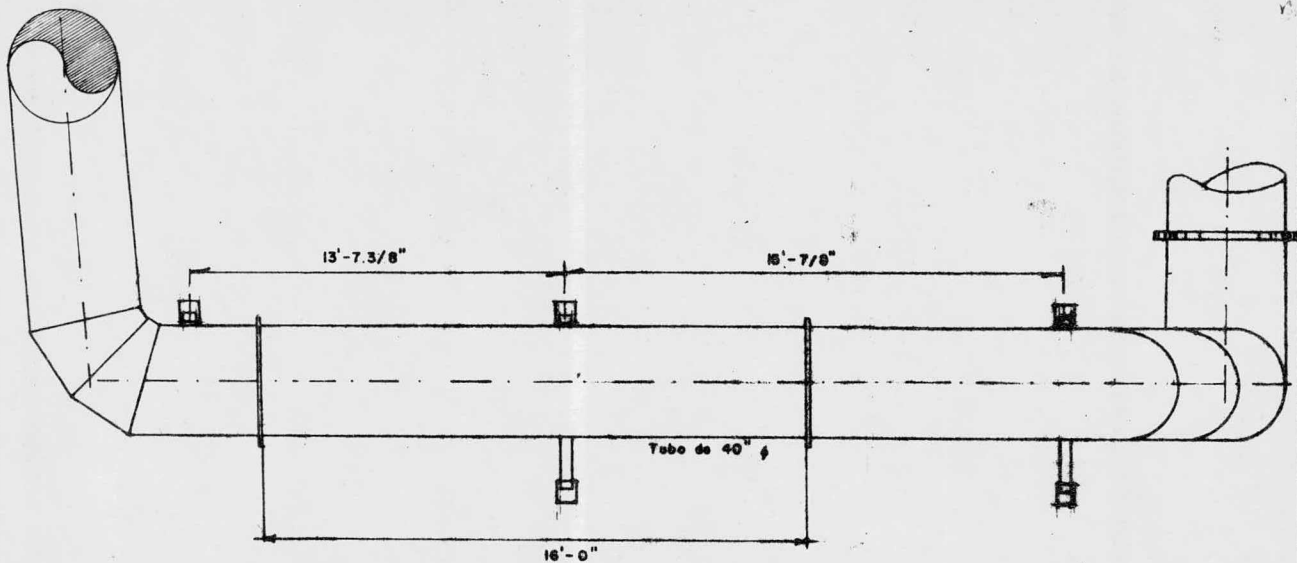
Por otro lado se tiene que el área también es igual a:

$$A = \frac{\pi D^2}{4.0} ; \text{ donde:}$$

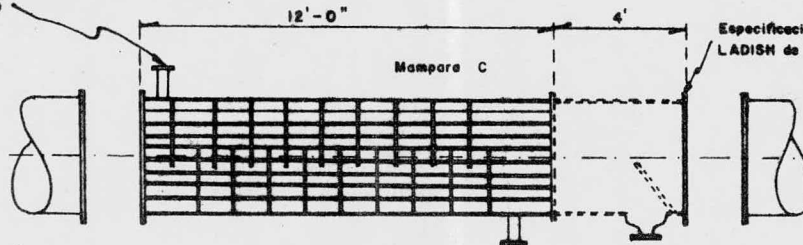
$$D = \sqrt{\frac{4 A}{\pi}}$$

$$D = \frac{4.0 \times 8.0}{3,1416} = 3.19 \text{ plg.}$$

La construcción de las boquillas, deberá estar sujeta al código TEMA clase R.

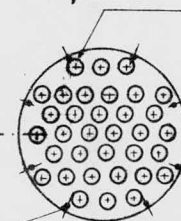


Especificación Boquilla TEMA
 Sec. 5 R9



Tubo 40" φ

Borrenos para Tubos
 4" φ nominal.



8 Borrenos 1/2" φ para Tirantes-
 de amarre (Equidistantes)

**DETALLE DEL ENFRIADOR DE GASES DE SALIDA DE CONDENSADORES
 CS - T2A/B**

FIG. 9

4.3.- INSTRUMENTACION DEL ENFRIADOR.

Para una operación eficiente del enfriador propuesto es necesario contar con un sistema que nos controle la temperatura de salida de los gases, por lo que se requiere que el flujo de entrada de agua se controle mediante una válvula regulado de flujo, siendo el elemento primario de medición de un bulbo detector de temperatura, localizado a la salida del enfriador.

De acuerdo a las condiciones de diseño, con la asesoría del departamento de instrumentos del complejo petroquímico de Poza Rica Ver. se hizo la selección de los elementos necesarios para el apropiado control de esta variable, habiéndose seleccionado como lo más conveniente para este caso en partircu-- lar los siguientes elementos:

A.- Medidor de flujo de agua.

a) Elemento primario ----- Placa de orificio

Material ----- Acero al carbón.

Diámetro interno ----- 3.0 plg.

Diámetro del orificio - 1.44 plg.

Espesor de la placa --- 1/8 plg.

b) Medidor Barton de fuelles.

Modelo 202 A.

Rango de presión diferencial 100 plg. H₂O.

c) Bridas para orificio.

Marca Ladish (0 - 31) 300 lb slip-on.

Tamaño nominal ---- 3.0 plg.

B.- Control de temperatura.

a) Elemento primario ----- bulbo de acero inoxidable.

Transmisor Foxboro ----- modelo 12 A.

Protección de armazón flexible.

Montaje universal con gama de 100°C y límite de

-75°C a 550°C.

Señal de aire:

Suministro ----- 20 lb/plg².

Salida ----- 3 a 15 lb/plg².

b) Controlador modelo 40 stabiloy proporcional.

Señal de aire:

Suministro ----- 20 lb/plg².

Entrada ----- 3 a 15 lb/plg².

Salida ----- 3 a 15 lb/plg².

c) Válvula de control.

Modelo: Fisher doble puerta diseño A "Throttle --
Plug".

Diámetro nominal ----- 2.0 plg.

Cv = 72% (abertura normal al flujo)

Carrera total de 1 1/8 plg.

Actuador tipo 57 T.

Posicionador Fisher tipo 3580.

Señal de aire:

Suministro ----- 20 lb/plg².

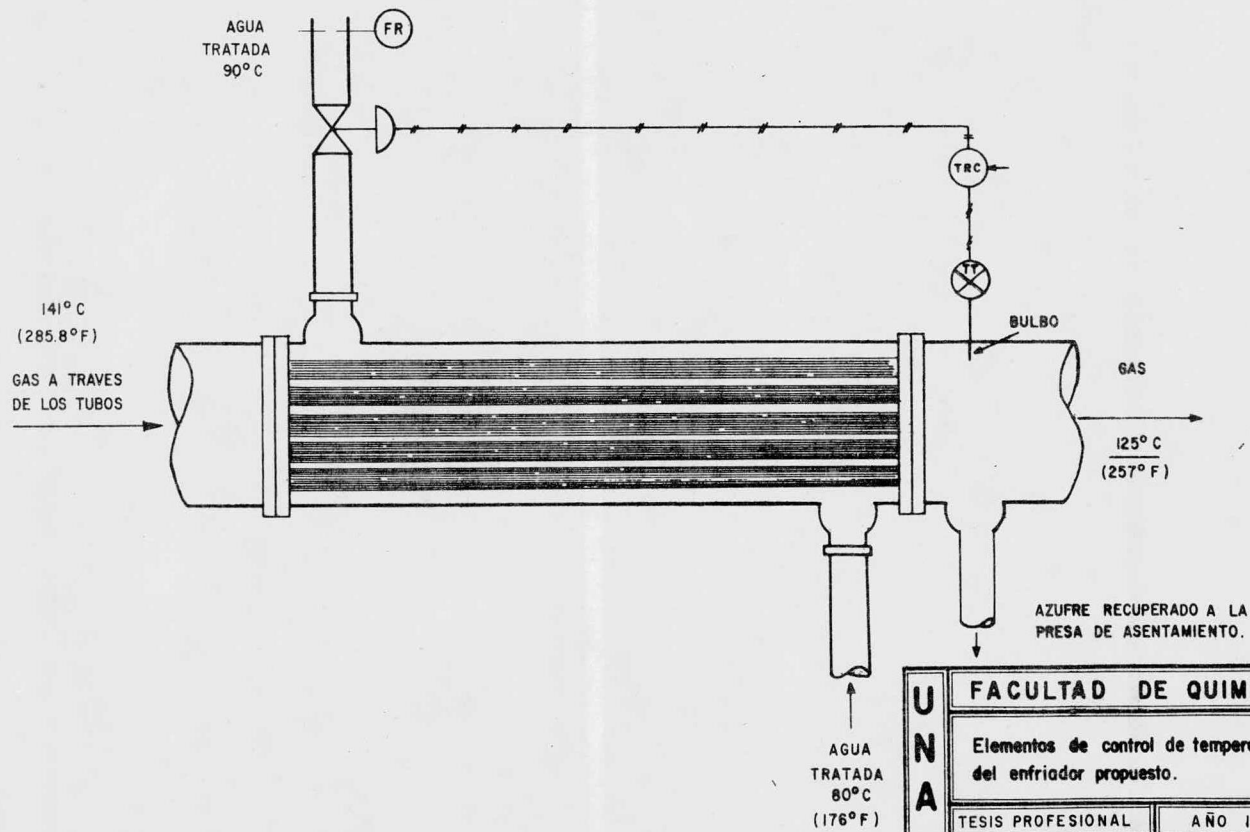
Entrada ----- 3 a 15 lb/plg².

Salida ----- 3 a 15 lb/plg².

d) Accesorios:

Tres reguladores Fisher tipo 67 FR.

Tubing de cobre de 1/4 plg.



UNAM	FACULTAD DE QUIMICA	
	Elementos de control de temperatura del enfriador propuesto.	
	TESIS PROFESIONAL	AÑO 1979
	J. ANTONIO MERCADO G.	FIG. 10

C A P I T U L O V

CONCLUSIONES

Puesto que en el complejo petroquímico de Poza Rica - Ver. se cuentan con todos los elementos necesarios tanto técnicos como humanos y económicos, sería de gran beneficio la adaptación de este sistema de enfriamiento a la planta de azufre, - dado que su instalación no afectaría las condiciones de operación de esta, sino por lo contrario al evitar que este azufre - que hasta ahora se introduce involuntariamente al oxidador catalítico al escaparse por el domo de los condensadores donde es - oxidado junto con la masa de inertes y trazas de H_2S y C_4H_{10} , - ya que actualmente parte de este azufre se condensa y solidifica en su paso a través del oxidador, causando problemas como el de tapazón lo que origina que se haga necesario darle mantenimiento en intervalos de tiempo relativamente más cortos que en condiciones normales.

Por otra parte al combinarse este azufre con O_2 catalizante nos produce dióxido de azufre (SO_2) siendo este un gas ácido peligroso debido a sus características venenosas como se menciona en capítulos anteriores. Por lo tanto, desde el punto de vista de seguridad del personal sería conveniente la instalación del enfriador.

Por último, al instalarse este enfriador se incremen-

taría el rendimiento actual de la planta, al recuperarse este azufre. Como ya fué mencionado en capítulos anteriores este incremento en el rendimiento es relativamente pequeño (± 3.0 ton/día), comparado con el volumen de azufre que produce la planta (± 115 ton/día.) pero que a la larga viene siendo significativo ya que el precio actual del azufre en el mercado de 750.00 \$/ton. (precio que tiende a incrementarse continuamente dada la utilidad del azufre), lo que representa un valor 2250.00 \$/día, lo que sería igual a 787,000.00 \$/año tomando el año en 350 días, aparte de que se evitarían pérdidas en la producción al reducirse los intervalos de mantenimiento en el oxidador.

Entonces, resumiendo se puede concluir en que la instalación del enfriador se justifica de acuerdo a tres puntos de vista importantes que son:

1.- De SEGURIDAD dentro de la planta al evitar que emane por la chimenea SO_2 venenoso producto de este azufre que pudiera afectar la salud del personal que opera esta planta. Además de que se viene a colaborar en cierto grado con el programa de reducción de contaminación ambiental, que ya de por sí es grande en este tipo de centros de trabajo.

2.- ECONOMICO, pues como se menciona este azufre al escaparse por el domo de los condensadores secundarios y el oxidarse en el oxidador catalítico, representa un derrame anual de casi 800,000.00 \$/año.

3.- De PROTECCION al equipo tal como el oxidador catalítico, pues al recuperar con el enfriador el azufre que se escapa, favorece a la buena operación de este, ya que no está diseñado para recibir azufre aunque este venga en forma de neblina y menos en las cantidades que se presenta.

BIBLIOGRAFIA

- + Procesos de transferencia de calor.
Donald Q. Kern. décima impresión. 1976.

- + Curso de diseño de equipos.
Instituto Politécnico Nacional.
ESIQIE. 1975.

- + Standars of tubular exchanger manufacturers
association. Quinta edición. 1968.

- + Normas de seguridad de PEMEX. 1967.

- + Curso de cambiadores de calor.
Subdirección de ingeniería de proyecto.
Departamento de transferencia de calor.
Instituto Mexicano del Petroleo. 1978.

- + Chemical Engineers Handbook.
Perry John H. tercera edición. 1950.

TESIS



Tesis por computadora

Medicina 25 Local 2
Tel. 550-87-98

Frente a la Facultad de Medicina
Ciudad Universitaria