



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

DISEÑO DE UN SISTEMA DE ABSORCION
DEL SO₂ CONTENIDO EN LA DESCARGA
DE LA COMBUSTION DE GASES
INCONDENSABLES DE LA PLANTA
GEOTERMICA DE CERRO PRIETO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

MA. DE LOURDES DELGADILLO ESPARZA

DIRECTOR DE TESIS

FALLA DE CR-GEN

DR. FERNANDO OROZCO FERREYRA



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 está 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.

DISEÑO DE UN SISTEMA DE ABSORCIÓN DEL SO_2 CONTENIDO EN
LA DESCARGA DE LA COMBUSTIÓN DE GASES INCONDENSABLES
DE LA PLANTA GEOTÉRMICA DE CERRO PRIETO

I N D I C E

CAPITULO 1	INTRODUCCION.....	1
CAPITULO 2	ANTECEDENTES.....	4
2.1	Generalidades.....	4
2.2	Distribución de vapor a la salida del turbogenerador.....	7
2.2.1	Absorción en condensadores.....	7
2.3	Puntos de descarga del H_2S en el sistema.	11
2.4	Eliminación de H_2S	11
2.4.1	Análisis de gases incondensables...	13
2.4.2	Combustión de H_2S	13
2.4.3	Condiciones de operación en la combustión.....	16
2.4.4	Posibilidades de disminuir el consu mo de propano.....	17

2.5	Absorción de SO_2	17
CAPITULO 3	ESTUDIO DE LA ABSORCION DE SO_2 EN AGUA.....	19
3.1	Efectos producidos por el SO_2	19
3.1.1	Efectos en el ser humano.....	19
3.1.2	Efectos en los animales.....	20
3.1.3	Efectos en las plantas.....	21
3.1.4	Efectos en los materiales.....	21
3.2	Procesos de eliminación de SO_2	22
3.3	Determinación del proceso para Cerro Prieto.....	27
3.4	Solubilidad de SO_2 en agua.....	28
3.5	Química de la absorción de SO_2	29
3.5.1	Absorción en agua.....	29
3.5.2	Absorción en soluciones alcalinas..	32
3.5.3	Absorción en soluciones acidas.....	33
3.6	Equipos lavadores de gas.....	33
3.6.1	Antecedentes.....	33

3.6.2 Gases a temperaturas elevadas.....	35
3.6.3 Tipos de Lavadores Húmedos de gas..	36
3.6.3 a) Lavadores de Baja Energía.	36
3.6.3 b) Lavadores de Alta Energía.	45
3.6.4 Criterios de selección.....	46
3.6.5 Materiales de construcción de los Lavadores Húmedos.....	50
3.6.6 Costos de equipos lavadores.....	50

CAPITULO 4 DISEÑO Y CALCULO DE UN SISTEMA DE ABSORCION EXPERIMENTAL.....	52
4.1 Balance de materia en la cámara de com- bustión.....	52
4.2 Enfriamiento de los gases a la salida de la combustión.....	58
4.3 Diseño del equipo de absorción.....	58
4.3.1 Diseño de la torre para la absor- ción de un solo componente.....	60
4.3.2 Diseño de la torre para la absor- ción de multicomponentes.....	76

CAPITULO 5 DESCRIPCION DE LA EXPERIMENTACION REALIZADA... 78

5.1 Sistema de absorcion..... 78

5.2 Condiciones de operaci3n y control de las
mismas..... 82

5.3 Muestreo..... 87

5.4 Analisis..... 89

5.5 Equipo de seguridad..... 91

5.6 Descripci3n de una prueba experimental... 91

CAPITULO 6 RESULTADOS OBTENIDOS..... 94

6.1 Presentaci3n de resultados..... 94

6.2 Interpretaci3n de resultados.....100

6.2.1 Coeficientes globales de transfer-
encia de masa.....100

6.2.2 Coeficientes individuales de trans-
ferencia de masa.....102

6.2.3 Resistencias de peli-
cula ($1/K_L a$;
 $1/K_G a$).....103

6.2.3 a) Metodolog-
ia para la obten-
ci3n de las constantes de
la ecuaci3n 9).....104

6.2.4	Obtención de los coeficientes experimentales de transferencia de masa.....	106
CAPITULO 7	DISCUSION DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES.....	115
7.1	DISCUSION DE RESULTADOS.....	115
7.1.1	Pruebas experimentales.....	115
7.1.2	Análisis yodimétrico y cromatográfico.....	116
7.1.3	Coefficientes de Transferencia de Masa.....	117
7.1.3 a)	Diseño de un sistema de absorción a escala semi-industrial.....	118
7.2	CONCLUSIONES.....	121
CAPITULO 8	ANEXOS.....	124
ANEXO 8.1	BIBLIOGRAFIA.....	124
ANEXO 8.2	NOMENCLATURA.....	128
ANEXO 8.3	TABLAS.....	132

DISEÑO DE UN SISTEMA DE ABSORCIÓN DEL SO_2 CONTENIDO EN LA DESCARGA DE LA COMBUSTIÓN DE GASES INCONDENSABLES DE LA PLANTA GEOTÉRMICA DE CERRO PRIETO

C A P Í T U L O 1

INTRODUCCION

Alternativamente a la generación de electricidad por los medios convencionales como son: los hidrocarburos, el carbón y la fuerza hidráulica, principalmente, existen otras fuentes para la generación de fluido eléctrico, una de ellas es la energía geotérmica.

La obtención de electricidad a partir de energía geotérmica consiste en aprovechar la energía almacenada en forma de calor, en yacimientos de roca, y agua caliente y/o vapor, localizados a profundidades que van desde centenares de metros hasta 3 o 4 kilómetros y transformarla a energía eléctrica. La forma en que se utiliza esta energía en la Planta Geotermoeléctrica de Cerro Prieto I es a través del vapor producido por la despresurización del agua caliente proveniente de pozos. El vapor así obtenido acciona a un turbogenerador y con esto se produce la energía eléctrica.

El vapor trae consigo una mezcla de gases incondensables (G.I.): NH_3 , H_2O , CO_2 , CH_4 , C_2H_4 , C_2H_6 y H_2 , principalmente. De entre estos G.I. el ácido sulfhídrico (H_2S) es el menos deseable, debido a potenciales problemas de contaminación, pudiendo afectar la salud de los seres humanos, atacar al reino vegetal, y además por su carácter altamente corrosivo llegar a dañar a equipos, instrumentos, tuberías y

materiales, especialmente aquellos que contienen cobre en su composición, así como algunas aleaciones ferrosas.

Para eliminar el problema que representa el H_2S , se realizaron una serie de pruebas a nivel planta piloto, utilizando un proceso de combustión para los G.I.; como se verá más adelante, parte del contenido de H_2S en el vapor se disuelve en agua y parte se arroja a la atmósfera a través de chimeneas, por estudios previos se encontró que eliminando sólo el H_2S arrojado por las chimeneas sería suficiente para estar dentro de los niveles aceptables en diferentes países. De dicha combustión se obtiene otra mezcla de gases, compuesta por CO_2 , SO_2 , O_2 y N_2 , de los cuales el dióxido de azufre (SO_2) también viene a ser un contaminante potencial y con propiedades corrosivas, por lo que se desea eliminarlo por medio de su absorción en agua.

El objetivo de este trabajo es el diseño y experimentación a nivel planta piloto de un sistema de absorción del SO_2 mediante el cual se desea obtener los coeficientes de transferencia de masa, los que a su vez permitirán diseñar un sistema de absorción a escala semi-industrial.

Para ello se estudia primeramente la absorción en agua de cada uno de los componentes gaseosos obtenidos de la combustión y después su comportamiento como mezcla. Para esto se consideran y analizan parámetros como: temperatura, composición química, presión, solubilidad, entre otros.

Posteriormente se procede a la selección del equipo de absorción considerando por supuesto factores económicos.

Por último se realiza el diseño y especificación de los

equipos que constituyen el sistema de absorción seleccionado, para después proceder a su construcción, desarrollo de fase experimental, presentación y evaluación de resultados, concluyendo con el dimensionamiento de una torre de absorción a escala semi-industrial.

Cabe señalar que en el presente trabajo se han utilizado algunos datos básicos y condiciones de operación de la Planta Geotermoeléctrica de Cerro Prieto I, por ser ésta de la que se tiene mayor acervo de conocimientos técnicos y experiencia acumulada a lo largo de 15 años.

Deberá notarse también que los sistemas geotérmicos son altamente dinámicos, por lo cual sus condiciones de operación, así como su geoquímica sufren variaciones en el espacio y en el tiempo, y son diferentes para cada una de las Plantas Geotermoeléctricas en particular, por lo que se han seleccionado los datos más representativos del comportamiento de la de Cerro Prieto I en el tiempo que ha operado previo al desarrollo de este estudio.

C A P I T U L O 2

ANTECEDENTES

2.1 Generalidades

La Planta Geotermoelectrica de Cerro Prieto I se encuentra localizada a 32 kilometros al sureste de la ciudad de Mexicali, B.C.

En los alrededores de la planta, desde 1964, se lleva a cabo la perforación de pozos, esto con el fin de extraer el agua caliente contenida en el yacimiento a profundidades que van desde 1000 a 2500 metros. Hasta 1988 se han perforado 46 pozos en la zona denominada Cerro Prieto I, de los cuales aproximadamente 34 de ellos se encuentran en operación.

La presión máxima a la cual se encuentra el agua en el yacimiento (fluido endógeno) es igual a la que ejercería una columna hidrostática de altura similar a la profundidad del pozo. Conforme va ascendiendo el agua a través del pozo, desciende su presión y va convirtiéndose parcialmente en vapor. A la salida del pozo se obtiene una mezcla que contiene aproximadamente 66 % de agua y 34 % de vapor, lo cual depende de que tanto la temperatura como la presión del yacimiento sean lo suficientemente elevadas para permitir el flujo continuo de esta mezcla.

Para aprovechar la energía contenida en la mezcla, se separa el vapor del agua por medio de un separador centrifugo, el cual se encuentra instalado en la plataforma

de cada pozo (Figura No.1). El vapor proporcionado por los pozos en producción, se envía a accionar cuatro turbinas de 37.5 MW, el agua separada pasa a través de tuberías para después ser descargada a una laguna de evaporación, ya sea directamente con lo cual parte de ella se evapora, o por medio de un silenciador a la presión atmosférica, conduciéndose por canales hacia la laguna de evaporación. Debido a que el agua separada tiene una temperatura de aproximadamente 170 °C, es posible aprovechar la energía que contiene, con fines de generación de electricidad. Esto condujo, en 1979, a la construcción de una unidad turbogeneradora (5ta. Unidad), que aumento la capacidad de la planta en 30 MW (2).

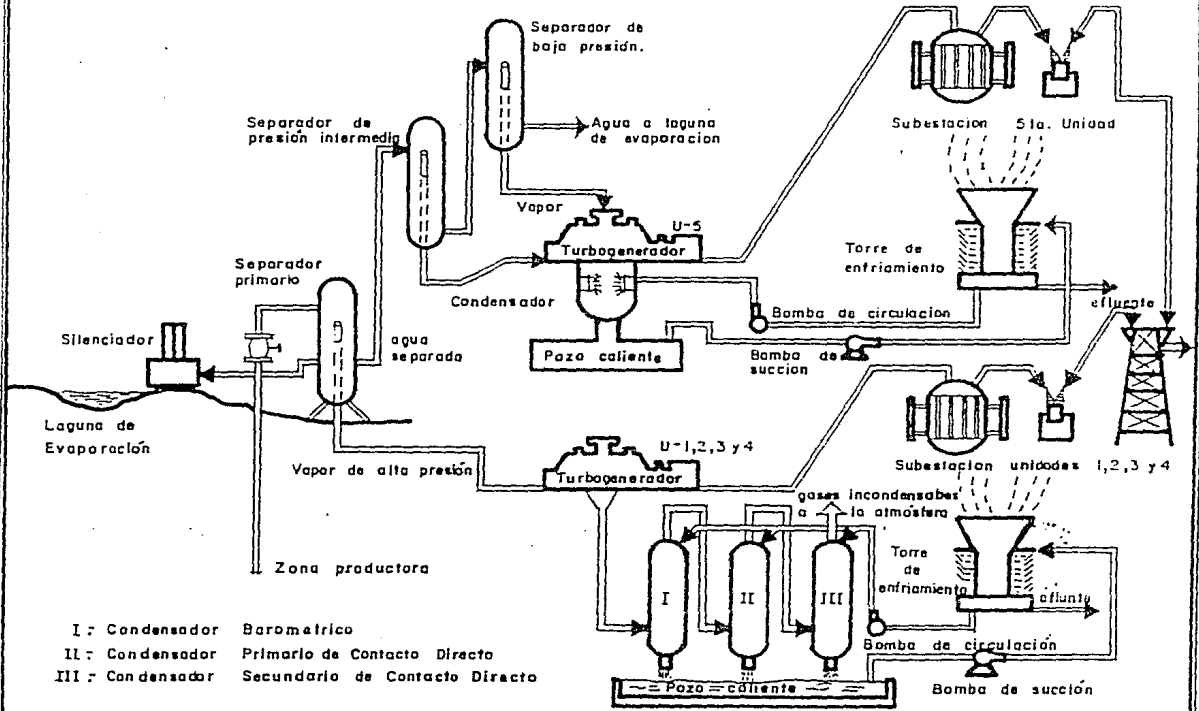
Los pozos operando proveen del vapor requerido para 180 Megawatts (MW) de capacidad total instalada, constituida por cuatro unidades turbogeneradoras de 37.5 MW cada una, mas los 30 MW ya mencionados aportados por la 5ta. Unidad.

En la Figura No.1 se muestra un esquema de las cinco unidades turbogeneradoras. Al conjunto de éstas es a lo que se llama Planta Geotermoelectrica de Cerro Prieto I.

Actualmente se encuentran funcionando 2 plantas más, Cerro Prieto II y Cerro Prieto III, cada una consta de 2 unidades turbogeneradoras de 110 MW, que significan 220 MW por planta, lo que da 620 MW de capacidad total instalada en las 3 plantas del Desarrollo Geotermoelectrico de Cerro Prieto (2).

El estudio se enfoca a las primeras cuatro unidades turbogeneradoras de la Planta Geotermoelectrica de Cerro Prieto I, ya que en ellas es donde se ejecutaron las pruebas de combustión.

FIGURA NO. 1



2.2 Distribución del vapor a la salida del turbogenerador

El vapor utilizado para la generación de corriente eléctrica contiene cantidades apreciables de H_2S , este vapor entra en las turbinas, sale de ellas y pasa a una serie de tres condensadores de contacto directo, siendo estos un condensador barométrico y dos postcondensadores (1ro. y 2do. paso del banco de eyectores), tal y como se muestra en la Figura No.3. En el proceso parte del contenido del H_2S se disuelve en el agua y parte es arrojado a la atmósfera.

2.2.1 Absorción en condensadores

El grado de absorción de H_2S en agua alcanzado en los condensadores de contacto directo depende de ciertos parámetros como son: temperatura, pH de la solución, coeficiente de solubilidad de H_2S en agua, presión de operación del sistema, cantidad de agua utilizada y presión parcial de H_2S .

En las Figuras No.2 y 3 se muestran el balance de materia y las condiciones de operación del sistema de condensadores.

Como se puede observar en la Figura No.2, la cantidad de H_2S que se absorbe es diferente en cada condensador. Haciendo un balance general de H_2S en el sistema de condensadores para conocer el porcentaje en peso absorbido en cada uno de ellos, tomando como base 350000 kg/h de vapor con un contenido de 0.07 % en peso de H_2S , se obtienen los resultados que se dan en la Tabla 1, obtenidos de los promedios de las mediciones

FIGURA NO. 2
BALANCE DE MATERIA EN EL SISTEMA DE CONDENSADORES

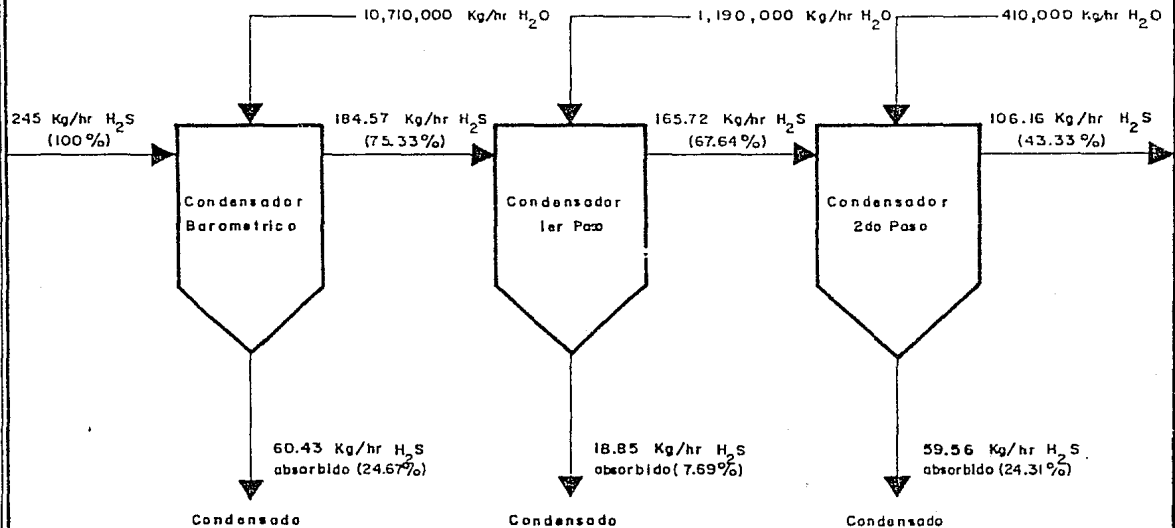
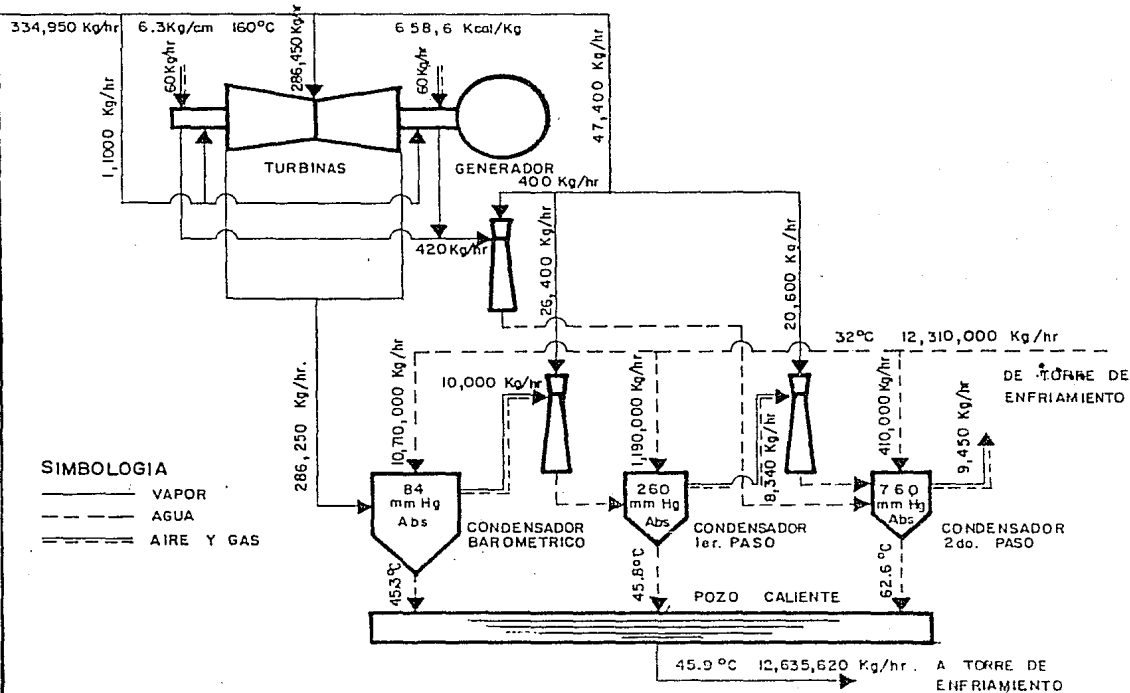


FIGURA NO. 3
CONDICIONES DE OPERACION EN SISTEMA DE CONDENSADORES



en planta que se llevaron a cabo en el sistema de la turbina No. 2.

TABLA 1

BALANCE DE H₂S EN EL SISTEMA DE CONDENSADORES

Corriente cuantificada	H ₂ S absorbido	
	kg/h	%
Alimentación al sistema	243.00	100.00
Absorbido en condensador barométrico	60.43	24.87
Absorbido en condensador de 1er. paso	18.85	7.69
Absorbido en condensador de 2do. paso	59.56	24.31
Total absorbido	138.84	56.87
Descargado por chimeneas	104.16	43.13

Las cantidades de H₂S absorbidas dependen principalmente de la presión del condensador y de la cantidad de agua que pasa por él. A mayor presión y cantidad de agua, mayor absorción. Esto se puede corroborar comparando el condensador barométrico con el condensador de 2do. paso: en el condensador barométrico se tiene una presión de 84 mm Hg, por lo cual se esperaría una absorción muy baja, pero por otra parte se tiene que el flujo de agua que pasa por el condensador es muy grande (10710000 kg/h), esto da como resultado que se absorba el 24.87 % de H₂S. En el caso del condensador de 2do. paso donde se tiene una presión muy alta (720 mm Hg) y flujo relativamente bajo de agua (410000 kg/h), el resultado es 24.31 % en peso de H₂S absorbido.

La explicación a estos resultados tan similares, es que a pesar de las condiciones de operación tan diferentes a las

cuals trabajan los dos condensadores, estas se compensan entre si.

2.3 Puntos de descarga del H₂S en el sistema

El H₂S se descarga a la atmosfera de dos formas: contenido en una mezcla de G.I. arrojados por las chimeneas de los condensadores de 2do. paso, y por medio de las descargas de vapor de agua y aire de la torre de enfriamiento.

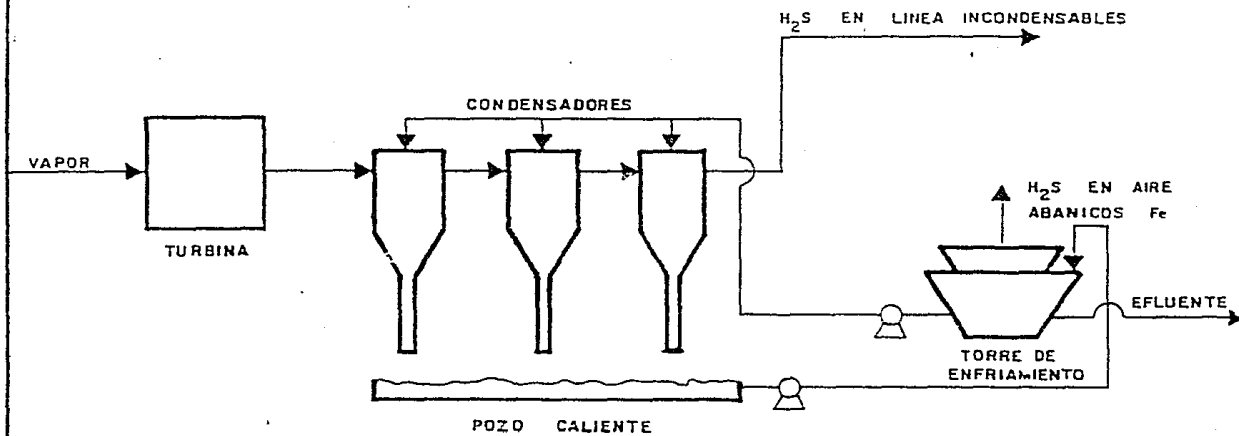
En la Figura No.4 se encuentra ilustrado lo anterior.

2.4 Eliminación de H₂S

Debido a que el H₂S es un gas tóxico y contaminante atmosférico ambiental, se necesita eliminar la cantidad necesaria que permita alcanzar niveles aceptables de su presencia en el aire, tomando como base normas admitidas en diferentes países (Ver Tabla 2 del Anexo 8.3). Por estudios previos se encontró que con solo eliminar el H₂S de los G.I. arrojados por las chimeneas sería suficiente para estar dentro de los límites de calidad de aire señalados «15».

En base a lo anterior se realizaron pruebas a nivel planta piloto, utilizando el proceso de Combustión. Se escogió esta alternativa de abatimiento después de realizarse una evaluación detallada de los principales procesos de eliminación de H₂S «16».

FIGURA NO. 4
PUNTOS DE DESCARGA DE H₂S



Los efectos fisiológicos producidos por la exposición al H₂S se dan en la Tabla 3.

2.4.1 Análisis de gases incondensables

Se determinó la composición de los G.I. arrojados por la chimenea de la turbina No. 2 y los resultados se dan en la Tabla 4. En dicha tabla se encuentra además indicada la composición de los G.I. en base seca (exentos de agua). La eliminación del agua en la práctica se ha realizado mediante trampas de humedad <10>.

2.4.2 Combustión de H₂S

En sentido amplio se entiende por Combustión toda reacción química relativamente rápida, de carácter notablemente exotérmico, que se desarrolle en fase gaseosa o en fase heterogénea (gas-líquido, gas-sólido), sin exigir necesariamente la presencia de oxígeno, con o sin manifestaciones del tipo de flamas o de radiaciones visibles <26>.

Para que se realice la reacción de combustión del H₂S en el aire, su concentración debe de encontrarse comprendida entre límites de flamabilidad bien definidos <32>:

	% en volumen
Límite inferior	4.3
Límite superior	45.0

T A B L A 3

EFFECTOS FISIOLÓGICOS DEL H₂S <16>

CONCENTRACION (ppm)	EFECTOS
0.07	Límite de olor.
0.33	Olor distintivo, puede causar náuseas, dolores de cabeza.
2.7 a 8.3	Olor ofensivo, considerablemente intenso.
20	Se considera seguro para exposiciones no mayores de 5 horas.
20 a 33	Olor fuerte, pero no intolerable.
100	Puede causar pérdida del sentido del olfato en pocos minutos.
1210	atrofia el sentido del olfato, lastima ojos y garganta.
657	Causa la muerte rápidamente por paro o parálisis respiratoria.
730	Virtualmente no hay sensación de olor, la muerte ocurre rápidamente.

T A B L A 4

ANALISIS DE GASES INCONDENSABLES (16)

Componente	Gases crudos (% en peso)	Gases después de trampa de humedad (% en peso)
H ₂ O	5.25	—
CO ₂	38.44	81.70
H ₂ S	1.31	1.48
* N ₂	20.00	27.47
H ₂	0.00122	0.0020
* O ₂	2.7855	8.125
CH ₄	0.1056	0.11467
Etano	0.0014525	0.0013167
Propano	0.000527	0.0003854
Isobutano	0.000415	0.0004561
n-butano	0.0003451	0.0002855

* Oxígeno y Nitrógeno capturados durante el proceso.

T A B L A 5

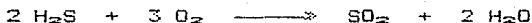
CONDICIONES OPTIMAS DE OPERACION DEL QUEMADOR (16)

Gases de entrada al quemador	Presion de inyeccion (atmosferas)	Temperatura de entrada (°C)	Gases (g/h)
Aire	1.58	27	4009
Propano	1.03	27	35
G.I.	3.04	16	7859
Temperatura de salida de gases de combustion :			435 °F
Relacion propano/gases :			1.02

se puede observar en la Tabla 4 que el porcentaje en peso de H_2S en la mezcla de G.I. exentos de agua es 1.45. Este valor corresponde a 2.63 % en volumen, con lo cual se deduce que es muy improbable que se realice la combustión.

Sin embargo, de acuerdo a la patente americana número 4050590 (12) es posible quemar el H_2S contenido en una mezcla de gases, si a dicha mezcla se le agrega un agente promotor de la combustión. La mezcla mencionada en la patente no tiene exactamente la misma composición química que la mezcla de gases que se desea quemar; pero esta referencia indica la posibilidad de quemar H_2S contenido en bajos porcentajes en una mezcla muy rica en CO_2 . El agente promotor que se utilizó para la mezcla de la patente fué metano; pero en las pruebas realizadas en Cerro Prieto I se utilizó propano (disponible en la localidad).

La reacción de combustión es la siguiente:



2.4.3 Condiciones de operación en la combustión

Se realizaron un total de 52 pruebas experimentales para la combustión de los G.I. Los resultados promedio para las condiciones óptimas de operación se presenta en la Tabla 5. Estas condiciones óptimas están referidas a la utilización de la menor cantidad posible de propano para quemar una cantidad fija de G.I. Se llegó hasta el punto donde la relación de propano a gases bajó de 47.8 a 1.

2.4.4 Posibilidad de disminuir el consumo de propano

Los gases obtenidos de la combustión salen a una temperatura hasta de 450°C, con lo cual contendrán una cantidad de calor que puede utilizarse para precalentar los G.I. y el aire. Para tal fin se calculó la cantidad de calor desprendido por los gases de combustión y la cantidad de calor necesario para elevar la temperatura del aire y de los G.I. de 25°C a 450°C. Los resultados se dan en la tabla 5 a).

El precalentamiento de los gases ayuda a elevar la temperatura interior de la cámara, por lo cual es posible que el aumento de temperatura llegue a ser de tal magnitud que la reacción de combustión se vea tan favorecida y el empleo de propano llegue a ser innecesario.

Lo anterior aun no ha sido probado para este sistema, aunque teóricamente si es posible; ya que el calor desprendido por los gases de salida es mayor que el necesario para elevar la temperatura de los gases y el aire de entrada hasta 450°C, como puede verse en la Tabla 5 b).

2.5 Absorción de SO₂

Los gases que se obtienen de la combustión de la mezcla de G.I. son principalmente: CO₂, H₂O, N₂, O₂ y SO₂. Debido a que el SO₂ también es un gas tóxico, corrosivo y contaminante ambiental, se desea eliminarlo mediante el método de **Absorción en Agua**. En el siguiente capítulo se discute porque fue elegido este método y no algunos otros existentes.

T A B L A 4

a) CALOR LIBERADO POR LA COMBUSTION DE G.I. (UNA TURBINA)

Compuesto	% en peso	Calor de combustión (kcal/h)	Calor de combustión a 25°C (kcal/h) (calor liberado)	Calor liberado (kcal/h)
H ₂ S	2.45	106.2000	120.5874	267071.2
CH ₄	0.11467	6.9690	212.7900	24307.0
C ₂ H ₆	0.0015107	0.0664	172.8200	261.0
C ₃ H ₈	0.0003694	0.0165	500.2050	202.6
n-C ₄ H ₁₀	0.0003655	0.0165	587.5400	221.6
C ₄ H ₁₀	0.0004082	0.0190	623.2420	224.2
H ₂	0.0319	1.4285	59.5174	45795.7
			Calor liberado al pasar de 450 a 25°C	
CO ₂	61.7	2874.10	274607	
H ₂ O	27.4610	1190.12	120675	
O ₂	8.204	305.4367	35196	
TOTAL		4003.561	741054	45795.7

b) CALOR NECESARIO PARA PRECALENTAR LOS G.I.

Calor necesario para elevar la mezcla de G.I. de 25°C a 450°C	: 484457 kcal/h*
Calor necesario para elevar el aire de 25°C a 450°C (cantidad de aire = 2243.6 kg/h)**	: 256095 kcal/h*
TOTAL	570742 kcal/h

* Estas cantidades se calcularon basándose en datos obtenidos experimentalmente (tablas 1 y 4).

** Datos obtenidos de [1] y [2].

** Se obtuvo tomando como base la Tabla 5.

CAPITULO 3

ESTUDIO DE LA ABSORCION DE SO_2 EN AGUA

3.1 Efectos producidos por el SO_2

3.1.1 Efectos en el ser humano

El dióxido de azufre (SO_2) en estado gaseoso es incoloro, de olor sofocante y punzante. Los efectos fisiológicos que produce dependen de la concentración y del tiempo de exposición. La exposición a altas concentraciones aunque sea por poco tiempo es peligrosa, ya que puede haber asfixia por el cierre involuntario de la glotis con el fin de evitar la entrada del gas. Sin embargo, estos casos no son muy frecuentes ya que es muy irritante aun a bajas concentraciones que por si misma sirve de alarma.

No ha sido probado si una exposición continua de SO_2 a concentraciones tolerables produce efectos acumulados (14), pero la exposición prolongada a bajos niveles de SO_2 ha sido asociada con el aumento en las estadísticas de muerte por enfermedades respiratorias (22).

La respuesta fisiológica a diferentes concentraciones de este gas se encuentra en la Tabla 7 del Anexo B.C.

En general se puede decir que la exposición a altas concentraciones de SO_2 es tóxica para el cuerpo humano; pero solo es mortal cuando existe una enfermedad respiratoria

anterior, como el antraxoma pulmonar; y que además afecta más a las personas de edad avanzada que a los jóvenes seres H.S.

En la Tabla E del Anexo III se encuentran los efectos en la salud producidos por niveles de concentración muy bajos para exposiciones continuas de partículas y SO₂. El término "partículas" se refiere a todas las sustancias atmosféricas que no sean gases, entre los que se encuentran: iones, condensados moleculares, cristales de hielo, polvo, partículas de humo, gotas de lluvia, polen e incluso insectos.

3.1.2 Efectos en los animales

En la actualidad no se cuenta con muchos datos para definir exactamente el efecto del SO₂ en la vida de determinados animales domésticos, aunque resulta lógico pensar que estos animales que tienen una constitución fisiológica semejante a la del ser humano y que habitan en lugares de una densidad de población grande, han de tener promedio de vida más cortos que los que viven lejos de los centros de población e industriales del mundo.

Cuando el hombre está más interesado en su salud, hay mucha escasez de literatura que confirme que los animales muestran síntomas semejantes cuando se encuentran en el mismo ambiente. Sin embargo, se han realizado experimentos controlados y los resultados confirman que no solo son menos resistentes, sino que en algunos casos son más susceptibles que las personas en igualdad de condiciones H.S.

3.1.3 Efectos en las plantas

En los últimos años se ha observado aumentando con mayor claridad que la contaminación del aire afecta a la vegetación, por lo menos hasta el mismo grado en que influye en la vida humana y animal.

Los contaminantes que provienen de los vegetales son de dos tipos: primarios y secundarios. Los primarios son sencillos mortales para los vegetales tal como salen de su fuente de origen, encontrándose entre ellos el SO_2 y el vapor de hidrógeno (H_2), principalmente; los secundarios son los que se forman por reacciones posteriores a su emisión, como por ejemplo el ozono (O_3) y el nitrato de peroxiacético ($C_2H_3O_2NO_2$).

La sensibilidad de las plantas al SO_2 es muy variable. En la Tabla 9 del Anexo B.3 (25) se dan algunos ejemplos de plantas sensibles al SO_2 , entre las que se encuentran los cultivos pilares de la economía agrícola del rico Valle de Mexicali como son: el trigo, algodón, alfalfa, cebada, además de hortalizas como la lechuga, brocoli, chile y papano.

3.1.4 Efectos en los materiales

En la atmósfera el SO_2 puede reaccionar con el oxígeno fotoquímica y catalíticamente para formar SO_3 , compuesto muy higroscópico que se apodera inmediatamente de la humedad para formar ácido sulfúrico (H_2SO_4) en gotas muy finas. Esto da origen a las "lloviznas ácidas" que son extremadamente corrosivas para las construcciones y materiales, como por

ejemplo, materiales textiles, cerámicas de arte, libros y algunos materiales de construcción para edificios, etc.

Se han realizado estudios similares para calcular el monto por daños debidos a la lluvia ácida, los que demostraron que se alcanzan cifras astronómicas en las zonas urbanas de algunos países etc.

3.2 Procesos de eliminación de SO_2

Desde principios de siglo se empezaron a utilizar los procesos de eliminación de SO_2 , en especial para eliminarlo de los gases de chimeneas, su abarcamiento fue probablemente el objeto de experimentación más intenso que para cualquier otro proceso de purificación de gas.

Algunos de los procesos de absorción más importantes usados para remover el SO_2 , son los siguientes:

a) Proceso Xilidina

El proceso usa como absorbente una mezcla de una amina aromática (xilidina) y agua (proporción 1:1 en peso). Esta solución se pone en contacto directo con el flujo de gases conteniendo SO_2 en un absorbedor espacado, donde la xilidina reacciona con el SO_2 para formar sulfato de xilidina. Después el líquido absorbente es separado del SO_2 por calentamiento.

b) Proceso Asarco

Es un proceso similar al anterior, solo que aquí el absorbente es dimetilamina (DMA). Este proceso tiene ventaja sobre el de hidrindina, ya que la DMA puede ser usada en todas las instalaciones comerciales, no así la hidrindina. Sin embargo las ventajas principales de la DMA sobre la hidrindina son que esta no requiere agua en suspensión para disolver el componente absorbido, y además para gases contenidos de SO_2 en el flujo de gas sobre del 5 al 6 % en mol absorbe cantidades más grandes de SO_2 que la hidrindina. Solo a una concentración menor de 0.5 % en mol en el flujo de gas, la hidrindina tiene un adelanto competitivo sobre la DMA como absorbente.

c) Proceso Cominco

Este proceso está basado en la absorción del SO_2 en una solución acuosa de sulfito de amonio $[(NH_4)_2SO_3]$. El SO_2 absorbido es liberado por adición de ácido sulfúrico (H_2SO_4) a la solución, formando sulfato de amonio $[(NH_4)_2SO_4]$ como un subproducto.

d) Proceso Fulham-Simon-Carves

En este proceso el SO_2 es absorbido en una solución de amoníaco (NH_3) y agua; el líquido resultante se sujeta a condiciones altas de temperatura (300°C) y presión (200 Psig) en un autoclave. La regeneración del absorbente ocurre con la

formación de NH_4HSO_4 y azufre. Estos subproductos son separados y se venden como sales.

La ventaja principal de este proceso sobre la mayoría de los procesos de absorción, es que la oxidación del SO_2 para formar sulfatos, lo cual invariablemente ocurre, no es perjudicial ya que el NH_4HSO_4 es el producto primario.

e) Proceso Battersea

Utiliza una solución acuosa diluida de sales alcalinas para remover el SO_2 por absorción y subsecuente oxidación. Este proceso fue uno de los primeros que se usó comercialmente para remover el SO_2 de los gases de chimenea de plantas termoeléctricas.

Para llevar a cabo la oxidación de la solución estancada en el fondo del absorbedor se adiciona un catalizador: sulfato de manganeso crudo (MnSO_4). Se realiza la oxidación con el fin de hacer más adecuada el agua de desecho para su posible utilización posterior.

f) Proceso de Cal Cíclico

Para realizar la absorción, el flujo de gas se pone en contacto con una suspensión de sulfato de calcio (CaSO_4) en agua. Se conserva la solución alcalina adicionando continuamente la cal o yeso, la cual reacciona con el SO_2 conforme es absorbido. Este proceso fue desarrollado en Inglaterra y usado comercialmente en dos plantas termoeléctricas.

que el SO_2 se absorbe en una corriente acuosa saturada con ácido sulfúrico (H 2 SO 4) o con óxido de calcio (CaO). El óxido de calcio forma el sulfato de calcio (CaSO 4). Tanto se puede utilizar el CaSO_4 como el óxido absorbido del flujo de gas. Ambos, el CaSO_4 y CaO, son poco solubles en agua, consecuentemente precipitan formando un sedimento, el cual será un producto de desecho. Por lo tanto, este proceso no produce un subproducto vendible.

g) Proceso de Óxido de Zinc

Consiste en poner el flujo de gases en contacto con una solución de sulfito de sodio (Na 2 SO 3) y bisulfito de sodio (NaHSO 3). La absorción de SO_2 causa un aumento en el contenido de NaHSO 3 . Después de la absorción, la solución pasa a un clarificador donde las partículas contenidas son separadas y finalmente entra a un secador adicionándose óxido de zinc (ZnO). En este punto la cantidad original de sulfito y bisulfito se restablece y se forma un precipitado de sulfato de zinc (ZnSO 4). La solución se envía para fomentar la producción del cristal. Después, el precipitado de ZnSO 4 es lavado por sedimentación y filtración; el filtrado concluido es secado y calcinado. Esta calcinación produce un gas consistente en 60 % de SO_2 y 70 % de vapor de agua. El gas es enfriado, secado y condensado para producir SO_2 en forma líquida. Virtualmente todo el ZnO del calcinador es reciclado otra vez al proceso.

h) Proceso de Sulfato de Aluminio [Al 2 (SO 4) 3] básico

Este proceso está basado en la absorción de SO_2 en una

siguiente se sulfata el sulfato de aluminio (Al₂(SO₄)₃) y se regeneración del absorbente por calentamiento.

La solución absorbente es preparada con tratamiento de la solución de sulfato de sodio (Na₂SO₄) con calcio en un mezclador, separando el yeso precipitado. Se añaden 3 a 6 veces de absorbente para reducir el contenido de SO₂ de 5 a 0.1 X en mol a presión constante. La solución pasa a través de los torres en contracorriente al flujo de gas. Una corriente de agua fresca para renovar el calor de absorción. Una vez más del resaca esta sulfada por regeneración para recuperar la solución por calentamiento. Al regenerar, el SO₂ es liberado, para poder ser usado en el horno y usado con lo que se obtiene SO₂ gaseoso casi completamente puro.

La solución regenerada es pasada a través de intercambiadores de calor y reciclada otra vez al absorbedor. El ácido fosforico (H₃PO₄) se adiciona en el proceso para inhibir la cristalización del agua (SO₂-T-Br₂). También se adiciona para inhibir la oxidación del SO₂ a sulfato (SO₄).

i) Proceso de Absorción de SO₂ en agua

Los procesos anteriormente explicados se utilizan solo cuando se tienen altas concentraciones molares de SO₂ emitidas a la atmósfera en la medida de gases, con lo cual serán de utilidad dudosa para disminuir concentraciones bajas de SO₂ en ambientes cerrados.

Existe otro proceso, que fue el que se usó primeramente y el cual tiene varias ventajas con respecto a los demás, consistente en y denominado "Absorción de SO₂ en agua".

En este sentido la acción de agua en el agua en la solución para la deshidratación de un alcohol. Se pueden obtener etileno de la reacción con el agua en el agua se utiliza la cantidad de agua y el agua adecuada.

Las ventajas de la absorción de agua en agua con respecto a los anteriores son: bajas costos de materias primas y de equipos; necesidad de poco agua de agua y agua; función para la concentración de agua en el agua.

Una desventaja de esta tecnología de absorción de agua y la absorción de la solución resultante de la absorción, ya que esta tecnología debe utilizarse como solución para eliminar el contaminante de la solución, dependiendo de su uso posterior.

3.3 Determinación del proceso para Cerro Prieto

Los efluentes gaseosos de la combustión de los G.L. de Cerro Prieto contienen concentraciones de sus vapores al 5% en volumen, al estar en la planta en el Distrito de Agua y del Rio Colorado, se dispone de suficiente agua; además se puede disponer adecuadamente de la solución resultante de la absorción de agua en el agua disponible para tal efecto. Por las anteriores consideraciones, y porque no requiere inversión sustancial, ni de expertise tecnológica y ser de fácil operación, se recomienda el estudio de absorción en agua para eliminar el SO₂ contenido en la mezcla de gases que se obtienen de la combustión.

3.4 Solubilidad de SO_2 en agua

Un gas no puede disolverse en un líquido sin ejercer en él cierta concentración del gas (presión o densidad de vapor) en equilibrio con equilibrio gaseoso (presión saturada).

La cantidad de gas disuelto en una unidad de volumen de solución, el cual se encuentra en equilibrio con la fase gaseosa (concentración del gas) depende de la temperatura y la presión parcial del gas.

La solubilidad de un gas aumenta con el incremento de presión. Si el gas es poco soluble en el líquido puro y la presión no es muy grande, la solubilidad expresada en g/l o en mol/l del gas es proporcional a su presión.

En los gases, por lo general la solubilidad en un medio absorbente se puede calcular aproximadamente con la Ley de Henry:

$$x = p/H$$

donde: p = presión parcial en el equilibrio del soluto en contacto con la solución.

H = constante de la Ley de Henry, característica del sistema, una fracción mol del soluto (gas) en la solución.

x = fracción mol del soluto (gas) en la solución.

La Ley de Henry es válida a bajas concentraciones. Sus corresponden a bajas presiones parciales del gas y valores altos de H . La constante H es función de la naturaleza

específicas sólidas y líquidas, y en general aumenta con el incremento de la temperatura (22).

Si se tiene una mezcla de gases de la cual varias componentes se disuelven en el líquido, cada uno se disolverá independientemente de los otros componentes (de acuerdo a su presión parcial y a su coeficiente de solubilidad). Esto se refiere a presiones de gas bajas, en la zona de la Ley de Henry (23).

En la Tabla 10 se encuentran tabulados los datos de solubilidad de SO_2 en agua a diferentes temperaturas y presiones parciales; y en la Figura No. 5 se representan curvas que expresan esta relación de solubilidad de SO_2 en agua, y donde los valores numéricos de pH corresponden a presiones en atmósferas.

3.5 Química de la absorción de SO_2

3.5.1 Absorción en agua

El SO_2 es un gas medianamente soluble en agua (se disuelve hasta 40 volúmenes en agua a $20^\circ C$), y mucho más soluble en alcohol o en acetona.

Al disolverse en el agua forma un ácido débil, el ácido sulfuroso (H_2SO_3). A una atmósfera de presión parcial del SO_2 , la solución contiene 18.3 % en peso de SO_2 a $0^\circ C$ y 3.1 % a $40^\circ C$.

A $25^\circ C$, las constantes de primera y segunda ionización

T A B L A 10

SOLUBILIDAD DEL SO₂ EN AGUA

Kg de SO ₂ por 100 Kg de H ₂ O	Presión parcial de SO ₂ , mm Hg							
	0°C	7°C	10°C	15°C	20°C	30°C	40°C	50°C
20.0	646	657						
15.0	474	637	726					
10.0	300	417	474	567	698			
7.5	228	307	349	419	517	680		
5.0	148	198	226	270	336	452	665	
2.5	69	92	105	127	161	216	322	458
1.5	38	51	59	71	92	125	186	266
1.0	25.3	31	31	44	59	79	121	172
0.7	18.2	20.6	23.6	28	39	52	87	116
0.5	9.9	13.5	15.6	19.3	26	36	57	82
0.3	5.1	6.9	7.9	10.0	14.1	19.7	--	--
0.2	2.8	3.7	4.6	5.7	8.5	11.8	--	31
0.15	1.9	2.6	3.1	3.8	5.8	8.1	12.9	20
0.10	1.2	1.5	1.75	2.2	3.2	4.7	7.5	12
0.05	0.6	0.7	0.75	0.9	1.2	1.7	2.8	4.7
0.02	0.25	0.3	0.3	0.3	0.5	0.6	0.8	1.3

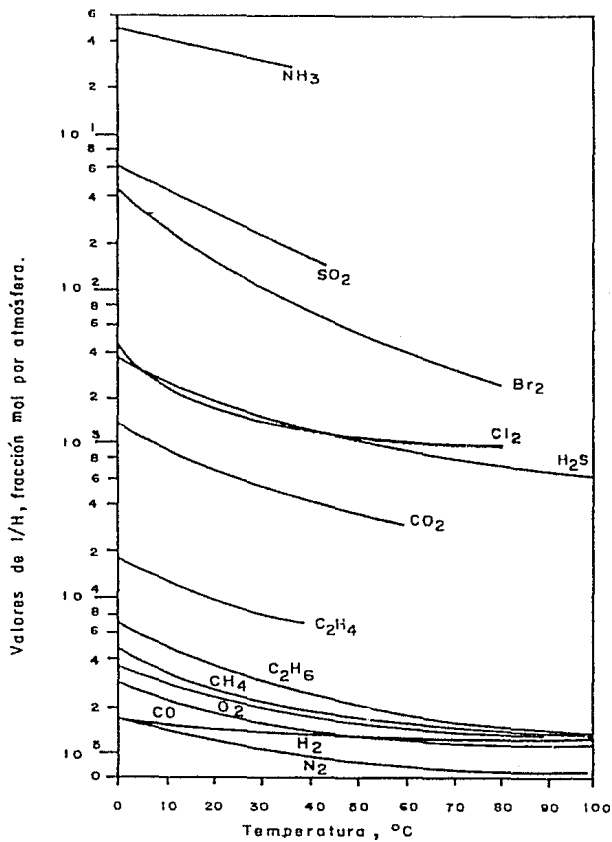
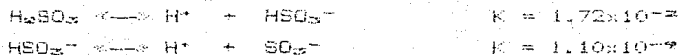


FIG. No.5 SOLUBILIDAD DE GASES EN AGUA

de SO_2 en el agua pura:



Según la Teoría de Equilibrio (que sólo reacciona instantánea) la acidez del agua, cuando se tiene una fracción del 65% mayor de 10%, las especies importantes en solución de SO_2 y agua son: $\text{SO}_2(\text{acuoso})$, HSO_3^- y HSO_3^+ (iones hidronio e hidrosulfato). El equilibrio más importante de esta teoría es:



Después de realizada la experimentación por Roberto y Friedlander (11), encontraron que el ión HSO_3^- es responsable del 70% del flujo, por lo tanto es el ion que domina el flujo; y además, la reacción puede ser considerada instantánea (sólo tiene que ver con el equilibrio de la teoría de Equilibrio).

3.5.2 Absorción en soluciones alcalinas.

Por la absorción del SO_2 en soluciones alcalinas, se forman primero sulfitos (M_2SO_3) y luego bisulfitos (MHSO_3), son más solubles, a medida que continúa la absorción (14).

Según las teorías del NAFSA (considera que la película líquida se divide en 2 regiones: 2 capas límite que no están en equilibrio y una capa central que está en equilibrio) y la de equilibrio (sólo reacciones instantáneas), las especies importantes en solución son todas las que contienen azufre.

Los análisis efectuados por Steudel y Smith (1921) y generalizados por Schmitt y Giese (1924) demostraron que algunas sales solubles reaccionan con la lejía de equilibrio y otros con la del ácido nítrico.

Un estudio de 1917 anterior sobre el resultado de las experimentaciones realizadas por Roberts y Friedlander (1904) con soluciones de nitrato de sodio (19.9%) demostró que el ácido nítrico incrementa el título hasta 26 veces más que en el caso del agua; la cual concuerda más con la teoría del NBSA que tiene una conversión del 10% de sal a lejía de equilibrio que prescinda un tipo y calidad de sal.

3.5.3 Absorción en soluciones ácidas

En soluciones ácidas al 50% actúan como oxidante en presencia de varios reductores, como el ácido sulfúrico, el ácido yodhídrico, las sales metálicas reducidas y el zinc. Las reacciones que se llevan a cabo son complejas. Se sabe que el sulfuro es producto de esas reacciones y hay razón para creer que se forman ácidos polihidroxilados superiores (Haber, n.º 2) (20, 11).

3.6 Equipos Lavadores de gas (12, 12)

3.6.1 Antecedentes

Un equipo lavador de gas es un aparato al cual utilizan

un volumen suficiente para poder absorber convenientemente los gases que se desprenden de una cantidad de gas. A veces incluso se añade un líquido absorbente como "lavadora húmeda".

Por tanto los lavadores pueden ser usados eficazmente para ciertos tipos de gases. Incluso algunos lavadores incluyen que deben tomarse en cuenta entre los principios estos:

- a) Disponer del líquido que absorbe de modo que se pueda cambiar de contenido.
- b) Ciertos gases que deben ser tratados.
- c) Un sistema para el suministro del gas que se absorbe que debe tener un flujo constante antes de su distribución.
- d) La identificación de gas que puede convenientemente y que puede ser absorbido en esas condiciones, con lo que se debe tener una concentración crítica para la absorción de los materiales de construcción.
- e) Capacidad de absorber para prevenir el líquido absorbente a través de las particiones del líquido (cerchas, placas perforadas, etc.).
- f) Necesidad de instalar eliminador de niebla para evitar el avance mecánico del líquido absorbente.

Existen ciertos tipos de lavadores para gases como por ejemplo filtros para gases, o lavadores electrostáticos.

Los lavadores también sirven para gases que se absorben en forma de niebla para la absorción de gases, como los

1. Lavadores ocupados para absorber gases que se desprenden de gases.

1. Los gas absorberes de cualquier tipo tipo de equipo para cualquier la parte.
2. Generalmente tienen los gases calientes que los filamentos y una absorción electrolitica.
3. La parte del tubo absorberes longitudinal que tienen sobre la parte de tubos y sus partes.
4. La existencia de calientes puede ser sugerencia o disminuir la existencia de energía calientes.
5. Si el gas es más calientes que un problema secundario es el gas.
6. De tener limitaciones sobre la conservación y humedad de la existencia de calientes de gas.
7. Para el funcionamiento de un tubo de construcción es similar un tubo de un tubo de calientes.

3.6.2 Gases a temperaturas elevadas

Si la corriente de calientes de gas se encuentra a una temperatura elevada, entonces el primer producto del absorberes será calientes y un primer indicio de enfriamiento de calientes que el gas se calientes por la solución absorberes calientes que con o sin reactivo calientes. El enfriamiento se realiza por el calientes del agua dentro de la corriente de gas calientes que la temperatura del agua y el gas calientes los calientes. Este tubo calientes de calientes generalmente la calientes calientes en una gran parte del calientes de un tubo calientes de calientes preliminar. Este tubo tiene una calientes.

1. Reducir volumen del gas calientes en calientes calientes. Factores que los absorberes son calientes calientes. El reducir su volumen significa reducir el calientes del calientes.

2. Finalmente la evaporación en columnas de absorción donde se realiza la mezcla del vapor de agua con el gas para ser absorbido por el líquido absorbente, para ser eliminado posteriormente.
3. El proceso de absorción puede ser tanto del orden de la columna de absorción como del orden de la columna de evaporación, lo que puede utilizarse para realizar la absorción de gas por líquido, con el propósito de separarlo de la mezcla gaseosa en estos casos.
4. En el caso de ciertos procedimientos, la saturación de los gases se da por un proceso de absorción de los gases en el líquido.

3.6.3 Tipos de Lavadores Húmedos de gas

Existen básicamente 2 tipos de Lavadores Húmedos: el de Baja Energía y el de Alta Energía. En el tipo de Baja Energía se encuentran los lavadores con bocanillas rotatorias, con platos perforados y de tipo empujados mientras que en los de Alta Energía se encuentran los venturi.

3.6.3 a) Lavadores de Baja Energía

Los lavadores de baja energía son sencillos. En estos lavadores el contacto de la corriente de gas y la solución absorbente se realiza por la oscilación de la solución dentro de la corriente de gas a través de la bocanilla de la cámara. Frecuentemente al gas y la solución secciona en flujos alternados para, más es con el fin de incrementar la relación de absorción. Estos lavadores son esencialmente dispositivos con uno o dos platos de

espreas (Figura No.6).

Torres empacadas. En ellas el íntimo contacto se lleva a cabo fluyendo el líquido y el gas a través de alguna variedad de empaque sólido. El empaque puede tener muchas formas y tamaños, y además ser móvil o fijo (Figuras No.7 y 8).

Comúnmente el gas y la solución entran a contracorriente, aunque en algunos casos puede fluir la solución transversalmente (Figura No.9).

En general las torres empacadas operan a una caída de presión moderada (entre 0.3 y 4 pulg H₂O) y a una variación de flujo másico de gas por unidad de área transversal de flujo entre 200 y 2000 lb/h-pie², y flujo másico de líquido por unidad de área transversal de flujo entre 1250 y 14000 lb/h-pie². Sin embargo se puede hacer uso de ecuaciones semi-empíricas dadas por fabricantes del tipo $\Delta P = A_0 10^{B_0 L}$ (G_m²/g), donde A₀ y B₀ son constantes específicas para cada tipo de empaque, tal y como se muestra en la Tabla 11 del Anexo 9.3.

Tipo centrífugo húmedo o ciclónico. La solución se introduce por medio de un tubo rociador colocado en el centro del lavador, al mismo tiempo el gas entra por la parte inferior y asciende (Figura No.10).

Tipo orificio. En ellas el flujo de gas se pone en contacto con una extensión de líquido mediante un paso restringido (Figura No.11).

Tipo dinámico húmedo. El líquido se almacena en un ventilador y es rociado hacia el centro del mismo. Las

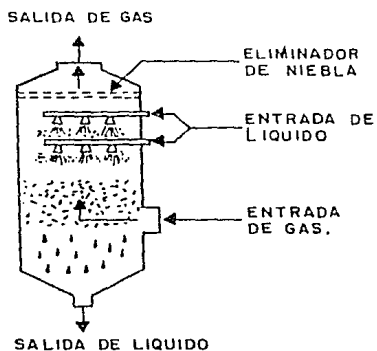


FIG. No. 6 TORRE ABIERTA CON BOQUILLAS.

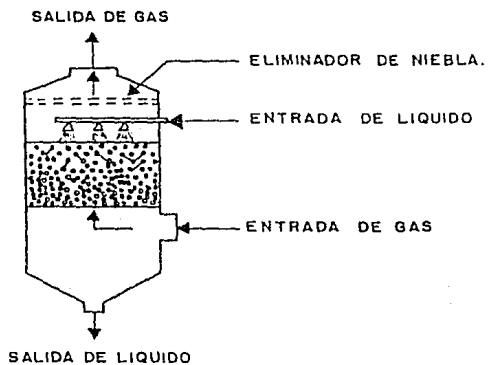
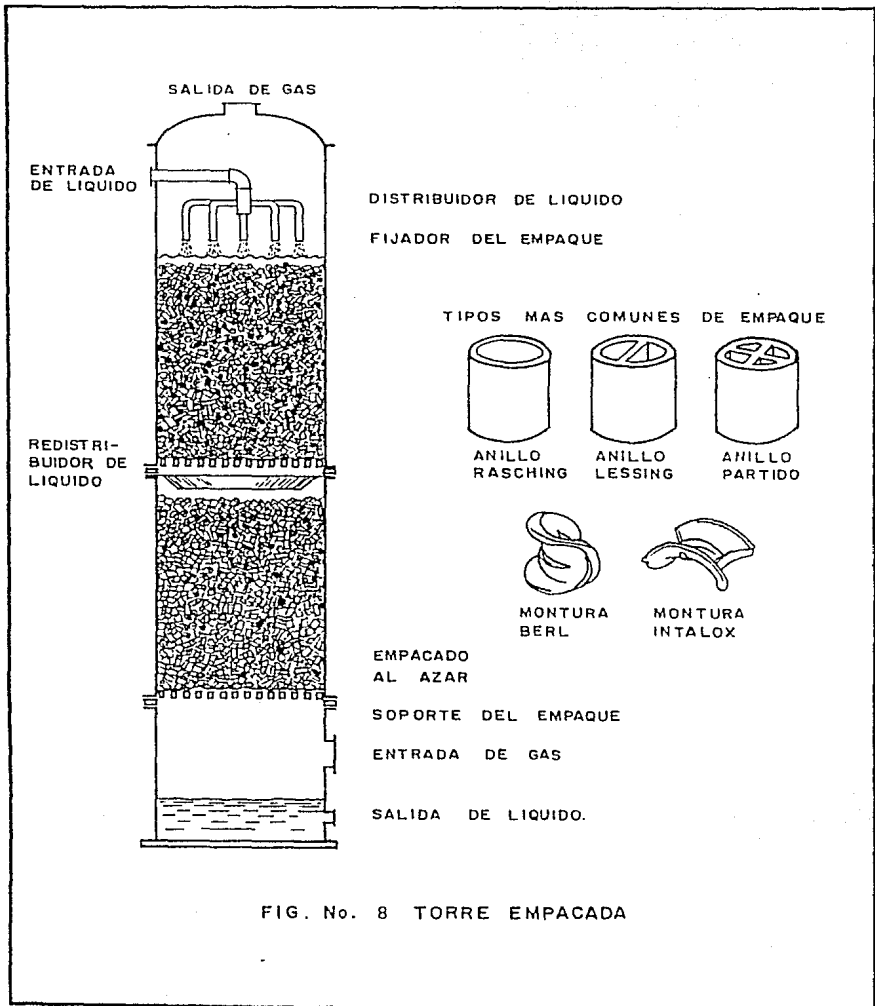


FIG. No. 7 TORRE DE LECHO FLUIDIZADO.



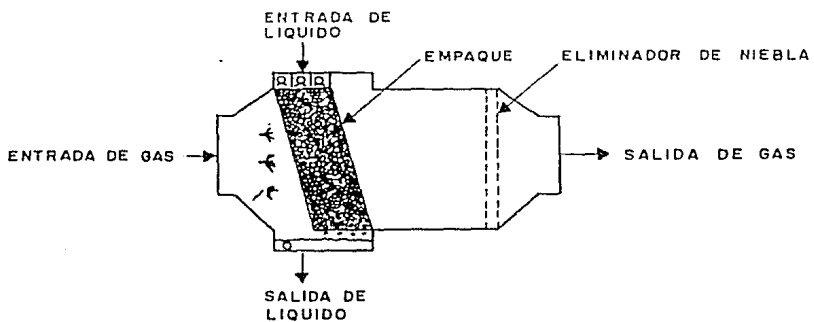


FIG. No. 9 LAVADOR DE FLUJO TRANSVERSAL.

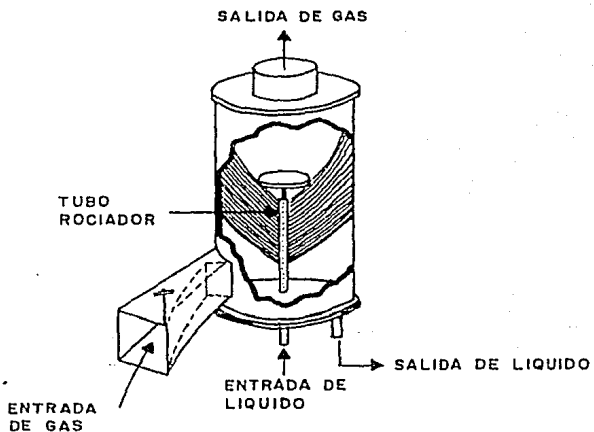


FIG. No.10 LAVADOR CENTRIFUGO HUMEDO.

partículas de polvo precipitan sobre la superficie húmeda del impulsor, el cual tiene una forma específica (Figura No.12).

Torre de platos. La solución se introduce en la parte superior de la torre y cae sobre un plato, fluye a través de él y cae por gravedad a otro plato. Esta secuencia de etapas se repite tanto como sea necesario. Simultáneamente el gas asciende a través de la torre por unas perforaciones o borboteadores practicados en el plato, y burbujea hacia arriba (Figura No.13).

Eliminadores de niebla

A una velocidad alta del gas que esté íntimamente mezclado con el líquido, el gas contendrá gotitas de dicho líquido que serán arrastradas en la corriente gaseosa. Este arrastre de líquido se conoce como "niebla de solución", la cual debe minimizarse para que no baje la eficiencia de la absorción, se prevenga la contaminación ambiental y se reduzca el gasto de agua y del reactivo.

Hasta la fecha se han desarrollado un gran número de eliminadores de niebla, pero todos ellos caen en una de las siguientes categorías:

- Separadores de rejillas aleteadas. Emplean aletas de curvatura en forma de "S", cuando los gases pasan entre ellos las gotitas de líquido chocan contra su superficie uniéndose y caen por gravedad al fondo del lavador (Figura No.14).

- Separadores con empaque o relleno. Su funcionamiento es el mismo que en los de aletas, sólo que su configuración

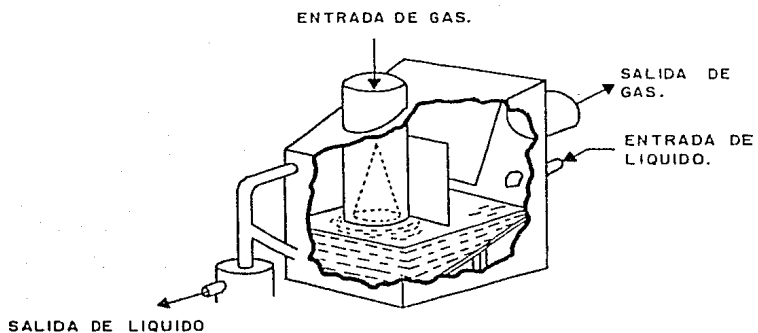


FIG. No.11 LAVADOR DE ORIFICIO

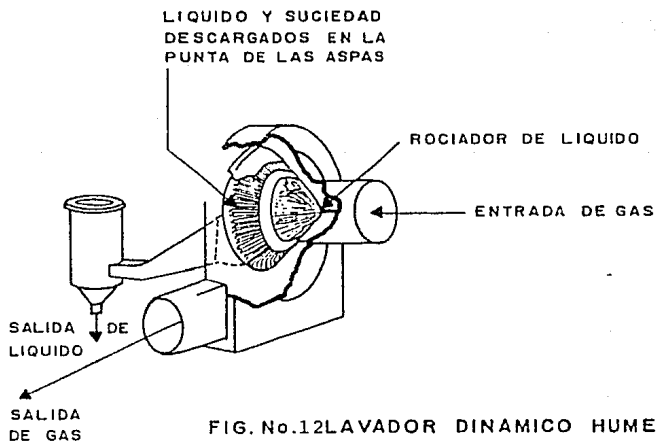


FIG. No.12 LAVADOR DINAMICO HUMEDO

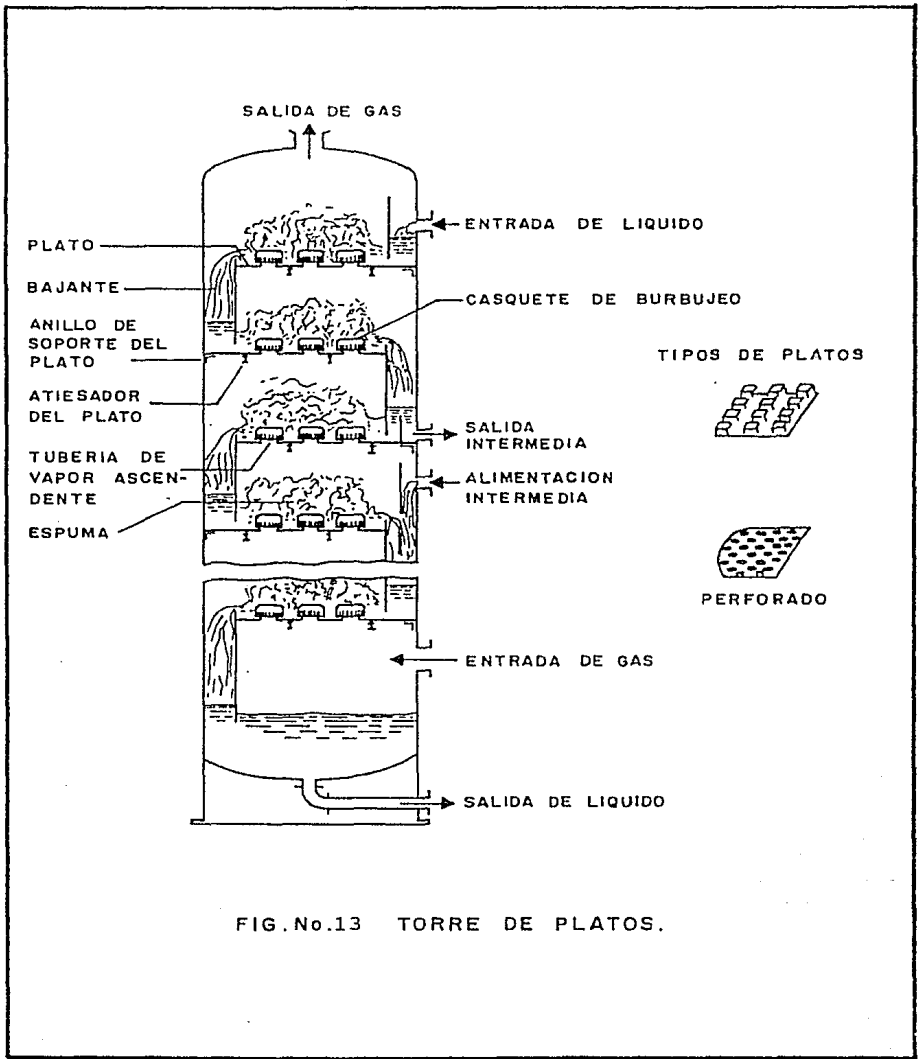


FIG.No.13 TORRE DE PLATOS.

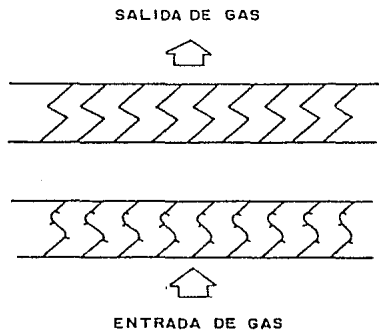


FIG. No. 14 SEPARADOR TIPO SARDINETA Ó "S"

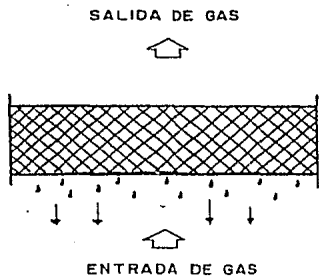


FIG. No. 15 SEPARADOR CON
EMPAQUE

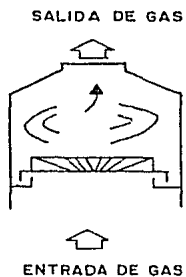


FIG. No. 16 SEPARADOR
CENTRIFUGO

es diferente. Consisten de una "malla tejida" que provee la superficie de choque para las gotitas de liquido arrastradas. Puesto que sus intersticios son pequeños, tienden a ser colectores efectivos; pero pueden tambien estar sujetos a cierre y obturación, con lo cual aumentaran la caída de presión (Figura No.15).

- Separadores centrifugos. El gas es arremolinado a través de una serie de aletas curvas, las cuales imparten un movimiento de remolino o ciclónico. Las gotitas contenidas en el gas son consecuentemente arrojadas hacia afuera del separador donde caen despues por gravedad (Figura No.16).

La experiencia indica que la sección del separador en una torre lavadora de Baja Energia, puede causar problemas si no se diseña bien para su aplicación. Si se forman sólidos que precipiten en la solución absorbidora será necesario asegurarse que no se depositen en los estrechos pasajes de un separador, puesto que bloquearia y provocaria un paro a la entrada del lavador.

3.6.3 b) Lavadores de Alta Energia

Los Lavadores de Alta Energia son más comúnmente conocidos como "Lavadores de Venturi". Se utiliza un venturi tanto para el mezclado interno de polvos y liquido absorbedor, como para imprimir altas velocidades de gas (150-400 pies/seg) en las corrientes de liquido inyectado. Los principales son:

Venturi seco o húmedo. En el venturi seco el liquido absorbedor es inyectado transversalmente a la sección de

entrada de gas, permitiendo a la sección convergente, directamente arriba, estar seca (Figura No.17). Por el contrario, en el venturi húmedo la corriente de líquido es introducida en la parte de arriba de la sección convergente, y el gas sucio de entrada golpea sobre una película de líquido fluyendo (Figura No.18).

Venturi de disco inundado. El líquido absorbedor se introduce a través de un tubo desde la parte inferior y en el centro de un disco rotatorio, y fluye hacia afuera. Esta acción causa la colección de partículas y gases contaminantes (Figura No.19).

Venturi eyector. El líquido se introduce bajo presión a la sección convergente, a través de una boquilla rociadora y el gas entra transversalmente a esta sección (Figura No. 20).

3.6.4 Criterios de selección

a) Las torres abiertas con espumas y las ciclónicas son usadas para remover partículas en el rango de 2 a 3 micras de diámetro o de largo. Cuando la relación de gas a líquido es grande, son unos aparatos muy efectivos para la absorción de gas.

b) El principal uso de torres empacadas es en absorción de gas, más bien que para remover partículas, aún cuando también pueden capturar partículas pequeñas menores de 2 micras de diámetro. Puesto que las vías de paso entre los elementos de empaque están comúnmente limitados en diámetro, estas torres son vulnerables a la obturación, especialmente si las partículas de carga son grandes o si se forman

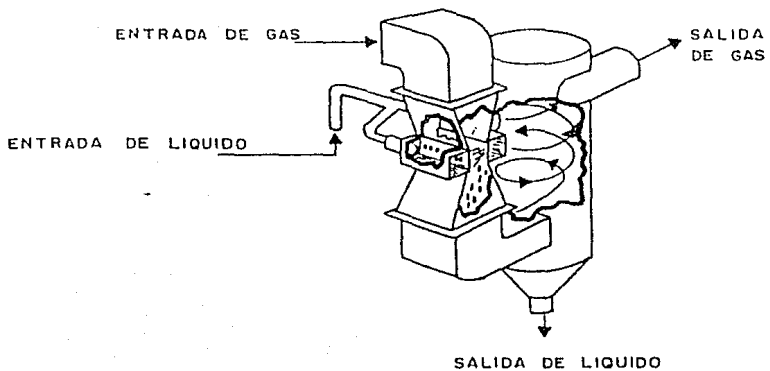


FIG. No.17 VENTURI SECO

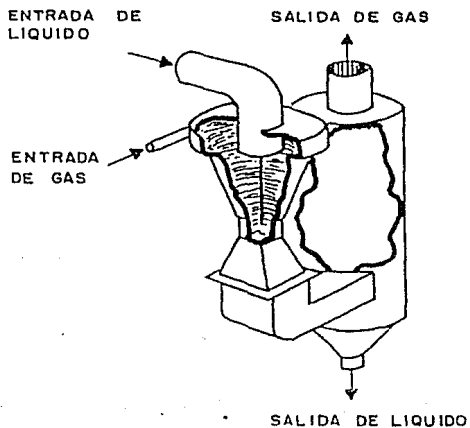


FIG. No.18 VENTURI HUMEDO

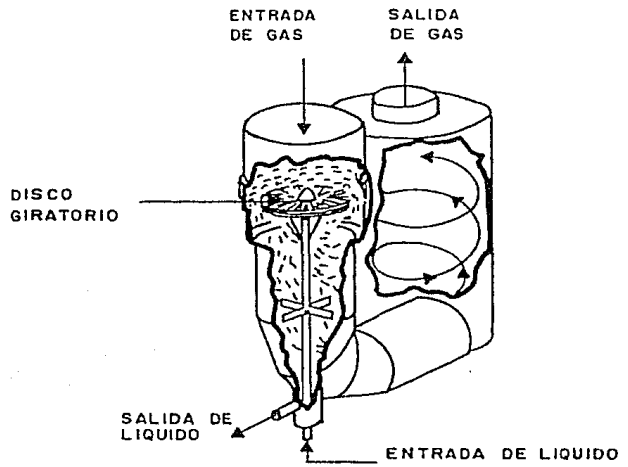


FIG. No.19 VENTURI DE DISCO INUNDADO

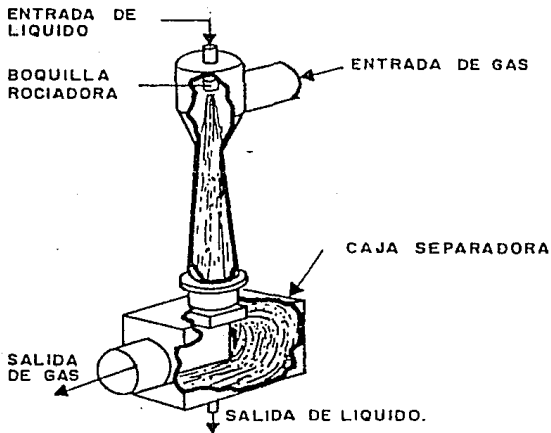


FIG. No.20 VENTURI EYECTOR

precipitados durante el proceso de absorción. Entran también en este criterio de selección las torres de lecho inundado, sólo que en estas disminuye el riesgo de obturación debido al constante movimiento del empaque.

c) Las torres de orificio y tipo dinámico húmedo se utilizan para remover partículas de 1 a 10 micras de diámetro más que para absorción de gases.

d) Las torres de platos son efectivas para remover contaminantes, partículas y gases. Las partículas pueden ser tan pequeñas como 1 o 2 micras de diámetro. Sus desventajas son: una caída de presión bastante alta (1 a 4 pulg. H_2O por plato) y su obturación cuando se forman precipitados durante el proceso de absorción.

e) Los lavadores tipo venturi en general son capaces de remover partículas de muy pequeños tamaños (de 0.1 a 1 micras de diámetro); en adición a esto también son buenos absorbedores de gases contaminantes. Esto es debido a que se forman infinidad de gotitas que aumentan el área superficial o superficie de contacto entre el gas y el líquido, lo cual es un requerimiento para una efectiva absorción de gas. Una desventaja, en algunas aplicaciones de gas, es el hecho de que el tiempo de contacto entre el líquido y el gas es relativamente corto. Por lo tanto, si se requiere un tiempo de contacto largo, como cuando se realiza una reacción química, es más aconsejable alguna otra torre semejante como lecho empacado o lecho fluidizado, donde los tiempos de contacto son más largos.

3.6.5 Materiales de construcción de los Lavadores Húmedos

Los equipos Lavadores Húmedos pueden ser construidos de muchos materiales. La selección de estos materiales depende básicamente de la temperatura y corrosividad del gas saturado.

En los casos en donde ni la temperatura, ni la corrosividad son consideraciones especiales, el lavador es generalmente de acero al carbón. Cuando se manejan gases conteniendo componentes de azufre, se recomienda utilizar algún tipo de acero inoxidable, o acero al carbón revestido de hule. Para mezclas de gas que contengan cloro, siempre y cuando la temperatura sea suficientemente baja, el lavador puede ser fabricado de poliester reforzado con fibra de vidrio o époxiidos; de algunos plásticos; o acero al carbón revestido con estos materiales.

3.6.6 Costos de equipos lavadores

En relación a costos de lavadores de gas, se puede decir que en general los tipos de Alta Energía son más costosos que los de Baja Energía. En la Tabla 12 se encuentran enlistados los costos relativos de equipo e instalación para varios lavadores de acero al carbón. Se tiene además que para cualquier lavador, a menor volumen mas alto costo por pie³ de gas tratado.

T A B L A 12

COSTO RELATIVO DE EQUIPO E INSTALACION

Tipo de Lavador	Costo relativo	
	Equipo	Instalacion
Torres abiertas y empacadas	1.0	0.83
Colectores centrifugos y Lecho inundado	1.0 a 1.83	0.83 a 1.66
Orificio	1.33	1.66 a 2.5
Venturi	0.83 +	-----

+ Para unidades manejando más de 25000 pies³/min

C A P I T U L O 4

DISERIO Y CALCULO DE UN SISTEMA DE ABSORCION EXPERIMENTAL

4.1 Balance de materia en la cámara de combustión

Como ya se dijo en la sección 2.4.2, se realizaron pruebas a nivel planta piloto para la eliminación por medio de combustión del H_2S contenido en los G.I. arrojados por las chimeneas de los condensadores de Frío. paso. Para realizar la combustión se utilizó aire y el propano como agente promotor.

Se efectuaron mediciones de los gases de salida para conocer el contenido de H_2S , utilizando tarjetas colorimétricas patentadas que detectan el H_2S en el ambiente mediante la reacción química del gas con un compuesto de plomo del cual están impregnadas, formándose sulfuro de plomo (PbS) o algún compuesto similar, el que da una intensidad de color proporcional a su concentración, permitiendo a la carta de color que se incluye en las tarjetas detectoras, medir concentraciones desde 0.03 ppm.

En la exposición de los detectores de H_2S al efluente de la cámara de combustión, no se detectó H_2S ; por lo que de existir estaría en cantidades menores a las 0.03 ppm, esto para fines prácticos significa que la combustión fue completa.

Tomando como base lo anterior se realizó un balance de materia en la cámara de combustión para conocer las cantidades que se obtienen de cada uno de los componentes

gaseosa de la mezcla. Para ello se consideraron los datos mencionados en la sección 2.4.2 y 2.4.4, los cuales son:

Cantidad de G.I. a la entrada : 7859 g/h
 Temperatura de G.I. : 28°C
 Presión de G.I. : 3.04 atm
 Peso molecular promedio de G.I. : 37.3212 g/g-mol
 Cantidad de propano utilizado : 25 g/h
 Temperatura de propano : 27°C
 Presión de propano : 1.03 atm

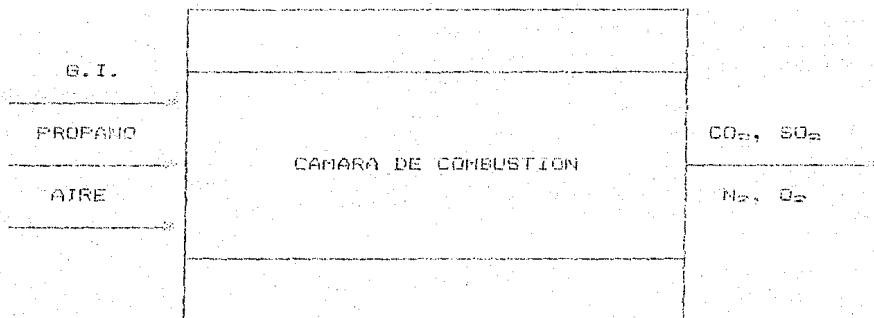
Análisis de G.I.	
Compuesto	% en peso
H ₂ S	2.45
CH ₄	0.11467
CO ₂	61.70
N ₂	27.4613
O ₂	8.264

La cantidad de aire que se desea utilizar es la estequiométrica más un 15 % de exceso. Este exceso es menor que el obtenido de las pruebas experimentales (32 % de exceso); solo que para realizar el balance de materia se utilizará el 15 % debido a que se tiene planeado llegar a utilizar esa cantidad en pruebas posteriores, manteniendo mayor flujo de gases (sección 2.4.3).

En la figura siguiente se presenta esquemáticamente el sistema a considerar para el balance; adicionalmente para realizar la secuencia de cálculo del balance de materia de

requiere conocer:

- Cantidad de cada uno de los gases a la entrada de la cámara de combustión
- Reacciones de combustión
- Cantidad de aire necesario más el 15 % de exceso
- Cantidad y porcentaje en peso de los gases contenidos de la combustión

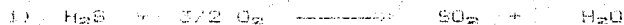


A continuación se detalla la información que cubre cada uno de los puntos anteriores:

- Cantidad de cada uno de los gases a la entrada de la cámara de combustión

Cantidad de H ₂ S	= (7859) (0.0245)	= 192.545 g/h
Cantidad de CH ₄	= (7859) (0.0011467)	= 9.012 g/h
Cantidad de CO ₂	= (7859) (0.617)	= 4848.045 g/h
Cantidad de N ₂	= (7859) (0.274513)	= 2158.200 g/h
Cantidad de O ₂	= (7859) (0.08264)	= 647.467 g/h
Cantidad de C ₂ H ₆	= condición de oper.	= 85.000 g/h

b) Reacciones de combustión



c) Cantidad de aire necesario más el 15 % de exceso

Peso molecular H_2S = 34.00 g/g-mol

Peso molecular O_2 = 32.00 g/g-mol

Peso molecular C_3H_8 = 44.00 g/g-mol

Peso molecular aire = 28.84 g/g-mol

Oxígeno necesario para la reacción 1)

$$(192.545) (48) / 34 = 271.828 \text{ g/h}$$

Oxígeno necesario para la reacción 2)

$$(9.012) (64) / 16 = 36.048 \text{ g/h}$$

Oxígeno necesario para la reacción 3)

$$(85) (160) / 44 = 309.100 \text{ g/h}$$

Oxígeno necesario para la combustión

$$271.83 + 36.05 + 309.1 = 616.98 \text{ g/h}$$

Área necesaria para la combustión

$$(616.98) (100) / (21) (32/28.84) = 2647.87 \text{ g/h}$$

Área necesario + 15 % de exceso

$$(2647.87) (1.15) = 3045.05 \text{ g/h}$$

d) Cantidad y porcentaje en peso de los gases obtenidos de la combustión

Nitrógeno que entra = Nitrógeno que sale
a la combustión de la combustión

Nitrógeno que sale de la combustión

$$2158.2 + (3045.05) (0.79) (28/28.84) = 4493.72 \text{ g/h}$$

Oxígeno que sale de la combustión

$$(3045.05) (0.21) (32/28.84) + 454.4 - 616.98 = 733.95 \text{ g/h}$$

SO₂ que se obtiene de la combustión

$$(192.548) (64) / 32 = 362.44 \text{ g/h}$$

CO₂ que se obtiene de la reacción 2)

$$(9.012) (44) / 16 = 24.78 \text{ g/h}$$

CO₂ que se obtiene de la reacción 3)

$$(85) (132) / 44 = 255 \text{ g/h}$$

CO₂ que se obtiene de la combustión

$$4849 + 379.783 = 5128.78 \text{ g/h}$$

H₂O que se obtiene de la reacción 1)

$$(192.545)(18)/34 = 101.93 \text{ g/h}$$

H₂O que se obtiene de la reacción 2)

$$(9.012)(36)/16 = 20.28 \text{ g/h}$$

H₂O que se obtiene de la reacción 3)

$$(85)(72)/44 = 139.1 \text{ g/h}$$

H₂O que se obtiene de la combustión

$$101.938 + 20.277 + 139.1 = 261.31 \text{ g/h}$$

Cantidad total de gases a la salida

$$\text{de la combustión} = 10985.2 \text{ g/h}$$

$$\% \text{ en peso SO}_2 = 362.44/10985.2 \times 100 = 3.30$$

$$\% \text{ en peso N}_2 = 4493.72/10985.2 \times 100 = 40.90$$

$$\% \text{ en peso CO}_2 = 5128.78/10985.2 \times 100 = 46.69$$

$$\% \text{ en peso O}_2 = 738.93/10985.2 \times 100 = 6.73$$

$$\% \text{ en peso H}_2\text{O} = 261.31/10985.2 \times 100 = 2.38$$

Siguiendo el procedimiento descrito y tomando como base los datos obtenidos experimentalmente, se realizaron balances de materia para diferentes cantidades de gases a la entrada de la cámara de combustión. Estas cantidades son: 400, 4500,

7 000 y 10 000 kg/h de G.I. Los resultados se dan en la Tabla 13. Se presentan estos resultados con proposito de escalarlos en los futuros a nivel industrial, lo cual no se contempla entre objetivos de este trabajo.

Como se indica en la seccion 2.4.3, se tiene planeada la experimentacion para la combustion de una mayor cantidad de gases, la cual es de 400 kg/h; los otros datos de la Tabla 13 se seleccionaron basándose en el conocimiento de que cada uno de los cuatro condensadores de 200. paso arroja aproximadamente 4 500 kg/h de G.I.

4.2 Enfriamiento de los gases a la salida de la combustion

En la seccion 2.4.4 se comentó sobre la posibilidad de utilizar los gases de salida de la combustion para precalentar los G.I. y el aire, lo que beneficiaria termodinamicamente al proceso de combustion con un consecuente ahorro de energia, por lo que el empleo de los G.I. para este fin es aconsejable puesto que su temperatura llegaria hasta 400°C.

Para fines de este trabajo se considerará que los gases obtenidos de la combustion se encuentran a 25°C, independientemente del metodo que se utilizará para enfriarlos hasta esa temperatura.

4.3 Diseño del equipo de absorción

Despues del enfriamiento de los gases de salida de la combustion, se desea eliminar el gas que causa la mayor

4) BALANZES DE MATERIA EN LA CÁMARA DE COMBUSTIÓN
PARA DIFERENTES FLUJOS DE G.T.

G.T. a la entrada de la cámara de combustión (kg/h):	17.257	400	450	4200	7000	15000
Aire estequiométrico para la com- bustión (kg/h):	8.54	149.5	168.2	1680.0	2763.5	5728.0
Aire estequiométrico + 15 % de exceso (kg/h):	7.64	172.0	193.6	1934.6	3157.0	7733.4
Agente promotor (propano) (kg/h):	1.918	43.0	48.7	457.0	975.4	1917.0
Gases a la salida de la cámara de combustión (kg/h):	25.527	575.1	648.1	6481.0	11915.0	25521.0
G.T. emitidos de agua (kg/h):	20.0	562.8	633.1	6331.0	11419.6	23325.0

5) ANÁLISIS DE LOS GASES OBTENIDOS DE LA COMBUSTIÓN

Compuesto	CO ₂	H ₂	O ₂	SO ₂	H ₂ O
% en peso	42.87	40.90	5.73	3.3	2.38

contaminación: el SO_2 , como se menciona en la sección 3.3, se hará esto por medio de su absorción en agua. En base al análisis de los criterios de selección del tipo de equipo de absorción, se tomó la decisión de que la absorción se llevaría a cabo dentro de una torre empacada de lecho fijo. Las razones de seleccionar este tipo de equipo son las siguientes:

- a) La mezcla de gases no contiene partículas sólidas.
- b) No se forman precipitados durante el proceso de absorción, con lo cual no existiera obturación de la torre.
- c) Bajos costos de equipo e instalación.
- d) El tiempo de contacto entre gas y líquido es relativamente grande, lo cual es necesario cuando se realiza una reacción química, siendo este el caso del sistema estudiado.
- e) Facilidad de manejo.
- f) Los ácidos y muchos otros materiales corrosivos pueden manejarse debido a que su construcción puede ser de carbón, cerámica u otros materiales resistentes.
- g) Bajos costos de mantenimiento.
- h) Aceptables consumos de energía.

4.3.1 Diseño de la torre para la absorción de un solo componente

Inicialmente, para diseñar la torre empacada se supone que de la mezcla de gases, solo se absorbe el SO_2 en el agua. Sin embargo, más adelante (sección 4.3.2) se comprobará si esta suposición pueda tomarse como cierta.

El diseño de la torre absorbedora determinará:

- 1) Relación mínima de L/G necesaria para absorber el 95 % del SO_2 , siendo:

L' = flujo molar de líquido L en moles/h

G' = flujo molar de gas L en moles/h

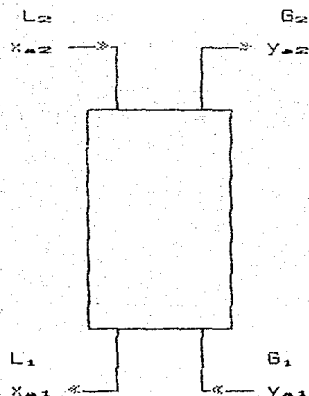
- 2) Concentración de SO_2 en líquido de salida.
- 3) Tipo y tamaño de empaque.
- 4) Diámetro de la torre.
- 5) Altura del empaque.

Para lo precedente se necesita conocer:

- a) Efluente gaseoso que alimenta a la torre.
- b) Concentración de la mezcla gaseosa a la entrada y a la salida de la torre.

La torre se diseñó para la cantidad máxima de flujo gaseoso al cual se desea experimentar. Esta cantidad es 25 kg/h de gases obtenidos de la combustión de 17.767 kg/h de G.I. En el capítulo 5 se explica con más detalle cuales son las condiciones con las que se experimentó para obtener los coeficientes de transferencia de masa.

Un esquema del equipo de absorción se muestra en la siguiente figura: en la cual se identifican las corrientes y concentraciones de entrada y salida:



Para conocer la concentración de SO_2 en el gas de entrada (y_{A1}) se utilizan los datos obtenidos en la sección 4.1. Debido a que la mezcla gaseosa va a ser enfriada hasta una temperatura de aproximadamente $25^\circ C$, el contenido de vapor de agua se condensará, por lo cual será posible su eliminación y así se considerará. El análisis de la mezcla gaseosa exenta de agua es el siguiente:

Compuesto	% en peso	Cantidad (kg/h)	No. de moles	Fracción mol
CO_2	47.93	11.957	271.75	0.3812
N_2	41.90	10.475	374.11	0.5248
O_2	6.89	1.722	53.81	0.0755
SO_2	3.39	<u>0.845</u>	<u>13.2</u>	<u>0.0165</u>
		24.999	712.67	

Se desea absorber el 95 % del SO_2 en el agua; si entran 0.845 kg/h se absorberán 0.803 kg/h. Con esto se tiene a la salida de la torre:

Compuesto	% en peso	Cantidad (kg/h)	No. de moles	Fraccion mol
CO ₂	49.417	11.9570	271.750	0.38500
N ₂	45.292	10.4780	374.110	0.53420
O ₂	7.117	1.7229	53.810	0.07880
SO ₂	0.174	<u>0.0422</u>	<u>0.659</u>	0.00094
		24.196	700.329	

Condiciones iniciales y finales:

Gas de entrada (G₁) : 25 kg/h

Fraccion mol de SO₂ en gas de entrada (y₁) : 0.0183

Gas de salida (G₂) : 24.196 kg/h

Fraccion mol de SO₂ en gas de salida (y₂) : 0.00094

Como el SO₂ es un gas medianamente soluble en agua y se tiene en baja concentracion, se puede utilizar la Ley de Henry para obtener la curva de equilibrio (condiciones ideales, que corresponden a la minima cantidad de agua para realizar la absorcion, del SO₂ en el transcurso de la absorcion):

$$p_a = H x_a$$

donde: p_a = fraccion mol del SO₂ en la fase gaseosa

x_a = fraccion mol del SO₂ en la fase liquida

H = constante de la Ley de Henry,

atm/fraccion mol del SO₂ en la solucion

La constante de la Ley de Henry se obtiene de la Figura No.5 (seccion 3.3). Para 25°C y presion atmosferica (condiciones de operacion del sistema de absorcion), 1/H = 3 x 10⁻² fraccion mol/atm; de donde:

$H = 35.3$ atm/fracción mol del SO_2 en la solución

La curva de equilibrio por lo tanto es:

$$p_a = 35.3 x_a$$

En base a esta ecuación se puede graficar la curva de equilibrio con los siguientes datos:

0.0009	0.000027	0.007	0.00021	0.014	0.00042
0.001	0.00003	0.008	0.00024	0.015	0.00045
0.002	0.00006	0.009	0.00027	0.016	0.00048
0.003	0.00009	0.010	0.00030	0.017	0.00051
0.004	0.00012	0.011	0.00033	0.018	0.00054
0.005	0.00015	0.012	0.00036	0.019	0.00057
0.006	0.00018	0.013	0.00039	0.020	0.00060

La grafica se representa en la Figura No.21.

Para conocer la relación de L'/G' es necesario realizar un balance de materia en la torre, el cual lleva a la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} (L'/G')_{\min} &= (y_{a1} - y_{a2}) / (x_{a1})_{\max} - x_{a2} \\ &= (p_{a1} - p_{a2}) / (x_{a1})_{\max} - x_{a2} \end{aligned}$$

donde: $(x_{a1})_{\max} = y_{a1}/H =$ máxima concentración del SO_2 en la solución a la salida de la torre (concentración de saturación).

$x_{a2} = 0 =$ fracción mol del SO_2 en liquido de entrada.

$L' =$ Flujo molar de liquido [$=$] moles/h

$G' =$ Flujo molar de gas [$=$] moles/h

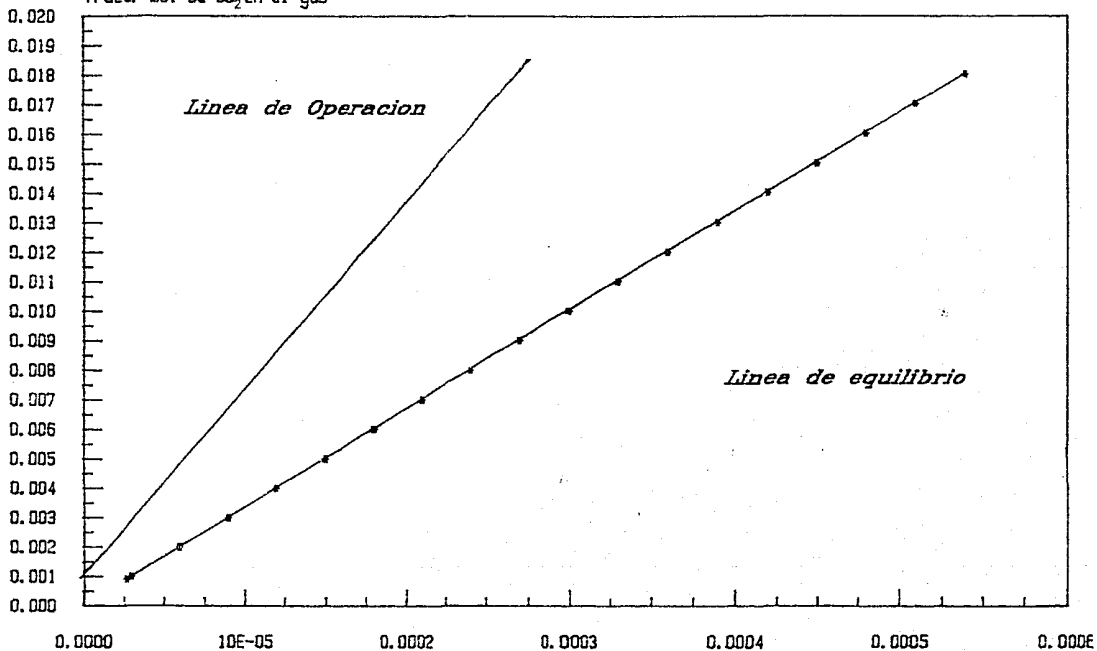
$H = 35.3$ atm/fracción mol del SO_2 en la solución.

CURVA DE EQUILIBRIO Y LINEA DE OPERACION

SISTEMA DE ABSORCION DEL SO_2 EN AGUA

fracc. mol de SO_2 en el gas

FIGURA No. 21



fracc. mol de SO_2 en el liq

En este caso la presión total de la mezcla gaseosa es 1 atm, por lo cual la presión parcial del soluto correspondiente a su fracción mol Q sea:

$$P_{Q1} = y_{Q1} P = 0.018559 = \text{fracción mol del } SO_2 \text{ en gas de entrada}$$

$$P_{Q2} = y_{Q2} P = 0.00094 = \text{fracción mol del } SO_2 \text{ en gas de salida}$$

Por lo tanto:

$$(x_{Q1})_{\text{max}} = 0.0185/37.3 = 0.0005555$$

$$(L/V)_{\text{min}} = (0.0185 - 0.00094)/0.000555$$

$$(L/V)_{\text{min}} = 31.611 \text{ moles de fase líquida} \\ \text{moles de fase gaseosa}$$

La relación molar líquido/gas, según algunos autores, debe ser mayor que la mínima de un 25 a 100 por ciento y puede llegarse a ella por cálculos económicos (20). Puesto que en este caso se dispone de suficiente agua y se requiere absorber el 95 % del contenido del SO_2 en el gas, se utilizará una relación líquido/gas 100 % mayor que la mínima. De lo anterior:

$$(L/V)_{\text{real}} = (31.611)(2)$$

$$(L/V)_{\text{real}} = 63.222 \text{ moles de fase líquida} \\ \text{moles de fase gaseosa}$$

y

$$x_{Q1} = \text{fracción mol de } SO_2 \text{ en la solución de salida.}$$

$$K_{L1} = 0.0000277751$$

Para el cálculo del diámetro de la torre se utilizaron las bien conocidas correlaciones de Eckert, representadas en una gráfica (27), en la cual en el eje de las abscisas se encuentran:

$$(L_G/G_G) (G_G/G_L)^{0.7} \text{ ----- 1)}$$

y en el de las ordenadas:

$$G_G^2 F_G \mu_L^{0.2} / G_G G_L g \text{ ----- 2)}$$

donde: G_G = flujo molar de gas por unidad de área transversal de flujo (lb/(h)(pie²))

L_G = flujo molar de líquido por unidad de área transversal de flujo (lb/(h)(pie²))

F_G = factor del empaque = a/ϵ (1/pie)

μ_L = viscosidad del líquido (lb cp)

G_G = densidad del gas (lb/lc-pie³)

g = aceleración de la gravedad (32.17 x 10⁸ pie/seg²)

ϵ = fracción en volumen de los huecos (1 pie³/pie³ de espacio total)

a = superficie específica del empaque (1 pie²/pie³)

Antes que el diseño y experimentación a nivel planta piloto de una torre de absorción con el propósito de escalafante, se debe cumplir con dos limitaciones prácticas con respecto al diámetro del empaque (6). Primera, si el diámetro del empaque en la torre a nivel planta piloto es pequeño, entonces los efectos de transferencia superficial serán grandes; con lo cual la relación entre eficiencias y

circunferencia axial no para el mismo para espesores más grandes.

En las aplicaciones de Bingham y Higgins las curvas de absorción de gases, muestran que si la eficiencia de una torre experimental es para ser recibida, cuantitativamente, en un escape no deberá ser menor que 1.3 pulgadas de diámetro y preferentemente no menor de 1.4 de pulgadas. Si la relación de diámetro de la torre a diámetro del escape es 3, se acepta como la mínima permitida sin excesivos efectos de canalización, entonces la torre experimental deberá ser de 4 pulgadas de diámetro y escape de 1.4 de pulgadas. Algunas autoridades como Baker, Chilton y Vernon son recomendadas para anillos como escape una relación no menor de 10:1.

La segunda consideración para el diseño, es que tanto el escape del acero como del prototipo deben estar humedecidos adecuadamente sin estar inundados. Morris y Jackson se encuentran las siguientes relaciones mínimas de humedecimiento:

Para anillos de diámetro mayor de 3 pulgadas:

$$L_{w}/a = 1.3 \text{ pie}^2/\text{pie}^2$$

Para anillos de diámetro menor de 3 pulgadas:

$$L_{w}/a = 0.65 \text{ pie}^2/\text{pie}^2$$

donde: L_w = flujo volumétrico de líquido por unidad de área transversal de flujo

$$L_w = Q/\pi r^2, \text{ (h) (pie}^2\text{)}$$

a = superficie específica del escape

$$a = \pi d/\text{pie}^2$$

La primera limitación es la que por ahora se debe cumplir. De ella se deduce que se pueden utilizar diámetros de empaque de 1.2, 1.4 y 1 pulgada. Los otros se rechazan tal vez, para 1.2 pulgada efectos de tensión superficial y con 1 pulgada efectos de pared. Los efectos de tensión superficial se pueden disminuir aumentando el tamaño del empaque y los efectos de pared colocando redistribuidores de líquido.

Para la torre experimental se utilizó material y equipo disponibles en la localidad, tratando por supuesto de cumplir con las limitaciones de experimentación y escalamiento. Además de esto se basa en los estudios experimentales realizados por Vivian y Whitney (11), los cuales trataban en la absorción de SO_2 en gas a algunas concentraciones en el gas; así como en factores económicos, de operación y ómnicos, concluyéndose en utilizar como empaque anillos Raschig de 1 pulgada de diámetro.

Habiéndose seleccionado el empaque se procedió a obtener el diámetro de la torre, utilizando las ecuaciones (1 y 2).

Para una temperatura de 77°F (25°C) se tiene que (7):

$$G_L = 42.24 \text{ lb/ft}^2$$

$$M = 0.88 \text{ cc}$$

La densidad de la mezcla gaseosa se calculó por medio de la Ley de los Gases Ideales:

$$\rho_g = P / R T$$

donde: P = peso molecular promedio de la mezcla gaseosa

P = presión de operación = 1 atm.

R = constante de los gases = 10.72 lb-mol⁻¹ ft³ / lbmole °R

T = temperatura de los gases = 228 °R (25 °C)

$$R = \sum_{i=1}^n y_i R_i = \sum_{i=1}^n y_i (R/M_i) = R \sum_{i=1}^n (y_i/M_i) = R/M$$

donde: y_i = fracción mol

M = peso molecular

$$R = (0.5148)(28) + (0.0755)(32) + (0.0165)(64) + (0.3932)(84)$$

$$R = 35.0672$$

$$e_a = (35.0672/10) - (0.052)(228) = 1.425 \text{ g/l}$$

$$e_a = 1.425 \text{ g/l} \times 28.316 \text{ lb/lbm} \times 10^{-3} = 0.0889 \text{ lb/ft}^3$$

$$e_a = 0.0889 \text{ lb/ft}^3$$

Sustituyendo valores en la ecuación 13

$$(L_w/S_w)(e_a/e_s)^{0.75} = 1.63(228)(18/74) - [(35.0672/10) - (0.0889)(22.24)]^{0.75}$$

$$(L_w/S_w)(e_a/e_s)^{0.75} = 1.126$$

Con este valor se entra a la grafica (DB) y se encuentra el valor de la ordenada en condiciones de inundación:

$$G_{min}^{0.75} e_s^{0.75} / e_a^{0.75} = 0.016$$

donde: G_{min} = flujo masico de gas por unidad de superficie en el punto de inundación, lb/(h² ft²)

Para anillos raschig de ceramica y 1 pulgada de diámetro

tro se tiene que 171 :

$$P_1 = 155 \text{ pie}^2$$

sustituyendo valores y despejando para G_{11}

$$G_{11} = \left[(0.018) (4.17 \times 10^6) (0.6682) (2.24) + (155) (0.28)^{1.71} \right]^{0.5}$$

$$G_{11} = 524.05 \text{ lb/h (pie}^2)$$

Este gasto determina el diámetro mínimo posible de la torre, y el diámetro usual se hace para el 50 % de la velocidad de inundación. Por lo tanto,

$$G_u = (G_{11}) (0.50) = (524.05) (0.5) = 262.03 \text{ lb/h (pie}^2)$$

Si se sabe que $G_u = G/A$

donde: $G_u = 25 \text{ kg/h} =$ flujo máximo de gas a la entrada de la torre

$A =$ área de la sección transversal de la torre, m^2

despejando y sustituyendo valores para calcular el área

$$A = G_u/G_u = 25 \text{ kg/h} (2.2 \text{ lb}) = 262.03 \text{ lb/h (pie}^2)$$

$$A = 0.21 \text{ pie}^2$$

Para obtener el diámetro de la torre (D):

$$D = (4A/\pi)^{0.5} = [(4)(0.21)/\pi]^{0.5} = 0.517 \text{ pie}$$

$$D = 5.2 \text{ pulgadas}$$

La relación entre el diámetro de la torre y el tamaño del empaque se define en función de la altura disponible (H). Sin embargo se utilizará el diámetro recomendado de 9 pulgadas.

Recalculando valores se tiene que para un tubo de 9 pulgadas de acero y coclea de su diámetro interior (DI) será de 7.825 pulgadas. Por lo tanto el área real de la sección transversal de la torre será:

$$A = \pi D_i^2 / 4 = \pi (7.825)^2 / 4 = 48.031 \text{ pie}^2$$

$$G_s = G/A = (25)(1.2) / 48.031 = 1.25 \text{ lb/(h) (pie}^2)$$

Si $L/G_s = (L/G) \cdot (1/G_s) = H$, entonces:

$$L = H \cdot G_s = (L/G) \cdot (1/G_s) \cdot (G_s) = H$$

Sustituyendo valores:

$$L = (63.222)(150)(1.25) = 11806.72$$

$$L = 5830.4 \text{ lb/(h) (pie}^2)$$

La L mínima empleada por algunos diseñadores es de 1500 lb/(h) (pie²) <17> por lo que el valor anterior se considera aceptable.

Por último resta determinar la altura de la sección del empaque. Para ello se tomará como base la ecuación general:

$$Z = N_{OG} \times H_{OG} = N_{OL} \times H_{OL}$$

donde: Z = altura de la sección empacada, pies

N_{OG} = número de unidades globales de transferencia de masa referido a la fase gaseosa.

H_{OG} = altura de una unidad global de transferencia de masa referida a la fase gaseosa, pies.

Para soluciones diluidas (1):

$$H_{OG} = (y_{A1} - y_{A2}) / K_y (y_A - y_A^{*})_{lm}$$

$$(y_A - y_A^{*})_{lm} = \frac{(y_{A1} - y_{A1}^{*}) - (y_{A2} - y_{A2}^{*})}{\ln \frac{(y_{A1} - y_{A1}^{*})}{(y_{A2} - y_{A2}^{*})}}$$

donde: y_{A1}^{*} = fracción mol del SO_2 que está en equilibrio con x_{A1} .

y_{A2}^{*} = fracción mol del SO_2 que está en equilibrio con x_{A2} .

$$y_{A1}^{*} = (33.3) (0.000277751) = 0.009244$$

$$y_{A2}^{*} = (33.3) (0) = 0$$

$$(y_A - y_A^{*})_{lm} = \frac{0.0135 - 0.009244}{\ln \frac{0.0135 - 0.009244}{0.00094}} = 0.0094$$

$$(y_A - y_A^{*})_{lm} = 0.00363$$

$$H_{OG} = (0.0135 - 0.00094) / (0.00363) = 4.537$$

Para el cálculo de la altura de la unidad de transferencia se usaran las siguientes ecuaciones (1):

$$H_{OG} = mV_G / (L_m) H_{OL} \quad H_{OL} = L_m / K_L a_{Lm}$$

donde: H_{OL} = altura de una unidad global de transferencia de masa referida a la fase líquida, pies.
 m = pendiente de la curva de equilibrio = H

L_w, G_w = flujos máxicos de líquido y gas por unidad

de superficie global de transferencia de masa
en base a la fase líquida, $lb/hr/ft^2$

Para conocer $K_L a$ se basará en la experimentación
realizada por Whitby y Vivian (31). Ellos estudiaron la
absorción del SO_2 en agua dentro de una torre de 3 pulgadas
de diámetro, equipada con anillos de cerámica de 1 pulgada y
con una altura del empaque de 2 pies. Los resultados los
expresaron referidos al coeficiente global de la película
líquida ($K_L a$). Los coeficientes de película individuales $k_{L1} a$
y $k_{G1} a$ los expresaron como función de las velocidades del gas
y del líquido, representadas por las ecuaciones siguientes
para una temperatura de operación de 50°F:

$$k_{L1} a = 0.045 L_w^{0.75} G_w^{0.25}$$

$$k_{G1} a = 0.0285 G_w^{0.75} L_w^{0.25}$$

y el coeficiente global de resistencia a la transferencia de
masa: $1/K_L a$

$$\frac{1}{K_L a} = \frac{1}{k_{L1} a} + \frac{H'}{k_{G1} a} \quad \text{-----} \quad 3)$$

donde: L_w, G_w = flujos máxicos de líquido y gas por unidad
de superficie, $lb/hr/ft^2$

H' = constante modificada de la Ley de Henry,
 $lb-mol/ft^3-atm$

a = superficie específica del empaque, ft^2/ft^3

Datos conocidos: $H' = 0.009 \text{ lb-mol}/ft^3\text{-atm}$ (30)

$a = H = 33.3 \text{ atm}/\text{fracción mol del } SO_2 \text{ en}$
la solución

$$G_m = 1713 \text{ lb/ft}^2 \text{ (pie}^2 \text{) (pie}^2 \text{)}$$

$$L_m = 5830.4 \text{ lb/ft}^2 \text{ (pie}^2 \text{)}$$

$$G_m = 1173.3 \text{ lb/ft}^2 \text{ (pie}^2 \text{)} \left(\frac{1 \text{ lb-mol}}{44 \text{ lb}} \right) \left(\frac{1 \text{ pie}^2}{144 \text{ in}^2} \right) = 0.026775 \text{ lb-mol/ft}^2 \text{ (pie}^2 \text{)}$$

$$L_m = 15830.4 \text{ lb/ft}^2 \text{ (pie}^2 \text{)} \left(\frac{1 \text{ lb-mol}}{18 \text{ lb}} \right) \left(\frac{1 \text{ pie}^2}{144 \text{ in}^2} \right) = 0.06128 \text{ lb-mol/ft}^2 \text{ (pie}^2 \text{)}$$

Substituyendo valores en la ecuacion (9).

$$\frac{K_L a}{K_L a + 0.05} = \frac{0.026775}{0.026775 + 0.05} \quad \frac{K_L a}{K_L a + 0.05} = 0.34755$$

$$K_L a = 0.053755 a \quad K_L a = 36.129$$

$K_L a$

$$\text{Hog} = 5830.4 / (36.129) (62.124) \quad \text{Hog} = 2.493 \text{ pie}$$

$$\text{Hog} = (13343) (0.948) (2.493) / (312.6) \quad \text{Hog} = 1.313 \text{ pie}$$

$$z = 4.837 + 1.313 = 6.151 \text{ pies} \quad z = 1.93 \text{ metros}$$

Dimensiones y condiciones de operacion de la torre de absorcion:

Gas de entrada (G_1)	: 25 kg/h
Frac. mol de SO_2 en gas de entrada (y_1)	: 0.0185
Gas de salida (G_2)	: 24.915 kg/h
Frac. mol de SO_2 en gas de salida (y_2)	: 0.0054
Agua de entrada (100% de humedad)	: 311.3 kg/h
Frac. mol de SO_2 en solucion de salida (x_2)	: 0.0002775
Tipo y diametro del empaque	: anillos raschig de 1 pulgada

Diámetro de la torre (d) : 0.2042 metros
(8 pulgadas)
Altura de la sección espesa (a) : 1.716 metros

Con las condiciones de operación en el fondo ($\gamma_1 = 0.0185$; $\alpha_1 = 0.0021775$) y en la parte superior de la torre ($\gamma_2 = 0.0094$; $\alpha_2 = 0$) se puede graficar la curva de operación, la cual se encuentra en la Figura No. 21.

4.3.2 Diseño de la torre para la absorción de multicomponentes

Se realizó un estudio sobre la absorción de multicomponentes en SO_2 , CO_2 y O_2 ; y se encontró que el CO_2 , el H_2 y el O_2 tienen solubilidades muy inferiores al SO_2 , aproximadamente 50, 1000 y 15000 veces menores respectivamente (ver Figura No. 21, por lo que se puede considerar que para una cantidad estadística de agua no se absorben significativamente, o al menos no en una cantidad apreciable con respecto al SO_2 .

Las consideraciones que se tomaron para el diseño de la torre son las siguientes:

1.- Se considera que es despreciable la transferencia del solvente hacia la fase gaseosa durante el proceso de absorción.

2.- Si se calcula la absorción del CO_2 (puesto que es el gas más soluble después del SO_2), para un gasto fijo de líquido (por ejemplo 311.3 gph) concluyéndose que el CO_2 se tiene en mayor proporción con respecto al SO_2 , solo se

absorción aproximadamente un 10% del total de LUG en el caso, en el valor de los gases, por lo cual se concluye que prácticamente no se absorbe.

3.- La mezcla gaseosa que utilizaron Smith y Vivian para su quemadura consistió de aire y SO_2 en este caso la mezcla gaseosa, principalmente de O_2 y SO_2 en menor cantidad H_2 y CO . No obstante se utilizaron los resultados obtenidos con ellos para el cálculo de la altura del ensayo tomando como base la consideración anterior.

La pregunta es: ¿Cómo afectara todo lo anterior a la absorción de SO_2 ? Solo es posible cuantificarlo experimentalmente.

C A P I T U L O 5

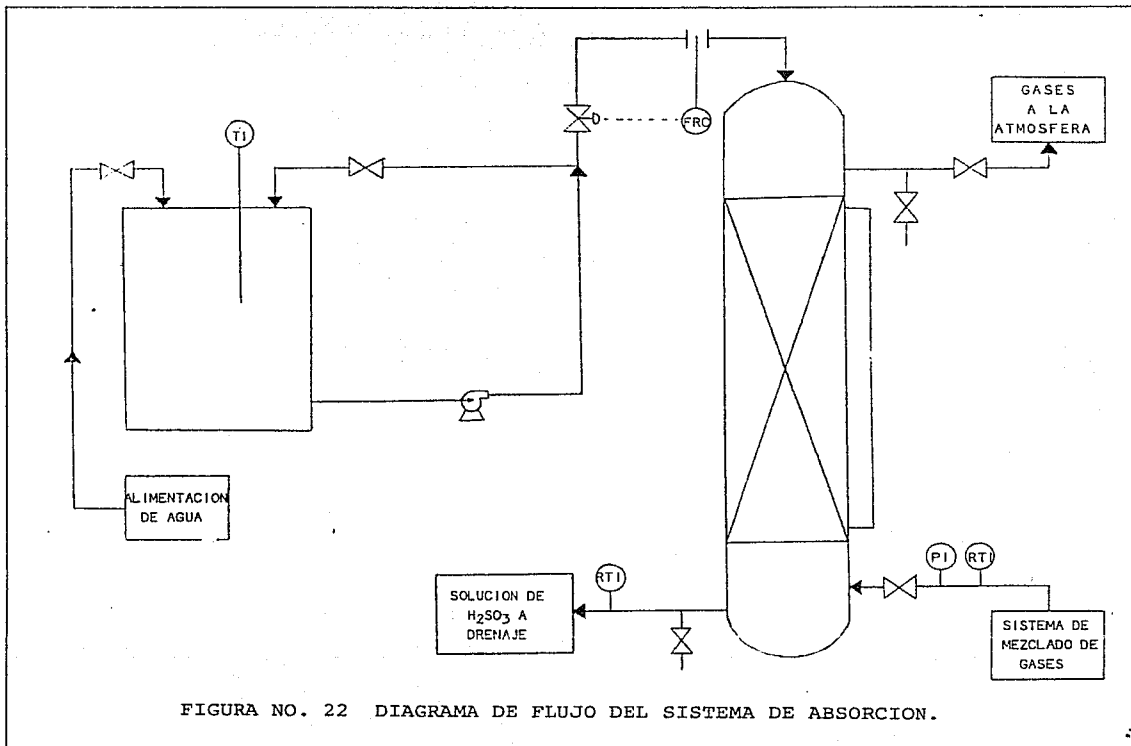
DESCRIPCION DE LA EXPERIMENTACION REALIZADA

5.1 Sistema de absorción

El sistema experimental para la obtención de los coeficientes de transferencia de masa se muestra en la figura No.22. Consiste principalmente de una torre de absorción y todo el equipo auxiliar necesario para su operación. El sistema fue diseñado para trabajar en conjunto con una cámara de combustión de G.I. (sección 2.4); pero debido a que no se pudo disponer de la mezcla gaseosa obtenida de la combustión, se determinó obtenerla por otros medios. Para ello se utilizaron cilindros que contenían los componentes puros de la mezcla gaseosa; H_2 , O_2 , CO_2 y SO_2 , los cuales fueron mezclados mediante el sistema dado en la figura No.22. El agua necesaria para la absorción se obtuvo directamente de servicios generales.

Para la construcción de la torre se utilizaron materiales disponibles en la localidad. El cuerpo de la torre se construyó con una tubería de 3 pulgadas de diámetro, acero al carbón y revestida en su interior con pintura anticorrosiva, con el fin de evitar el efecto corrosivo de los gases sobre el acero al carbón.

De acuerdo a las características corrosivas de los gases con respecto a varios materiales, se realizó el análisis de los diversos materiales existentes que fueran anticorrosivos (11), tratando de seleccionar de entre ellos, el que además,



ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA
BIBLIOTECA

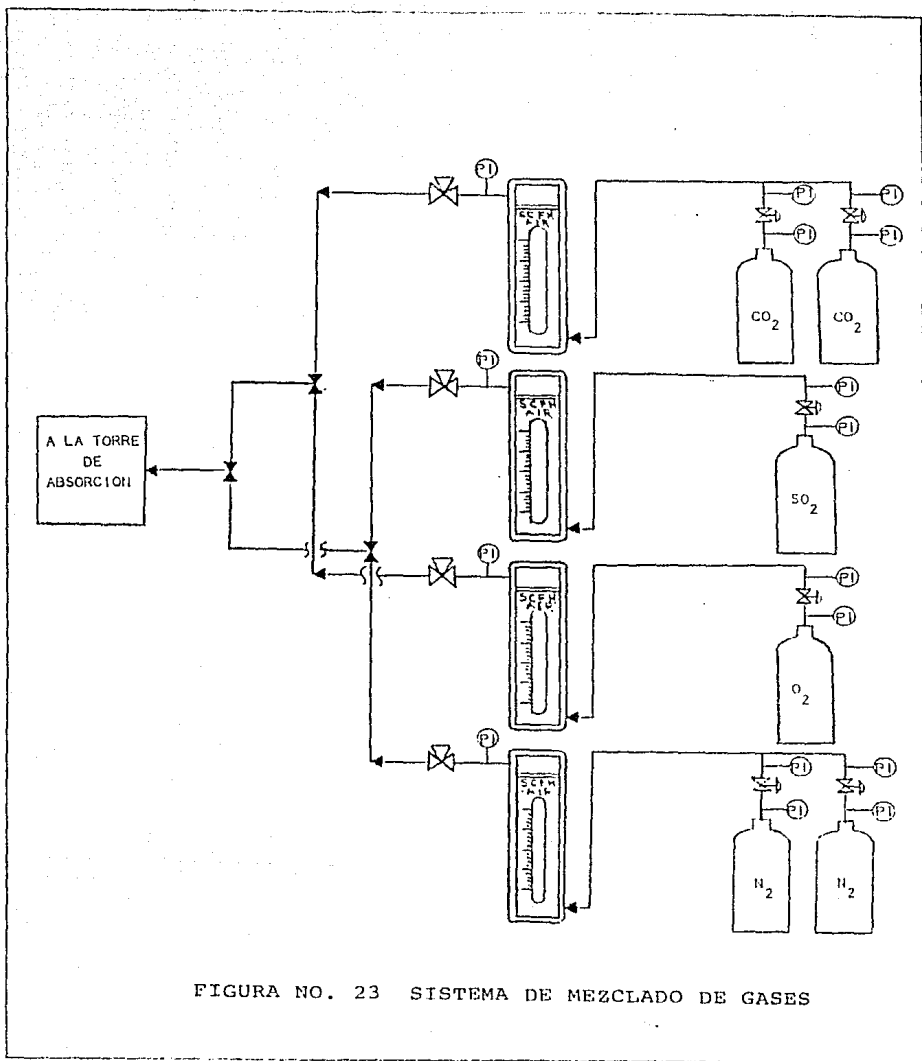


FIGURA NO. 23 SISTEMA DE MEZCLADO DE GASES

de proporcionar la energía necesaria para el bombeo de polímero a través de las características decaídas. La finalidad de esto fue para evitar el material utilizado para el empaque.

Para fabricar el empaque se utilizó una tubería de PVC de 1 pulgada de diámetro, cortando pequeños trozos de 1 pulgada, removiendo así los anillos resaca.

Después de obtenido el empaque, este se introdujo dentro de la torre vacía al agua, hasta obtener una altura de 50 cm.

Para obtener una buena distribución del líquido en la parte superior del empaque, se utilizó un dispersor de bronce de 3.8 pulgadas de diámetro, con 77 perforaciones de 1/8 de pulgada. Este material no se recomendó para largas operaciones, sin embargo se usó en este caso por razones de economía y disponibilidad.

La mezcla de gases se introdujo a 21 centímetros del fondo de la torre por medio de un tubo de acero al carbono de 3/4 de pulgada de diámetro, y declaró en la parte central del piso de soporte del empaque (Figura No.22).

El nivel del líquido dentro de la torre siempre se mantuvo por debajo de la altura crítica. Esto fue posible debido a que tanto la descarga de la solución (tubo de 1 pulgada de diámetro y PVC) como el orificio inferior de la torre (diámetro = 1.388 pulgadas y altura = 21 cm) eran suficientemente grandes, aun para el mayor gasto de líquido mantenido durante las pruebas operacionales.

Los materiales de tuberías y accesorios del sistema de

operación, variando el FAD, para la obtención de las curvas de relación y estudio de la saturación, variando el campo para las curvas de flujo de agua. Desde el punto de vista de seguridad, se mantendrá constante la altura de las compuertas y se mantendrá el sistema de operación de emergencia.

5.2 Condiciones de operación y control de las mismas

Según Smith y Vignatiello, para obtener los coeficientes de transferencia de masa que sean representativos del diseño maneado y personal, realizó el experimento a semi-industrial, es necesario cambiar alguna de las variables y mantener constantes las demás; variando algunas algunas de las dimensiones, manteniendo constante la que se había variado, y así sucesivamente.

Inicialmente se varió el flujo de salida de agua, flujo de mezcla gaseosa y altura del empuje. En esta orden, debido a circunstancias técnicas, con adelante se realizó la experimentación variando los flujos de agua y de la mezcla gaseosa, manteniendo constante la altura del empuje. En base al trabajo anteriormente realizado por Smith y Vignatiello, los cuales experimentarían con una altura de empuje de 2 pies (60 cm), apropiadamente, se seleccionó una altura de empuje de 30 cm., y de 45 cm., según lo calculado en el capítulo 4.

Se realizaron varias pruebas a priori con el fin de diseñar la cantidad de pruebas y encontrar el tiempo de duración de las mismas que permitiera el alcanzar el equilibrio. De acuerdo a los resultados se programaron 24 pruebas con duración de 120 hora cada una, las condiciones de operación de la torre de absorción fueron:

Flujo masico de gas a la entrada de la torre, G, (kg/h) : 10, 15, 20 / 25
 Flujo volumetrico de liquido a la entrada de la torre, L₀, (l.P.m.) : 0.5 a 1.0, 1.0 a 1.5
 Temperatura (°C) : 20 a 30, 30 a 40
 Presion atmosferica : 760 mm Hg
 Altura del ensayo, z (cm) : 80

Estas 24 pruebas a su vez se agruparon en 4, tomando como base el gasto de gas. Así el Grupo I corresponde a 10 kg/h; el Grupo II a 15 kg/h; el Grupo III a 20 kg/h y el Grupo IV a 25 kg/h.

Los parámetros que se midieron para cada una de las 24 pruebas son los siguientes:

G₀ = Gasto volumetrico de cada componente gaseoso, lit³/h
 P_H = Presion de operacion de los medidores de flujo de cada componente gaseoso
 T₁ = Temperatura de entrada de la seccion gaseosa, °C
 y₀₁ = Fraccion mol del SO₂ en gas de entrada
 y₀₂ = Fraccion mol del SO₂ en gas de salida
 L₀ = Flujo volumetrico del liquido en entrada
 t₂ = Temperatura de entrada del liquido, °C
 T₂ = Temperatura de salida de la seccion de salida, °C
 x₂ = Fraccion mol de SO₂ en liquido de salida
 ΔP = Caida de presion dentro de la torre, cmHg de H₂O

La mezcla de gases se pretendio que tuviera la siguiente composicion, que es la obtenida de la combustion de 0.1. gasolea exenta de agua:

Gas P en psia T en °F

CO ₂	38.12	87.25
N ₂	32.42	81.70
O ₂	7.25	8.57
SO ₂	1.25	3.75

El control de la cantidad de flujo de gases fue posible realizarlo mediante reguladores de presión y de flujo para cada uno de los cilindros contenedores del gas (figura No. 33). Los reguladores de presión permiten en todo momento una presión fija de 30 lb. por pulg.² que fija la presión de operación de los medidores de flujo rotamétricos y con las válvulas reguladoras de flujo y los rotámetros se fijó la cantidad de gas que se quería pasar. Las lecturas de los rotámetros dan directamente los pies cúbicos por hora de aire a la presión de 1 atmósfera y temperatura de 59° F (15° C, milgrs en inglés). Las cantidades de los rotámetros según el fabricante al mayor instrumento, así: son de 0 a 500. Los rotámetros utilizados fueron los siguientes: un rotámetro R98-50 con escala de 0 a 10 SCFH utilizado para medir el N₂, un R98-50 con escala de 0 a 50 SCFH utilizado para medir los O₂ y SO₂.

Para conocer las cantidades de flujo reales correspondiente al gas medido en cada rotámetro se utilizó la siguiente fórmula dada por fabricante:

$$Q_v = \text{Flujo real (STP)} = \text{Flujo leído (STP)} / K_a \quad \text{----- 4}$$

donde: Q_v = flujo volumétrico de gas en gal/min

STP = condiciones estándar de presión y temperatura

$$K_a = \text{constante} = (q.e. \times T_0 / 537 \times 14.7 / P_0) \quad \text{----- 4'}$$

de las gravetas específicas.

La temperatura de operación del metametro es

de 15 a 20°C. La precisión de operación del metametro, para las condiciones especificadas.

La fórmula de conversión de las lecturas de sensores construye a 20.000000. La conversión está o referida de 20 a 20.00. La influencia en la temperatura de lectura a la fórmula dada, se afirma comparada con la de la precisión por la falta los flujos de agua de cada uno de los 4 grupos generales de calculación con $T_1 = 20.000000$ y $T_2 = 20.000000$ absolutas (0.000000). Los resultados se presentan en la Tabla 14.

La temperatura de entrada de la mezcla gaseosa de inicio con un instrumento registrador de temperatura (P1) calibrado para medir temperaturas de 0 a 100°C, instalado a la entrada de la torre y conectado a un registrador (Figura No. 27).

Los porcentajes en volumen de H_2 en el gas de la entrada como en el de salida se determinaron por cromatografía en gases. Para ello fueron tomadas muestras tanto a la entrada como a la salida de la torre (Figuras No. 22 y 23).

El flujo volumétrico del líquido inicial se controló mediante una válvula de aguja, y se midió a través de un instrumento registrador de flujo (P1) tipo cubeta calibrado para medir flujos de 0 a 4.5 G.P.H. instalado a la entrada de la torre y conectado a un registrador (Figura No. 22).

La temperatura del agua de entrada se controló a 25°C agregándole hielo al depósito que la contenía y midiendo directamente su temperatura con un termómetro de mercurio

T A B L A 1 4
 FLUJOS DE GAS A MANEJAR DURANTE LAS FRUEBAS

Grupo	Componente gaseoso	Flujo leído (aire a STP) (SCFH)	Flujo real (STP) (SCFH)	Flujo kg/h
I	CO ₂	52.20	56.70	4.64
	N ₂	75.00	132.00	4.37
	O ₂	10.50	17.70	0.67
	SO ₂	3.70	4.20	0.33
Total				10.00
II	CO ₂	95.00	173.0	6.96
	N ₂	112.50	198.00	6.53
	O ₂	16.00	26.50	1.00
	SO ₂	3.60	6.46	0.50
Total				15.00
III	CO ₂	126.60	177.40	9.28
	N ₂	150.00	264.20	6.74
	O ₂	21.50	35.40	1.34
	SO ₂	7.30	9.50	0.66
Total				20.00
IV	CO ₂	168.00	321.70	11.60
	N ₂	157.00	330.00	10.90
	O ₂	26.80	44.10	1.67
	SO ₂	9.20	10.60	0.82
Total				25.00

Nota.- Las gravedades especificas (g.e.) se obtuvieron de la referencia <7> a una temperatura de 25°C.

g.e. CO₂ = 1.516

g.e. N₂ = 0.966

g.e. SO₂ = 2.208

g.e. O₂ = 1.103

comparaciones con la misma. La temperatura de salida de la columna se midió con un PTC calibrado para medir temperaturas de 0 a 100°C. Conectado a la salida de la torre y conectado a un registrador (Figura No. 21).

La concentración de SO₂ en la salida de la columna se determinó por el método volumétrico.

Finalmente para medir la caída de presión (P/P₀) dentro de la torre sobre el radio quemado, se utilizó un aparato de presión diferencial conectado en la parte superior e inferior de la torre, calibrado para medir un ΔP de 0 a 10 pulgadas y conectado a un registrador (Figura No. 22).

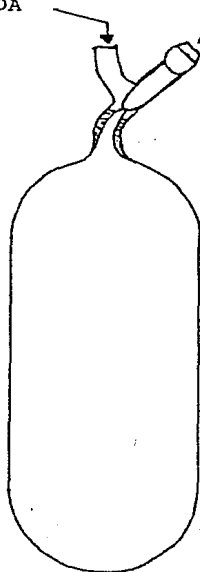
5.3 Muestreo

Para el muestreo de gases se utilizaron 2 tipos de cilindros los cuales se identifican esquematizados en la Figura No. 23. La capacidad de cada uno de ellos era para el cilindro 1) 200 mililitros y para el 2) 100 mililitros. Se utilizaron estos 2 diferentes tipos de cilindros debido a que no se tenían suficientes de uno solo para la cantidad de muestras que se requerían hacer.

Cuando se realizaron las pruebas de 1.2 hora el número de muestras que se tomaron fueron: 4 a la salida de los gases de la torre y 2 a la entrada de la torre. Si la prueba se realizaba durante una hora, mantenándose constante el flujo de gas y cambiando el flujo de líquido cada 1/2 hora, el número de muestras fueron 3 a la salida de los gases y 1 a la entrada, y del subsecuente.

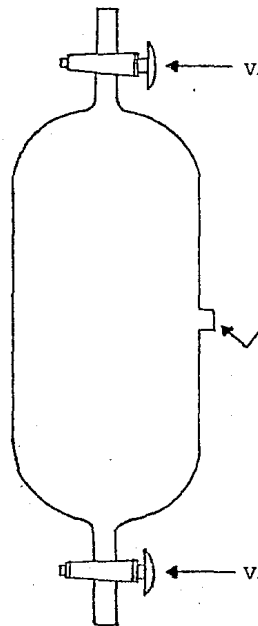
ENTRADA

ROTAPELO



a) 300 ml

VALVULA



b) 200 ml

FIGURA NO. 24 CILINDROS MUESTREADORES DE GAS.

El método en que se realizaron las perforaciones, consistió en excavar los cilindros por medio de una broca de acero al carbono de punta de tipo de expansión y a razón de una revolución por minuto, por cada 10 centímetros de avance durante un minuto en el caso de las gases de salida, y de 30 segundos para el caso de las gases de entrada. La punta de la broca se mantuvo siempre libre de los gases de salida en el área de entrada de la cámara durante la perforación y la muestra de gas se retiró de la tierra con la broca cuando la muestra de gas se retiró de la tierra, con lo cual se evitó el escape de gases de cilindros adyacentes que los he perforado.

Las muestras de gases de la tierra se tomaron a intervalos de 5 minutos e inmediatamente después de que se establecieron las condiciones atmosféricas. Para obtener el punto de equilibrio, cada 10 se minutos con anterioridad se realizaron análisis de gases en un vaso de vidrio en posición que los 10 minutos inmediatamente se establecieron las condiciones de operación correspondientes. Con respecto a las muestras de gases de la cámara una a los 10 minutos y otra al finalizar cada prueba de 10 hora.

El muestra de la solución se tomó en recipientes de plástico de 100 mililitros cada uno y se tomaron simultáneamente con las muestras de salida de los gases.

5.4. Análisis

La cromatografía de gases fue realizada por personal del Laboratorio Químico del Instituto de Investigaciones Eléctricas, utilizando para ello un Cromatografía Porción Líquida modelo Sigma 2, equipado con columna Porción Líquida modelo Sigma 10.

En estado de equilibrio con una presión constante de la solución correspondiente a la temperatura:

- a) H_2SO_4 (solución de agua a 0.1 N)
- b) H_2SO_4 (solución de agua a 0.1 N)
- c) H_2SO_4 (solución de agua a 0.1 N)
- d) H_2SO_4 (solución de agua a 0.1 N)

e) H_2SO_4

En un sistema de equilibrio se tiene el no volátil B en la solución de agua de concentración molar aproximadamente 0.1 M. Se agregan 10 ml de ácido sulfúrico (10% a 1 y 10 ml de la muestra de ácido sulfúrico de título el estado de agua con una solución de sulfato de sodio (10% a 1) a 0.1 N hasta que la solución sea de color amarillo a rojo. Se agita el cual se le agregan 10 ml de ácido sulfúrico (10% a 1) y la solución de agua del ácido; se continúa titulando esta a gota añadiendo el ácido hasta que la solución se vuelve transparente. En ese momento se agregan los ml de solución utilizados, se dejan enfriar y volver mínimo cada muestra.

f) H_2SO_4

1. Solución de H_2SO_4 de agua a 0.1 N + H_2SO_4 (10% a 1)

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 0.1 \text{ N} + 10 \text{ ml} \times 10\% \text{ a } 1 \text{ N} + 10 \text{ ml}$$

2. H_2SO_4 + 10 ml H_2SO_4 + 10 ml H_2SO_4 + 2 ml + 10 ml H_2SO_4

3. Reacción de titulación

$$\text{H}_2\text{SO}_4 + 2 \text{ H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{H}_2\text{SO}_4 + 2 \text{ H}_2\text{SO}_4$$

5.4. Definiciones

ppm SO₂ = concentración de dióxido de azufre en volumen

W_{SO₂} = normalidad del SO₂

W_{H₂O} = normalidad de agua

N_{SO₂} = normalidad del volumen de SO₂

W_{SO₂} = normalidad de dióxido de azufre

W_{H₂O} = normalidad de agua

F_{SO₂} = factor de oxidación

ppm SO₂ = milligramos de SO₂ por litro de agua con
aeración

5.5. Equipo de seguridad

Debido al manejo adecuado de los gases, especialmente del SO₂ (gas que es un gas altamente peligroso, aun a bajas concentraciones 50 a 100 ppm) se tomaron las siguientes medidas de seguridad: uso de mascarillas protectoras, lentes, guantes y zapatos de seguridad; la zona donde se maneja esta gas convenientemente ventilada tanto por ventilación natural como inducida, instalándose además un extractor.

5.6. Descripción de una prueba experimental

Antes de iniciar cada prueba fueron revisados todos los instrumentos registradores y el flujo de agua; se colocaron larvas a las registradoras de nitrógeno el aparato de liberación diferencial; se accionaron el extractor y ventilador y se cerraron las valvulas de entrada de agua y

para el control de la temperatura ambiente del depósito para que el control de la temperatura ambiente, como hecho en forma permanente, permita que el depósito una temperatura ambiente de 25°C.

En seguida se calentaron los gases, con resistencias, y se abrió la válvula de entrada de gases a la torre atmosférica al paso de vapor con la ayuda del vaciador. Inmediatamente después de eso, se abrieron las válvulas para la salida de gases de la torre y se abrieron los conductos de salida de gases de la torre a la atmósfera y se cerraron el resto de las válvulas de la torre, quedando la presión de salida atmosférica a 0.05 mm Hg. Después de eso, luego se abrió la válvula de entrada de gases a la torre atmosférica en presión de salida en 0.05 mm Hg, después de eso se cerraron de las válvulas de la torre y se continuó el proceso.

En el momento de la salida de revisión los gases se calentaron el flujo de gases con los gases a las velocidades de salida mediante las válvulas reguladoras de los rotámetros, y rotámetros, manteniendo siempre una presión de salida a la torre de 0.05 mm Hg.

El sistema se estabilizó en el día con el control durante 10 minutos antes de iniciar el primer muestreo, después de muestreo cada 5 minutos tal y como se explicó en la sección 2.3 hasta completar 10 minutos. Si se venían cantidades suficientes de gases de la columna la presión de salida se mantenía todo constante cuando el flujo de gases se mantenía sobre otros 10 minutos antes de muestreo en la misma forma como en los procesos de muestreo, y así sucesivamente hasta donde alcanzara los gases, para asegurarse por supuesto pruebas de 12 horas.

C A P Í T U L O 6

RESULTADOS OBTENIDOS

6.1 Presentación de resultados

Como se dijo en la sección 5.2 se realizaron 34 pruebas en total con una duración de 1/2 hora cada una. En la Tabla 15 se dan las condiciones de operación de las pruebas, suprimiendo la presión de operación debido a que en todos los casos fué la atmosférica. De estas 34 pruebas sólo 16, las últimas, se utilizaron para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa. En el siguiente capítulo (sección 7.1), se explicarán con detalle las razones de tal decisión.

Lo anterior llevó a la conclusión de que dada la finalidad de este estudio, es más conveniente sólo reportar los principales parámetros medidos de las 16 pruebas seleccionadas. Dichos parámetros se dan en la Tabla 16.

Como se dijo anteriormente, para obtener las fracciones mol del gas de entrada y salida de la torre (y_{a1} , y_{a2}) se utilizó el análisis cromatográfico, resultando en el caso de y_{a2} muy inexacto, debido a la pequeña cantidad de CO_2 presente en los gases de salida; el cual dificultó su exacta determinación, no siendo este el caso para y_{a1} . Esto llevó a realizar balances de materia con el fin de obtener y_{a2} para cada prueba.

Para enfatizar lo anterior se dan en la Tabla 17 los resultados del análisis cromatográfico comparado con el de

T A B L A 1 5

CONDICIONES DE OPERACION DE LAS PRUEBAS EXPERIMENTALES

No. de Prueba	FLUJO DE AGUA (GPM)	FLUJO DE GAS (kg/h)	TEMP. DEL AGUA (°C)	TEMP. DEL GAS (°C)	REL. L./G.
1	2.40	10.40	30.0	26.0	-
2	2.60	9.80	31.0	24.0	-
3	3.15	9.80	31.0	27.0	-
4	3.50	10.00	29.0	29.0	-
5	2.30	15.00	30.0	29.0	-
6	2.70	15.00	31.0	29.0	-
7	3.15	15.00	31.0	28.0	-
8	3.60	14.90	26.0	26.3	-
9	2.20	19.70	28.0	27.0	-
10	2.20	19.30	27.0	31.5	-
11	2.75	18.40	27.0	25.3	-
12	3.10	19.30	27.7	33.5	-
13	3.15	25.15	25.0	24.0	-
14	3.60	25.10	25.0	24.5	-
15	2.00	25.30	25.0	24.0	-
16	2.00	25.20	25.0	27.0	-
17	1.30	25.30	25.0	24.0	-
18	1.30	24.60	24.5	26.0	-
19	0.70	10.00	26.0	24.0	15.90
20	1.03	10.00	26.0	24.5	23.29
21	0.52	10.20	25.0	24.0	11.58
22	0.95	10.20	25.0	24.0	21.15
23	0.72	14.80	26.0	23.5	11.05
24	1.10	14.50	25.0	24.0	17.23
25	0.54	14.70	26.0	24.0	8.34
26	0.90	14.80	26.0	23.5	13.81

T A B L A 1 5 (CONTINUACION)

27	1.00	19.00	25.0	29.0	11.95
28	0.72	18.70	25.0	27.0	0.74
29	1.15	19.20	25.0	29.0	13.60
30	0.50	19.50	25.0	27.0	5.82
31	0.54	25.10	25.0	26.0	4.98
32	0.92	24.80	25.0	26.5	0.42
33	0.74	25.30	25.0	27.0	6.64
34	1.10	25.10	25.0	27.0	9.95

T A B L A 1 6

PARAMETROS PRINCIPALES DE LAS PRUEBAS EXPERIMENTALES

G R U P O I				
No. de prueba	19	20	21	22
L_0 - GPM	0.70	1.03	0.52	0.95
t_2 - °C	26.0	26.0	25.0	25.0
t_1 - °C	26.0	26.0	25.0	25.0
x_{a1} - fracc. mol	3.9×10^{-4}	3.3×10^{-4}	3.4×10^{-4}	2.7×10^{-4}
G_1 - kg/h	10.0	10.0	10.2	10.2
T_1 - °C	24.0	24.5	24.0	24.0
y_{a1} - fracc. mol	2.05×10^{-2}	2.05×10^{-2}	1.81×10^{-2}	1.81×10^{-2}
y_{a2} - fracc. mol	0.88×10^{-2}	0.54×10^{-2}	0.85×10^{-2}	$.515 \times 10^{-2}$
ΔP - pulg. agua	0.50	0.50	0.10	1.40
G R U P O I I				
No. de prueba	23	24	25	26
L_0 - GPM	0.72	1.10	0.54	0.90
t_2 - °C	26.0	25.0	25.0	26.0
t_1 - °C	24.5	24.5	25.0	24.0
y_{a1} - fracc. mol	3.95×10^{-4}	3.66×10^{-4}	4.30×10^{-4}	3.60×10^{-4}
G_1 - kg/h	14.8	14.5	14.7	14.8
T_1 - °C	23.5	24.0	24.0	23.5
y_{a1} - fracc. mol	1.86×10^{-2}	1.98×10^{-2}	1.90×10^{-2}	1.86×10^{-2}
y_{a2} - fracc. mol	1.02×10^{-2}	0.79×10^{-2}	1.20×10^{-2}	0.90×10^{-2}
ΔP - pulg. agua	0.10	0.10	0.35	0.50

T A B L A 1 6

(CONTINUACION)

PARAMETROS PRINCIPALES DE LAS PRUEBAS EXPERIMENTALES

G R U P O I I I				
No. de prueba	27	28	29	30
L_v - GPM	1.00	0.72	1.15	0.50
t_2 - °C	25.0	25.0	25.0	25.0
t_1 - °C	25.0	25.0	25.0	25.0
x_{a1} - fracc. mol	3.6×10^{-4}	4.2×10^{-4}	3.6×10^{-4}	4.2×10^{-4}
G_1 - kg/h	19.0	18.7	19.2	19.5
T_1 - °C	29.0	27.5	29.0	27.0
y_{a1} - fracc. mol	1.76×10^{-2}	1.90×10^{-2}	1.80×10^{-2}	1.76×10^{-2}
y_{a2} - fracc. mol	0.93×10^{-2}	1.20×10^{-2}	0.85×10^{-2}	1.30×10^{-2}
ΔP - pulg. agua	0.10	0.10	0.10	0.00
G R U P O I V				
No. de prueba	31	32	33	34
L_v - GPM	0.54	0.90	0.74	1.10
t_1 - °C	25.0	25.0	25.0	25.0
t_2 - °C	25.0	25.0	25.0	25.0
y_{a1} - fracc. mol	4.40×10^{-4}	4.12×10^{-4}	4.10×10^{-4}	3.90×10^{-4}
G_1 - kg/h	25.1	24.8	25.3	25.1
T_1 - °C	26.0	26.5	27.0	27.0
y_{a1} - fracc. mol	1.78×10^{-2}	1.84×10^{-2}	1.80×10^{-2}	1.80×10^{-2}
y_{a2} - fracc. mol	1.36×10^{-2}	1.20×10^{-2}	1.28×10^{-2}	1.03×10^{-2}
ΔP - pulg. agua	0.00	0.25	0.10	0.30

T A B L A 1 7

ANALISIS CROMATOGRAFICO Y BALANCE DE MATERIA

NO. DE PRUEBA	Y ₂ (FRACCION MOL)		PORCENTAJE DE ABSORCION	
	ANALISIS CROMATO- GRAFICO (x10 ⁻⁴)	BALANCE DE MATERIA (x10 ⁻⁴)	ANALISIS CROMATO- GRAFICO	BALANCE DE MATERIA
19	51.50	0.88	94.4	57.0
20	9.65	0.54	95.6	73.5
21	6.40	0.85	96.5	45.0
22	6.17	0.51	97.0	60.3
23	1.96	1.02	99.0	36.5
24	2.18	0.79	98.8	51.5
25	1.58	1.20	99.0	47.0
26	2.04	0.90	98.7	65.0
27	2.64	0.93	98.5	47.0
28	3.34	1.20	98.2	37.0
29	2.07	0.85	98.8	52.0
30	1.84	1.30	99.0	26.5
31	87.70	1.36	50.7	33.3
32	77.70	1.20	56.8	35.0
33	86.80	1.28	52.8	29.0
34	13.50	1.07	65.0	42.0

balance de materia, además los porcentajes de absorción obtenidos por los dos métodos.

6.2 Interpretación de resultados

Para interpretar los resultados y conseguir el objetivo principal de este trabajo (obtener los coeficientes de transferencia de masa) se utilizó una metodología probada por diversos autores <26, 27>. Esta metodología consiste en calcular los siguientes parámetros:

- a) Coeficientes globales de transferencia de masa (K_{La} ; K_{Ga}).
- b) Coeficientes individuales de transferencia de masa (k_{La} ; k_{Ga}).

6.2.1 Coeficientes globales de transferencia de masa

Como ya es conocido, el SO_2 es un gas medianamente soluble en agua, motivo por el cual no es fácil determinar donde se encuentra la mayor resistencia a la absorción: en la fase líquida o en la gaseosa. Vivian y Whitney <29> encontraron que en la experimentación de la absorción del SO_2 (a concentraciones relativamente altas) en agua, la resistencia de la fase líquida es generalmente más importante que la de la fase gaseosa. Sin embargo en este caso las concentraciones de SO_2 son bajas.

Debido a lo anterior se determinaron ambos coeficientes globales, con el fin de encontrar cual ejerce la mayor resistencia a la absorción.

Se describirá solamente la metodología para obtener el coeficiente global de transferencia de masa referido a la fase líquida, K_{La} ; y a partir de éste se dará el resultado del coeficiente global de transferencia de masa referido a la fase gasosa, K_{Ga} .

Para obtener K_{La} se utilizará la siguiente ecuación (31):

$$K_{La} = L_L(x_{A1} - x_{A2}) / @_{Lz} x_{A10} \quad \text{----- 5)}$$

donde: K_{La} = coeficiente global de transferencia de masa en base a la fase líquida [=] 1/h

L_L = flujo másico de líquido por unidad de área transversal de flujo [=] kg/(h) (m²)

x_{A1} = fracción mol del SO₂ en la solución de salida

x_{A2} = fracción mol del SO₂ en el líquido de entrada

@_L = densidad del líquido [=] kg/m³

z = altura de la sección empacada [=] m

y

$$x_{A10} = \frac{(x_{A1}^* - x_{A1}) - (x_{A2}^* - x_{A2})}{\ln[(x_{A1}^* - x_{A1}) / (x_{A2}^* - x_{A2})]} \quad \text{----- 5')}$$

siendo x_{A1}^* = fracción mol de SO₂ en la solución de salida en equilibrio con y_{A1}

x_{A2}^* = fracción mol de SO₂ en líquido de entrada en equilibrio con y_{A2}

6.2.2 Coeficientes individuales de transferencia de masa

Según los resultados de la experimentación realizada por Sherwood y Holloway <28> (desorción de hidrógeno, oxígeno y dióxido de carbono en agua), Vivian y Whitney <30> (absorción de cloro en agua) y otros <8>, el coeficiente individual de transferencia de masa referido a la fase líquida (k_{La}) varía de la siguiente forma:

$$k_{La} = \alpha L_a^n \text{ ----- 6)}$$

donde: k_{La} = coeficiente individual de transferencia de masa referido a la fase líquida

$$[=] (\text{pie}^2)(\text{lb-mol})/(\text{h})(\text{pie}^2)(\text{lb-mol}) = 1/\text{h}$$

n = constante que varía de 0.6 a 0.9 dependiendo del material utilizado, del sistema y probablemente del equipo usado

α = constante

L_a = flujo másico de líquido por unidad de área transversal de flujo [=] $\text{lb}/(\text{h})(\text{pie}^2)$

Además, se ha demostrado en los trabajos arriba mencionados que este coeficiente depende de la cantidad de gas utilizado.

Por otra parte, Dwyer y Dodge <5> (estudiaron la absorción del amoníaco en agua) y Fellingner <8> (amplió los estudios de Dwyer y Dodge) entre otros <28>, encontraron que el coeficiente individual de transferencia de masa referido a la fase gaseosa (k_{Ga}) varía de la siguiente manera:

$$k_{Ga} = \beta G_a^m \text{ ----- 7)}$$

donde: k_{ga} = coeficiente individual de transferencia de masa referido a la fase gaseosa
[=] lb-mol/(h) (pie²) (atu)

G_w = flujo másico de gas por unidad de Área transversal de flujo [=] lb/(h) (pie²)

L_w = flujo masico de liquido por unidad de área transversal de flujo [=] lb/(h) (pie²)

β = constante

r = constante que varia de 0.5 a 0.95

q = constante que varia de 1/5 a 1/3, la cual disminuye cuando p aumenta y a la inversa

6.2.3 Resistencias de película ($1/K_La$; $1/K_{ga}$)

Los coeficientes globales de transferencia de masa varían con la velocidad del gas, velocidad del líquido y la temperatura. Estas variaciones son difíciles de evaluar ya que dependen de los efectos de dichas variables sobre los coeficientes individuales de transferencia de masa y de las relaciones de solubilidad.

La ecuación general, la cual ha sido ampliamente usada, que correlaciona los coeficientes de película y las relaciones de solubilidad es la siguiente:

$$1/K_La = 1/k_La + H'/k_{ga} = H'/K_{ga} \quad \text{----- 8)}$$

donde: $1/K_La$ = resistencia global de la fase líquida
[=] (h) (pie²) (lb-mol) / (pie²) (lb-mol) = h

$1/k_La$ = resistencia individual de la fase líquida
[=] (h) (pie²) (lb-mol) / (pie²) (lb-mol) = h

H' = constante modificada de la Ley de Henry

[=] lb-mol/(pie³) (atm)

$1/k_{oa}$ = resistencia individual de la fase gaseosa

[=] (h) (pie³) (atm)/lb-mol

sustituyendo las ecuaciones 6) y 7) en 8)

$$1/K_{La} = 1/L_{a}^2 + H'/\beta G_{a} L_{a}^2 \quad \text{----- 9)}$$

6.2.3 a) Metodología para la obtención de las constantes de la ecuación 9)

La metodología a seguir consiste principalmente en la suposición de que la cantidad de líquido L_a y la temperatura en el proceso de absorción permanecen constantes (H' = constante), con lo cual la ecuación 9) se expresa como

$$1/K_{La} = I + J(1/G_{a}^2) \quad \text{----- 10)}$$

donde: $I = 1/\alpha L_{a}^2$

$J = H'/\beta L_{a}^2$

Esta ecuación es la de una línea recta sobre coordenadas rectangulares ($Y = mX + b$), donde $X = 1/G_{a}^2$; $Y = 1/K_{La}$; m = pendiente de la recta = J y b = ordenada al origen = I .

Si se grafica $1/K_{La}$ vs $1/G_{a}^2$, se obtiene un número de rectas igual a las diversas cantidades de líquido utilizado durante la experimentación; pero a una misma temperatura.

El valor p debe de obtenerse por prueba y error, hasta que se satisfaga el valor más cercano a una línea recta. Esta

constante debe ser la misma para todas las rectas.

Habiendo obtenido el valor de r , se puede conocer I y J , que son la ordenada al origen y la pendiente de cada una de las rectas obtenidas para los diferentes flujos de líquido (se obtienen tantas rectas como flujos de líquido se tengan).

Como $I = 1/L_m^n$, se pueden evaluar las constantes α y n graficando el $\log 1/I$ vs $\log L_m$. Se tiene que :

$$I = 1/\alpha L_m^n \quad \text{sacando inverso } 1/I = \alpha L_m^n$$

entonces $\log 1/I = \log \alpha + n \log L_m$, la cual es la ecuación de una línea recta donde: $Y = \log 1/I$, $X = \log L_m$, $m = n$ y $b = \log \alpha$.

De la misma forma en que se obtienen α y n se pueden obtener β y q . Se sabe:

$$J = H'/\beta L_m^q \quad \text{y} \quad H'/J = \beta L_m^q$$

entonces $\log(H'/J) = \log \beta + q \log L_m$, que es la ecuación de una recta donde: $Y = \log(H'/J)$, $X = \log L_m$, $b = \log \beta$ y $m = q$. Graficando $\log(H'/J)$ vs $\log L_m$ se conocen los valores de β y q .

Finalmente conocidas todas las constantes se procede a sustituirlas en las ecuaciones adecuadas, con lo cual se obtiene los coeficientes individuales y globales de transferencia de masa para las condiciones experimentales llevadas a cabo.

6.2.4 Obtención de los coeficientes experimentales de transferencia de masa

Siguiendo la metodología descrita en 6.2.1 y utilizando los resultados obtenidos de la experimentación en las pruebas que se seleccionaron (19 a 34) se obtiene la Tabla 18.

Primeramente se agruparon las pruebas en las cuales se manejó aproximadamente el mismo flujo de agua. Posteriormente en cada grupo se acomodaron las pruebas en el orden de flujo gaseoso de menor a mayor. En seguida se estandarizó el flujo de agua para cada grupo; y finalmente se calcularon los coeficientes globales de transferencia de masa.

Para conocer el valor de la constante p se utilizaron los datos de la Tabla 19 y la metodología dada en 6.2.3 a).

Se llevaron a cabo regresiones lineales para los diferentes conjuntos de datos que presenta la Tabla 19 (A con 1, A con 2, A con 3, A con 4; B con 1, B con 2; B con 3, B con 4; ... etc.). En la Tabla 20 se presentan los coeficientes de correlación (r), pendientes (m) y ordenadas al origen (b) obtenidos para cada caso.

Analizando los coeficientes de correlación se encontró que el valor de la constante r que da las rectas mejor ajustadas es el de 0.5; por lo tanto conociendo este valor se procedió a graficar $1/KLa$ vs $1/G_m^{0.5}$. Esta gráfica se encuentra en la Figura No.25.

Las pendientes y las ordenadas al origen de cada una de las 4 rectas de la Figura No.25 sirven como base para el cálculo de las otras constantes (α , n , β , q). Si $b = 1$ y

T A B L A 1 8

COEFICIENTES EXPERIMENTALES DE TRANSFERENCIA DE MASA

NO. DE PRUEBA	G_w kg/ (h) (m ²)	L_w kg/ (h) (m ²)	FLUJO STD. DE LIQUIDO kg/ (h) (m ²)	$K_L z$ 1/h
21	346.3	4007.6	3853.7	8.441
25	499.1	4162.0	3853.7	8.872
30	662.1	3853.7	3853.7	9.139
31	852.3	4162.0	3853.7	9.881
19	339.5	5202.2	5395.0	10.760
23	502.5	5549.3	5395.0	11.708
28	634.9	5549.3	5395.0	11.782
33	869.1	5703.4	5395.0	11.763
22	346.3	7283.4	6936.6	12.828
26	502.5	6936.6	6936.6	13.421
27	645.1	7707.3	6936.6	14.236
32	842.1	6936.6	6936.6	15.302
20	339.5	7977.0	8478.0	16.035
24	492.3	8478.0	8478.0	16.654
29	651.9	8863.5	8478.0	17.618
34	852.3	8478.0	8478.0	18.746

Nota.- Area superficial $A = 0.317 \text{ pie}^2 = 0.02945 \text{ m}^2$
 Densidad del liq. $\rho_L = 1.0 \text{ g/l}$
 Altura de empaque $z = 0.80 \text{ m}$

T A B L A 1 9

DATOS PARA LA OBTENCIÓN DE LA CONSTANTE (n)

L_m	$1/KLa$	A $1/5_m^{0.5}$	B $1/5_m^{0.6}$	C $1/5_m^{0.7}$	D $1/5_m^{0.8}$	E $1/5_m^{0.9}$
3853.7 [11]	0.1195	0.0537	0.0299	0.0167	0.0093	0.0052
	0.1127	0.0448	0.0240	0.0129	0.0069	0.0037
	0.1074	0.0389	0.0203	0.0106	0.0055	0.0029
	0.1012	0.0342	0.0174	0.0089	0.0045	0.0023
5395.0 [12]	0.0929	0.0543	0.0303	0.0169	0.0094	0.0053
	0.0854	0.0446	0.0239	0.0128	0.0069	0.0037
	0.0848	0.0397	0.0208	0.0109	0.0057	0.0030
	0.0830	0.0342	0.0174	0.0088	0.0045	0.0023
6936.6 [13]	0.0779	0.0537	0.0299	0.0167	0.0093	0.0052
	0.0745	0.0446	0.0239	0.0128	0.0069	0.0037
	0.0702	0.0394	0.0206	0.0108	0.0056	0.0030
	0.0653	0.0345	0.0175	0.0089	0.0046	0.0023
8478.0 [14]	0.0624	0.0542	0.0303	0.0169	0.0094	0.0053
	0.0600	0.0451	0.0242	0.0130	0.0070	0.0038
	0.0558	0.0392	0.0205	0.0107	0.0056	0.0029
	0.0533	0.0342	0.0174	0.0089	0.0045	0.0023

Nota.- L_m y 5_m [=] kg / (h) (m³)

KLa [=] 1/h

T A B L A 2 0

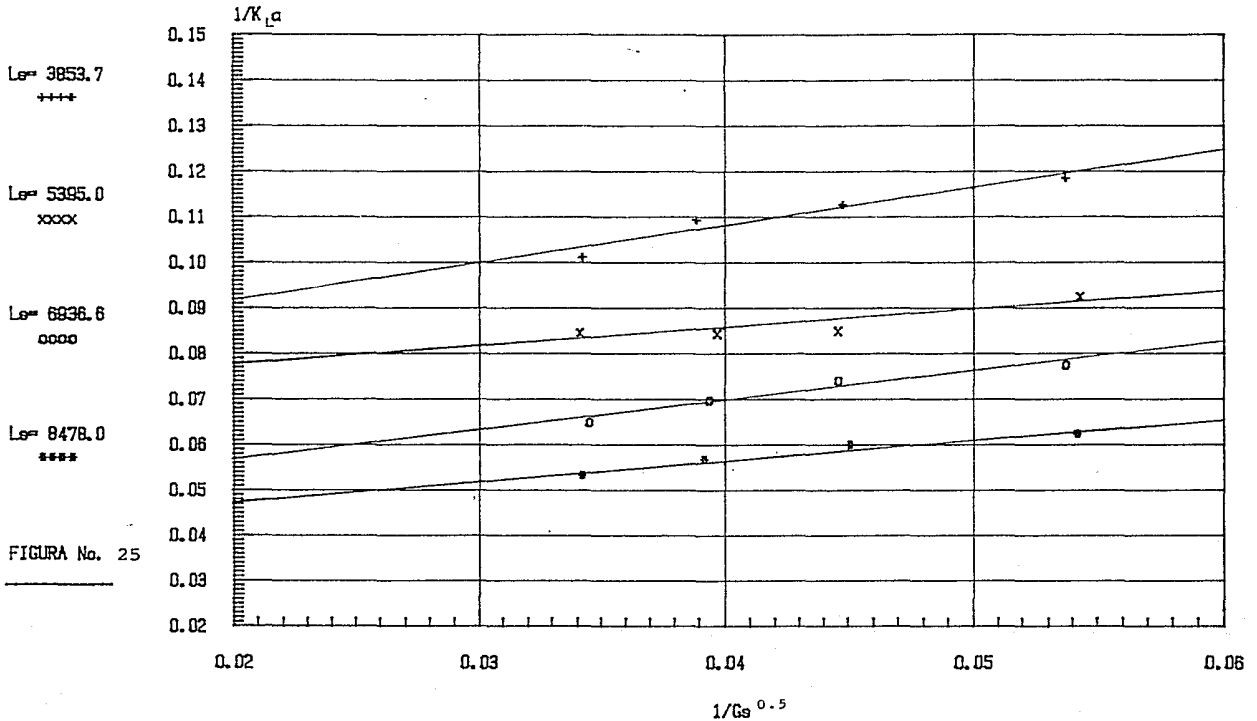
REGRESIONES LINEALES DE LOS DATOS DE LA TABLA 19

	A - 1	B - 1	C - 1	D - 1	E - 1
b	0.0748	0.0807	0.0883	0.0828	0.0912
m	0.8299	1.2570	2.0488	3.3095	5.4711
c	0.9665	0.9622	0.9872	0.9534	0.9508
	A - 2	B - 2	C - 2	D - 2	E - 2
b	0.0694	0.0723	0.0744	0.0758	0.0770
m	0.4072	0.6388	1.0226	1.5699	2.7878
c	0.8854	0.8928	0.8977	0.9014	0.9122
	A - 3	B - 3	C - 3	D - 3	E - 3
b	0.0442	0.0489	0.0516	0.0550	0.0570
m	0.6456	1.0014	1.5768	2.5750	4.2245
c	0.9721	0.9680	0.9651	0.9594	0.9604
	A - 4	B - 4	C - 4	D - 4	E - 4
b	0.0388	0.0422	0.0444	0.0462	0.0477
m	0.4481	0.6911	1.1050	1.8033	2.9060
c	0.9749	0.9703	0.9655	0.9649	0.9597

Nota. - b = ordenada al origen
 m = pendiente de la recta
 c = coeficiente de correlación

ANALISIS DE LOS COEFICIENTES GLOBALES

Temperatura de Operacion = 25°C



$m = J$ en la ecuación 10), entonces siguiendo la metodología descrita en 4.2.3 a) se obtienen las Tablas 21 y 22; las cuales se representan en las gráficas de las Figuras NO.26 y 27.

De la recta de la Figura No.26 se tiene que $b = -2.1462$ y $m = 0.9037$; por lo tanto:

$$b = \log \alpha = -2.1462 \quad \alpha = 0.00714 \quad \text{y} \quad m = n = 0.9037$$

Igualmente para la recta de la Figura No.27, $b = -1.706$ y $m = 0.5677$; se tiene que:

$$b = \log \beta = -1.706 \quad \beta = 0.0197 \quad \text{y} \quad m = q = 0.5677$$

Concluyendo se tiene que:

$$1/K_{La} = 1/(0.00714) (L_w)^{0.9037} + 1.524/(0.0197) (G_w)^{0.5} (L_w)^{0.5677}$$

y los coeficientes individuales de transferencia de masa

$$k_{Ga} = (0.0197) (G_w)^{0.5} (L_w)^{0.5677}$$

$$k_{La} = (0.00714) (L_w)^{0.9037}$$

donde: K_{La} [=] 1/h

G_w, L_w [=] kg/(h) (m²)

k_{Ga} [=] kg-mol/(h) (m²) (atm)

k_{La} [=] 1/h

De acuerdo a la ecuación 8) se obtiene el valor del coeficiente global de transferencia de masa referido a la fase gaseosa; el cual es:

T A B L A 2 1

DATOS PARA LA GRAFICA $\log 1/I$ vs $\log L_a$

L_a (kg/h-m ²)	I	$\log L_a$	$\log 1/I$
3853.7	0.0748	3.586	1.1261
5395.0	0.0694	3.732	1.1586
6936.6	0.0442	3.841	1.3545
8478.0	0.0388	3.928	1.4111

T A B L A 2 2

DATOS PARA LA GRAFICA $\log H'/J$ vs $\log L_a$

L_a (kg/h-m ²)	H'/J	$\log L_a$	$\log H'/J$
3853.7	1.8264	3.586	0.2640
5395.0	3.7426	3.732	0.5732
6936.6	2.3606	3.928	0.3730
8478.0	3.4010	3.928	0.5316

Nota.- H' = constante modificada de la Ley de Henry <31>

= 1.524 kg-mol/(m²) (atm)

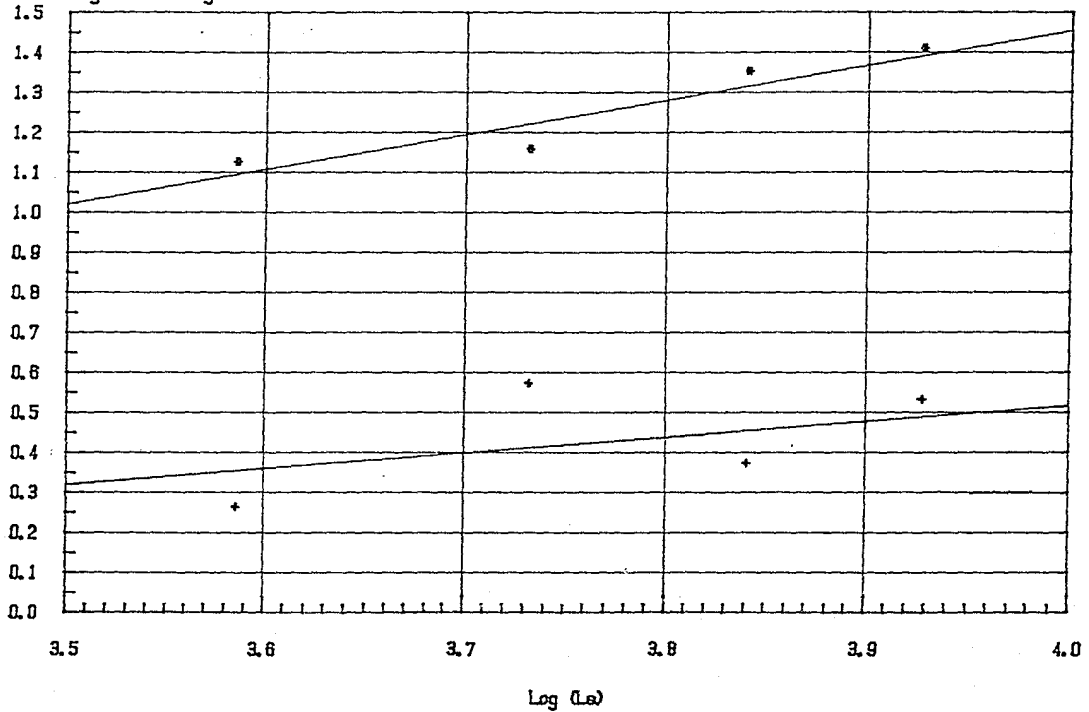
OBTENCION GRAFICA DE α, n, β Y q

FIGURAS No. 26 Y 27

Log (1/D) o Log (H'/J)

Log (1/D)

Log (H'/J)



$$K_{Ga} = H'K_{La}$$

A 25°C el valor de H' es 1.524, por lo cual se observa que el coeficiente K_{Ga} es aproximadamente un 52.4 % más grande que el coeficiente K_{La} ; siendo por lo tanto la fase gaseosa la que representa una mayor resistencia a la difusión.

DISCUSION DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

7.1 DISCUSION DE RESULTADOS

7.1.1 Pruebas experimentales

De todo el trabajo experimental realizado, se seleccionaron aquellas corridas que presentan valores más consistentes y con una fuerza impulsora para la transferencia de masa, suficientemente grande, de tal manera que los coeficientes no se vieran afectados drásticamente por variación en las condiciones de operación, o por la sensibilidad en los análisis químicos del gas y de la solución; por lo cual, de las 34 pruebas experimentales realizadas, sólo se seleccionaron 16 de ellas, las últimas, para el cálculo de los coeficientes experimentales de transferencia de masa, considerando que en este punto de la experimentación se tenían condiciones más estables, así como un conocimiento más profundo del equipo y de la instrumentación y también de las técnicas de muestreo y análisis.

A continuación se exponen los motivos por los cuales algunas de las pruebas hubieron de ser descartadas:

- a) Tal y como se puede observar en la tabla 10 (sección 6.1, Cap. 6) en las pruebas 1 a 7 y en la prueba No. 7, la temperatura del agua, alcanzó valores superiores a los 25°C y

se caía de las ranuras para los cuiles. Por lo tanto se diseñó la presente experimentación. La temperatura del proceso viene a ser un parámetro muy importante en el proceso de absorción y es que al disolverse un gas en un líquido con reacción exotérmica, el desprendimiento de calor ocasiona un incremento de temperatura el cual impacta directamente a la solubilidad del gas, disminuyéndola, por lo que el control de esta temperatura deberá ser cuidadosamente observado.

- b) Las pruebas de la 11 a la 12 se llevaron a cabo con una cantidad de agua suficientemente elevada para causar una gran disolución de SO_2 de tal manera que el pesaatómetro no pudo alcanzar, con la técnica vigente, a detectar con la debida precisión la concentración de dióxido de azufre en la corriente gaseosa de la torre.
- c) Si bien las pruebas 13 y 14 no presentaron problemas en la determinación de sus parámetros, al realizar las siguientes, de la 15 a la 16, con una menor cantidad de agua y aproximadamente el mismo flujo gaseoso que en las pruebas 13 y 14 (menor absorción), resultó que aunque en las primeras idealmente solo se absorbería el 95 % del SO_2 y en las segundas el 88 %, según análisis cromatográfico eran mayores, lo cual indicaba anomalías en la metodología de detección, excluyendo por lo tanto estas pruebas.

7.1.2 Análisis Yodimétrico y Cromatográfico

La técnica yodimétrica para la determinación de la concentración del dióxido de azufre en el efluente líquido

de la torre fue consistente en sus resultados y no presentó problema alguno, obteniéndose valores con la precisión requerida.

Sin embargo, tal y como se mencionó anteriormente, el análisis cromatográfico sí presentó deficiencias en la determinación del CO_2 en la salida de la corriente gaseosa de la torre, al menos durante las primeras 12 pruebas. En las últimas 15 corridas, con el propósito de asegurar la técnica de detección, se hicieron cambios en algunas de las condiciones de operación del instrumento tales como la temperatura, grado de sensibilidad, en la columna empacada del cromatógrafo, entre otras; y a pesar de esto, los resultados obtenidos no fueron del todo satisfactorios. Lo anterior puede observarse en la Tabla 17 donde se presentan los resultados comparativos del cromatógrafo con los obtenidos a través de un balance global de materia. Debido a lo anterior, y a la falta de disponibilidad de tiempo, se optó por utilizar las concentraciones de CO_2 en el afluente gaseoso (y_{12}) obtenidas por el balance de materia.

7.1.3 Coeficientes de Transferencia de Masa

Al obtener los coeficientes globales de transferencia de masa, se observó la tendencia de estos a incrementarse al aumentar el flujo de gas. Este mismo efecto también fue observado por Sherwood y Holloway (28), y por Fellinger (8), e indica una tendencia hacia la inundación, que para cada caso en particular es calculable.

La resistencia de película gaseosa, fue la controlante en el sistema estudiado, y su valor fue calculado

anteriormente en la sección 2.1.1 del capítulo anterior. La determinación del coeficiente global de transferencia de masa referido a la fase líquida (K_L) es más sencilla debido a la facilidad en la medición de las variables que lo componen. Los métodos de análisis dimensionales y los vectores de similitud los cuales son de amplio uso y difusión.

Habiéndose determinado la ecuación básica para el cálculo del coeficiente global de transferencia de masa a 25°C , es posible calcular como coeficiente a cualquier temperatura estimando el efecto de la masa sobre K_L , K_G y H . Según Sherwood y Holman, Viana y Wilson, el coeficiente individual de la película líquida k_L puede decirse que es proporcional a $\mu^{0.67} \rho^{0.33} D^{0.75} \nu^{0.25}$. Si se obtiene de la gráfica de la Figura No. 3; y el efecto de la temperatura sobre k_L no se conoce, sin embargo puede ser estimado (31).

7.1.3 a) Diseño de un sistema de absorción a escala semi-industrial

El escalamiento de un sistema de absorción de nivel planta piloto a semi-industrial no es fácil, sobre todo si el dispositivo de absorción utilizado es una torre empacada que trabaja a contracorriente, debido a que el régimen de mezclado está controlado principalmente por la gravedad, viscosidad y por la tensión superficial, además de tener que tomarse en cuenta cambios en la retención y en los efectos térmicos. Sin embargo, puede obtenerse un acercamiento directo con lo cual se evitan algunas fuentes de error al utilizar las correlaciones generalizadas. Para ello deben seguirse algunas recomendaciones contenidas de la experiencia

de varios autores (22):

1. El diámetro del empaque en la torre a nivel planta piloto no debe ser menor de 1/8 pulgada, y preferentemente no menor de 1/4 de pulgada.
2. La relación de diámetro del empaque a diámetro de la torre a nivel planta piloto no debe ser menor de 1:5.
3. La velocidad de humedecimiento en la torre de la planta piloto no debe ser menor que:

$$L_{0w}/a = 0.85 \text{ pie}^3/(\text{h})(\text{pie}^2)$$

donde: L_{0w} = Flujo volumétrico de líquido por unidades de área transversal $l = \text{pie}^3/(\text{h})(\text{pie}^2)$

a = superficie específica del empaque $l = \text{pie}^2/\text{pie}^3$

4. La relación de diámetros del empaque no debe ser mayor que 3 y preferentemente no mayor de 2.
5. En general el sistema a escalar debe ser geométrica y dinámicamente similar al prototipo. Esto es:

- Relación de L/V
- Caída de presión
- Presión de operación
- Temperatura de efluentes
- Concentraciones de efluentes
- Torre cilíndrica
- Anillos raschig como empaque
- Número de unidades de transferencia de masa

- 50% de la velocidad de indicación del gas

Por lo anterior, para el cálculo de la torre a nivel planta piloto (25 kg/h) e semi-industrial (500 kg/h, ver tabla 13), se tiene que:

$$(L'/G')_{\text{planta piloto}} = (L'/G')_{\text{semi-industrial}} = 63.222$$

Composición de la mezcla:

Compuesto	% en volumen
CO ₂	38.12
H ₂	58.98
O ₂	17.85
SO ₂	1.80

Peso molecular promedio = 35.9672

Condiciones de operación:

Gas de entrada	: 502.8 kg/h
Fracción mol de SO ₂ en gas de entrada	: 0.0185
Porcentaje de absorción	: 95
Fracción mol de CO ₂ en gas de salida	: 0.00074
Agua de entrada (10% % de exceso)	: 10271.0 kg/h
Fracción mol de SO ₂ en solución de salida	: 0.00027775
Diametro del empaque (anillos Raschig)	: 2 pulgadas
Superficie específica del empaque	: 180 pies ² /pie ³
Factor del empaque	: 65 pies ²
Presión atmosférica	: 760 mm Hg
Temperatura	: 35°C
Número de unidades de transferencia	: 4.817

Utilizando los coeficientes de Robert (1972) y trabajando con un 50% de la relación de inundación:

Flujo masico de gas por unidad de area

transversal de flujo $\dot{m} = 1978.7 \text{ kg/h}$

Area de la seccion transversal de la torre $= 0.2849 \text{ m}^2$

Diámetro de la torre $= 0.601 \text{ m}$

Utilizando los coeficientes experimentales de transferencia de masa se tiene que:

Altura de la seccion empacada de la torre $= 1.869 \text{ m}$

7.2 CONCLUSIONES

1.- El objetivo principal de este estudio, la obtención de los coeficientes de transferencia de masa fue logrado, habiéndose encontrado que para el sistema en el que se experimento, constituido por una torre de 3 pulgadas de diametro, empacada con anillos raschig de 1 pulgada, altura de la seccion empacada igual a 0.6 metros, trabajando con cantidades de flujo de liquido que variaron de 3235.7 a 3478 kg/h (m^2), flujos de gas comprendidos entre 337.5 y 848.9 kg/h (m^2), una temperatura de operacion de 25°C y presión de operacion de 760 mm Hg; tenemos:

$$k_{La} = 0.0197 L_{L,0}^{0.5} G_{G,0}^{0.667}$$

$$k_{Ga} = 0.00716 L_{L,0}^{0.667}$$

El proceso se estudio realizado por Emittroy y Vician, el cual sirvió como base en la tecnología para la obtención de los coeficientes, se consideraron estos unos pseudoeficientes debido a que se determinaron a partir del SO_2 sin dissociar en la fase líquida, por lo que se utilizó una constante modificada de la Ley de Henry.

2.- En acuerdo a las regulaciones obtenidas se concluye que la existencia de la película gaseosa, en el sistema de absorción que se estudió, es la controlante de la situación.

3.- Debido a que la técnica de análisis utilizada para la determinación de la concentración del SO_2 en el gas de salida presentó problemas no precisos, no se usaron los resultados de ella, por lo tanto balance de materia con el fin de obtenerla. Por esta razón se concluye que deben hacerse estudios de acuerdo a la técnica más adecuada para la obtención de la misma, ya que la inexactitud o poca confiabilidad y el tiempo de análisis fueron obstáculos muy grandes en el desarrollo de este trabajo, limitando la cantidad y calidad de los resultados.

4.- La torre de absorción necesaria para manejar 500.8 kg/h de gases (obtenidos de la combustión de 400 kg/h de S.F.) empacada con anillos Raschig de 2 pulgadas y utilizando un 100 % de agua se debe para absorber el 99.9 % del SO_2 que tiene las siguientes dimensiones, las cuales fueron calculadas basándose en los resultados de este trabajo:

Diámetro de la torre : 0.61 metros

Altura de la torre : 1.869 metros

El tipo de dilatación para la parte de la cámara de
todas partes del cuerpo. Si así no se hace, se debe tener
cuidado de no permitir al poder corrosivo del Sulfato de
utilizar un material o combinación de materiales anticorrosivos
por sus buen resultados.

5.- Es muy recomendable adicionar al equipo de
absorción en contacto con la cámara de combustión para evitar
la aparición del Sulfato de sodio en agua, sino también de otras
sustancias químicas, siendo no solo recomendable sino
obligado hacerlo debido al alto costo de preparar la mezcla
de gases, y porque este costo limita la cantidad y
flexibilidad de las pruebas.

B I B L I O G R A F I A

- 1.- Bennett C. D., Myers L. E., 1974, Momentum and Mass Transfer, Second Edition, McGraw-Hill Book Company.
- 2.- Boletín Informativo, C.F.E. 1981, Central Geotermoeléctrica de Cerro Prieto, Mexicali, Baja California.
- 3.- Cooper C.M., Christl R.J., Peery L. C., 1941. Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 37, 979.
- 4.- Crynes Billy L., 1977, Chemical reactions as a means of separation Sulfur removal, Marcel Dekker, INC., New York, N.Y.
- 5.- Dwyer G.S., Dodge S.F., 1941, Ind. Eng. Chem., 33, 485.
- 6.- Edgeworth Wooldridge, 1957, Pilots Plants, Models, and Scale-up methods in Chemical Engineering, McGraw-Hill Book Co., New York, N.Y.
- 7.- CRANE CO. Flow of fluids through valves, fittings, and pipe, 1978, Engineering Division of CRANE CO., New York, N.Y.
- 8.- Fellingner L., Sc. D., 1941, Thesis, Dept. of Chem. Eng., Massachusetts Institute of Technology.
- 9.- Gauri K. Lal, Holdran G. C. Jr., 1981, Pollutant effects on stone monuments, Environmental Science & Technology,

- 10.- Guernasimov Ya, Dreving V., 1977, Curso de Química-Física Tomo 1, Editorial MIR-Moscu, Segunda Edición.
- 11.- Hougen & Watson & Ragatz, 1964, Principios de los Procesos Químicos, Parte 1, Balances de Materia y Energía, Editorial Reverté, S.A.
- 12.- Imperato N.F., 1968, Gas Scrubbers, Air Pollution Control, Chemical Engineering.
- 13.- King Judson C., 1980, Separation Processes, McGraw-Hill Book Company, New York, N.Y.
- 14.- Kink Raymond E., Othmer Donald F., 1966, Enciclopedia de la Tecnología Química, Tomo # 2, Ed. UTEHA.
- 15.- López A., Urquidí M., Barragán D., 1980, estudio de Contaminación y Control de Acido Sulfhídrico en Cerro Prieto, Instituto de Investigaciones Eléctricas (IIE), División Fuentes de Energía, Depto. de Geotermia.
- 16.- Lopez A., Urquidí M., Diaz R., 1982, Estudio de Contaminación y Control de Acido Sulfhídrico en Cerro Prieto, IIE, División Fuentes de Energía, Depto. de Geotermia.
- 17.- Ludwig E. E., 1984, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, Gulf Publishing Company, Houston, Texas.
- 18.- McCarty J.E., 1980, Scrubber Types and Selection Criteria Flue gas desulfurization, Chem. Eng. Proc.

- 19.- Norman W. E., Absorption, Distillation and Cooling, John Wiley and Sons Inc.
- 20.- Perry J.H., 1976, Manual del Ingeniero Químico, Tomos I y II, McGraw-Hill Book Company.
- 21.- Perry J. H., 1973, Chemical Engineer's Handbook, Fifth Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, N.Y.
- 22.- Peters M. S. & Timmerhaus K. D., 1980 Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Third Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, N.Y.
- 23.- U.S. Patent Process for recovering elemental sulfur from gases having a high carbon dioxide.
- 24.- Roberts D. L. and Friedlander S.K., 1980, Sulfur Dioxide Transport Through Aqueous Solutions, Parts I and II, AIChE Journal, Vol. 26, No. 4.
- 25.- Roos R. D., 1974, La Industria y la Contaminación del Aire, Primera Edición, Editorial Diana.
- 26.- Salvi G., 1976, La Combustión, Teoría y aplicaciones, Segunda Edición, Editorial Dossat, S.A., Madrid, España.
- 27.- Sherwood & Thomas & Wilke, 1976, Mass Transfer, McGraw-Hill Book Company, New York, N.Y.
- 28.- Sherwood T.M., Holloway F.R.L., 1940, Trans. Amer. Inst. Chem. Engs. 20, 36, 39.
- 29.- Trybal R. E., 1976, Mass Transfer Operation, Second Edition, McGraw-Hill Kogakusha, LTD Tokyo, Japan.

- 30.- Vivian J. E., Whitney R. P., 1947, Chem. Eng. Progress, 43, 591.
- 31.- Whitney R. P., Vivian J. E., 1949, Absorption of Sulfur Dioxide in water, Chemical Engineering Progress. Vol. 45, No. 5.
- 32.- Zabetakis M. G., Handbook Characteristics of Combustible gases and vapors, Second Edition, CRC press.

NOMENCLATURA

- a = superficie específica del empaque [=] $\text{pie}^2/\text{pie}^3$
- A = área de la sección transversal de la torre [=] m^2
- A_0 = constante
- b = ordenada al origen
- E_0 = constante
- c = coeficiente de correlación
- D = diámetro de la torre [=] pulgadas
- D_i = diámetro interior de la torre [=] pulgadas
- F_p = factor del empaque = a/E [=] pie^{-1}
- g = aceleración de la gravedad = 4.17×10^8 pie/h^2
- g.e. = gravedad específica
- G_1 = flujo másico de gas a la entrada de la torre [=] kg/h
- G_2 = flujo másico de gas a la salida de la torre [=] kg/h
- G_a = flujo másico de gas por unidad de área transversal de flujo [=] $\text{lb}/(\text{h})(\text{pie}^2)$
- G' = Flujo molar de gas [=] moles/h
- G_{in} = flujo másico de gas por unidad de área transversal de flujo en el punto de inundación [=] $\text{lb}/(\text{h})(\text{pie}^2)$
- G'_a = flujo molar de gas por unidad de área transversal de flujo [=] $\text{lb-mol}/(\text{h})(\text{pie}^2)$
- G_v = flujo volumétrico de gas [=] pie^3/h
- H = constante de la Ley de Henry, característica del sistema [=] atm/fracción mol del soluto (gas) en la solución
- H' = constante modificada de la Ley de Henry
- H_{OG} = altura de una unidad global de transferencia de masa referido a la fase gaseosa [=] pies
- H_{OL} = altura de una unidad global de transferencia de masa

- referido a la fase líquida [=] pies
- K_{La} = coeficiente individual de transferencia de masa referido a la fase líquida [=] 1/h
- K_{Ga} = coeficiente individual de transferencia de masa referido a la fase gaseosa [=] lb-mol/(h)(pie³)(atm)
- K = constante de ionización
- K_0 = constante = $(g_{ca} \times T_0/237 \times 14.7/P_0)$
- K_{La} = coeficiente global de transferencia de masa referido a la fase líquida [=] 1/h
- K_{Ga} = coeficiente global de transferencia de masa referido a la fase gaseosa [=] 1/h
- L' = flujo molar de líquido [=] moles/h
- L_a = flujo masico de líquido por unidad de área transversal de flujo [=] lb/(h)(pie²)
- L'_a = flujo molar de líquido por unidad de área transversal de flujo [=] lb-mol/(h)(pie²)
- L_v = flujo volumetrico de líquido [=] G.P.M.
- L_{v1} = flujo volumetrico de líquido a la entrada de la torre [=] G.P.M.
- L_{v2} = flujo volumetrico de líquido por unidad de área transversal de flujo [=] pie³/(h)(pie²)
- m = pendiente de la recta
- m' = pendiente de la curva de equilibrio
- M = peso molecular [=] g/g-mol
- \bar{M} = peso molecular promedio [=] g/g-mol
- n = constante que varía de 0.6 a 0.9
- n_{0a} = número de unidades globales de transferencia de masa referido a la fase gaseosa
- p = presión parcial en el equilibrio del soluto (gas) en contacto con la solución [=] atm
- p_{a1} = presión parcial del SO₂ en gas de entrada [=] fracc. mol
- p_{a2} = presión parcial del SO₂ en gas de salida [=] fracc. mol

P = presión de operación de la torre de absorción [=] atm
 ΔP = caída de presión dentro de la torre [=] pulg de H_2O
 P_0 = presión de operación de los medidores de flujo de gas (rotámetros) [=] lb/pulg² absolutas
 q = constante que varía de 1/3 a 1/3
 r = constante que varía de 0.5 a 0.95
 R = constante de los gases [=] (lb)(ata)/(mol)(°K)
 t_1 = temperatura de salida de la solución [=] °C
 t_2 = temperatura de entrada del líquido [=] °C
 T = temperatura de los gases [=] °K
 T_1 = temperatura de entrada de la mezcla gaseosa [=] °C
 T_0 = temperatura de operación de los medidores de flujo de gas (rotámetros) [=] °R
 x = fracción mol del soluto (gas) en la solución
 x_{a1} = fracción mol del SO_2 en la fase líquida
 x_{a1}^* = fracción mol del SO_2 en la solución de salida
 x_{a2} = fracción mol del SO_2 en la solución de entrada
 x_{a1}^* = fracción mol del SO_2 en la solución de salida en equilibrio con y_{a1}
 x_{a2}^* = fracción mol del SO_2 en el líquido de entrada en equilibrio con y_{a2}
 X = coordenada rectangular
 y_a = fracción mol del SO_2 en la fase gaseosa
 y_{a1} = fracción mol del SO_2 en gas de entrada
 y_{a2} = fracción mol del SO_2 en gas de salida
 y_{a1}^* = fracción mol del SO_2 que está en equilibrio con x_{a1}
 y_{a2}^* = fracción mol del SO_2 que está en equilibrio con x_{a2}
 Y = coordenada rectangular
 z = altura de la sección empacada de la torre de absorción [=] pies

simbolos griegos

- ν = constante
- κ = constante
- ϵ = fracción en volumen de los huecos [=] $\text{pie}^3/\text{pie}^3$ de espacio relleno
- μ_L = viscosidad del líquido [=] centipoises
- ρ_L = densidad del líquido [=] lb/pie^3
- ρ_G = densidad del gas [=] lb/pie^3

Subindices

- a = SO_2
- G = referido a la fase gaseosa
- i = interior
- in = inundación
- L = referido a la fase líquida
- QG = unidad global de transferencia de masa referido a la fase gaseosa
- QL = unidad global de transferencia de masa referido a la fase líquida
- o = condiciones de operación de los medidores de flujo (rotámetros)
- p = empaque
- s = unidad de área transversal de flujo
- v = volumétrico
- 1 = condiciones en el fondo de la torre
- 2 = condiciones en el domo de la torre

A N E X O B.3

T A B L A S

La selección de un proceso en particular, no solamente debe comprender los aspectos técnicos como los de costos, sino también el de prever o determinar el o los impactos ecológicos esperados con el fin de tomar medidas precautorias para propósito de preservar el ambiente, y el de no sobrepasar códigos o reglamentos establecidos o por establecerse.

A continuación se muestran algunos resultados obtenidos de asociaciones médicas y de salud respecto a los efectos adversos del dióxido de azufre, así como las normas que siguen algunos países para eliminar o amortiguar dichos efectos. La información consiste en lo siguiente:

TABLA 2.- Estándares de calidad adoptados por diferentes países

TABLA 7.- Respuesta fisiológica al dióxido de azufre

TABLA 8.- Efectos en la salud para exposiciones continuas de partículas y SO_2

TABLA 9.- Plantas relativamente sensibles a los efectos nocivos del SO_2

TABLA 11.- Revisión de las constantes de correlación para el cálculo de la caída de presión en torres empacadas operando por abajo del punto de inundación

T A B L A 2

ESTANDARES DE CALIDAD DEL AIRE ADOPTADOS POR DIFERENTES PAISES

P A I S	Estándar a exposi- ción permanente (24 horas) mg/m ³	Estándar a exposi- ción corta (prom. 24 horas) mg/m ³
Bulgaria Checoslovaquia Hungría*	0.005	0.008
Rusia Rep. Democrática Alemana	0.008	0.015
Finlandia*	0.020	0.150
República Federal Alemana	0.005	0.010
Hungría**	0.150	0.300
Israel	0.045	0.150
Polonia**	0.020	0.020
Rumania	0.010	0.030
España	0.004	0.010
Filipinas	-----	0.100
USA, California***	-----	0.030

* En Hungría para zonas altamente protegidas.

** En Hungría para zonas protegidas.

+ No existen normas iguales sólo conceptos de salud comunal.

** Exposición corta promedio de 24 horas.

*** Exposición corta promedio de 50 horas.

Nota.- Los estándares son obtenidos bajo diferentes criterios de acuerdo a los países (corrosión de metales, olor, deposición de materiales, etc.)

T A B L A 7

RESPUESTA FISIOLOGICA AL DIOXIDO DE AZUFRE (14)

DESCRIPCION	CONCENTRACION (PPM)
MINIMO OLOR IDENTIFICABLE	3 a 5
CANTIDAD MINIMA QUE CAUSA IRRITACION EN LOS OJOS Y PROVOCA TOS	20
CANTIDAD MINIMA QUE CAUSA IRRITACION EN LA GARGANTA	8 a 12
MAXIMO CONCENTRACION TOLERABLE PARA EXPOSICION PROLONGADA	10
MAXIMA CONCENTRACION TOLERABLE PARA CORTA EXPOSICION (1/2 HORA)	8 a 100
PELIGROSO, INCLUIDO PARA CORTA EXPOSICION	400 a 500

T A B L A 3

EFECTOS EN LA SALUD PARA EXPOSICIONES CONTINUAS
DE PARTICULAS Y SO₂

Efectos de las exposiciones continuas de partículas y SO ₂ en la salud	Efectos nocivos en la salud
1) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias crónicas como la bronquitis crónica y el asma.	1) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias crónicas como la bronquitis crónica y el asma.
2) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias agudas como la bronquitis aguda y el asma.	2) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias agudas como la bronquitis aguda y el asma.
3) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias crónicas como la bronquitis crónica y el asma.	3) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias crónicas como la bronquitis crónica y el asma.
4) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias agudas como la bronquitis aguda y el asma.	4) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias agudas como la bronquitis aguda y el asma.
5) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias crónicas como la bronquitis crónica y el asma.	5) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias crónicas como la bronquitis crónica y el asma.
6) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias agudas como la bronquitis aguda y el asma.	6) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias agudas como la bronquitis aguda y el asma.
7) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias crónicas como la bronquitis crónica y el asma.	7) Aumento de la incidencia de enfermedades respiratorias crónicas como la bronquitis crónica y el asma.

T A B L A 9

PLANTAS RELATIVAMENTE SENSIBLES A LOS EFECTOS NOCIVOS DEL SO2

Cereales	Flores de Jardín	Arboles
Alfalfa	Aster	Manzano
Cebada	Asiario	Sbadul
Frijol	Coqueo	Catalpa
Trebol	Caravilla	Cino americano
Algodon	Chicharro de color	Alnido
Avena	Verdura	Morena
Centeno	Violeta	Peral
Centamo	Cinia	Fino blanco del este
Soya		Tino pomarosa
Trigo		Alamo lombardia
Hortalizas	Plantas silvestres y malezas	
Frijol	Poligono	
Remolacha	Trigo Sarraceno	
Brócoli	Lengua de vaca	
Coles de Bruselas	Erigerón del Canadá	
Zanahoria	Acanto	
Escarola	Malva	
Lechuga	Lianón	
Quimbombó	Ran de pajaro	
Pimiento morrón	Girasol	
Chile	Holco lanoso	
Calabaza		
Rábano		
Ruibarbo		
Espinaca		
Patata		
Nabo		

T A B L A 1 1

REVISIÓN DE LAS CONSTANTES DE CORRELACION PARA EL CALCULO
DE LA CAIDA DE PRESION EN TORRES EMPACADAS OPERANDO POR
ABAJO DEL PUNTO DE HUNDACION

Tipo de empaque	Material		Diámetro nominal del empaque (pulgadas)								
			1/2	3/8	3/4	1	1	1	2	3	
Sillas	Ceram	Ac	1.34	---	0.82	0.82	---	0.13	0.14	---	
Intalon		Bo	0.37	---	0.25	0.12	---	0.15	0.10	---	
Anillos	Ceram	Ac	1.92	1.21	0.82	0.82	---	0.31	0.13	0.12	
Reschig		Bo	0.24	0.35	0.35	0.22	---	0.31	0.17	0.18	
Sillas	Ceram	Ac	1.18	---	0.85	0.82	---	0.21	0.16	---	
Beri		Bo	0.47	---	0.25	0.15	---	0.15	0.12	---	
Anillos	Plast	Ac	---	---	---	0.22	0.14	---	0.10	---	
Fall		Bo	---	---	---	0.14	0.13	---	0.12	---	
Anillos	Metal	Ac	---	0.43	---	0.15	---	0.08	0.04	---	
Fall		Bo	---	0.17	---	0.15	---	0.15	0.12	---	
Anillos	Metal	Ac	---	1.20	---	---	---	---	---	---	
Reschig	(*)	Bo	---	0.28	---	---	---	---	---	---	
Anillos	Metal	Ac	1.55	1.01	0.80	0.82	---	0.19	0.23	---	
Reschig	(**)	Bo	0.29	0.39	0.30	0.19	---	0.20	0.14	---	

(*) Espesor de pared 1/32 pulgada

(**) Espesor de pared 1/16 pulgada