

69

2. Ejan



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

DISEÑO DE UNA PLANTA GENERADORA DE
ACIDO SULFUROSO (H_2SO_3) PARA TRATAMIENTO
DE AGUA DE INYECCION EN UN COMPLEJO
PETROLERO COSTA AFUERA

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
ANTONIO MEDIAVILLA SAHAGUN



MEXICO, CIUDAD UNIVERSITARIA

1994

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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.

Jurado Asignado

Presidente : Prof. Alfonso Mondragon Medina
Vocal : Prof. Eduardo Marambio Dennett
Secretario : Prof. Humberto Rangel Dávalos
1er. Suplente : Prof. Juan Mario Morales Cabrera
2do. Suplente : Prof. Mariano Perez Camacho



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

Tema desarrollado en el Instituto Mexicano del Petroleo (I.M.P.) y
en la Universidad Nacional Autonoma de Mexico (U.N.A.M.).

Asesor del Tema

Sustentante

A handwritten signature in black ink, appearing to read "Humberto Rangel D." with a stylized flourish at the end.

Ing. Humberto Rangel Dávalos

A handwritten signature in black ink, appearing to read "Mediavilla" with a stylized flourish at the end.

Sr. Antonio Mediavilla Sahagun

Dedico esta Tesis

A mis padres Maricarmen y Alberto, por enseñarme el camino y porque soy todo lo que soy gracias a ellos.

A mi hermano Federico que, además de hermano, es un amigo.

A la memoria de mis abuelos Alejo, Carmen y Severina.

A mi abuelo Antonio, que afortunadamente me ve conseguir este logro.

A mis amigos Polo, Homero y Pepe, que son los hermanos que pude escoger, por todas las que hemos pasado, y las que nos faltan.

Agradecimientos

Al Ing. Humberto Rangel, que sin su amistad y atinado asesoramiento, no habria sido posible la realización de esta tesis.

A los dibujantes del Departamento de Diseño de Equipo de Proceso del I.M.P Jesus Rivera y Alberto Saldaña por la realización de algunos planos contenidos en esta tesis.

A mi escuela de toda la vida, El Colegio Madrid, que aunando al esfuerzo de mis padres el de muchos de sus maestros, tuve una formación exelente, que me permite ahora desarrollarme como profesionista y ayudar activamente en el desarrollo de mi país.

A la Facultad de Química de la Universidad Nacional Autonoma de México, por permitirme ser un verdadero universitario y aportar una formación sinergizante al combinarse con la que tuve anteriormente.

En especial, a los profesores Andoni Garritz, Martha E. Sosa, Enrique Bazúa, Victor Hugo del Valle, Juan Mario Morales, Eduardo Marambio y Martin Hernandez Luna, todos ellos de la Facultad de Química, por ser, a mi juicio, el modelo de profesor que, de ser generalizado, seria otra la realidad de la Facultad de Química, de la U.N.A.M. y de nuestro país.

INDICE

I	.- Introducción.	8
II	.- Objetivos.	10
III	.- Alcance.	11
IV	.- Bases Generales de Diseño.	14
V	.- Establecimiento, Descripción y Evaluación de Alternativas para Tratamiento de Agua de Inyección.	24
	V.1.- Establecimiento de Alternativas.	24
	V.2.- Descripción de Alternativas.	27
	V.2.1.- Alternativa 1, Utilizar Acido Sulfúrico Almacenado.	27
	V.2.2.- Alternativa 2, Utilizar CO ₂ del Gas Natural.	32
	V.2.3.- Alternativa 3, Utilizar CO ₂ de los Gases de Chimenea.	37
	V.2.4.- Alternativa 4, Utilizar CO ₂ del Generador de Gases Inertes.	42
	V.2.5.- Alternativa 5, Utilizar Acido Sulfuroso producido a partir del Gas Acido.	48
	V.3.- Evaluación de Alternativas.	53
	V.3.1.- Alternativa 1, Utilizar Acido Sulfúrico Almacenado.	54
	V.3.2.- Alternativa 2, Utilizar CO ₂ del Gas Natural.	57
	V.3.3.- Alternativa 3, Utilizar CO ₂ de los Gases de Chimenea.	60
	V.3.4.- Alternativa 4, Utilizar CO ₂ del Generador de Gases Inertes.	63
	V.3.5.- Alternativa 5, Utilizar Acido Sulfuroso producido a partir del Gas Acido.	67
	V.3.6.- Requerimientos de Espacio.	71

V.3.7.- Criterios de Evaluación y Calificación de Alternativas.	72
V.3.8.- Resultado de la Evaluación de Alternativas.	79
VI .- Bases de Diseño para la Alternativa Seleccionada.	81
VI.1.- Especificaciones del Gas Acido.	81
VI.2.- Especificaciones del Gas Combustible.	82
VI.3.- Descripción del Proceso.	82
VI.4.- Estequiometría de la Combustión del Ácido Sulfhídrico (H ₂ S).	84
VI.5.- Diagrama de Flujo de Proceso.	87-90
VI.6.- Balance de Materia y Energía.	87-90
VI.7.- Lista de Equipo Principal.	87
VII .- Diseño y/o Especificación de los Equipos Principales.	91
VII .1.- Establecimiento de alternativas para el equipo de Oxidación-Apagado; Alternativa Seleccionada	91
VII.1.1.- Hojas de datos de proceso	96-97
VII.1.2.- Especificaciones de proceso	98
VII.1.3.- Dimensionamiento de Cámaras de Oxidación-Apagado	103
VII .2.- Torre de Absorción.	113
VII.2.1.- Hoja de datos de proceso	113-114
VII.2.2.- Especificaciones de Proceso	115
VII.2.3.- Dimensionamiento de la Torre de Absorción	117
VII .3.- Selección de Materiales para Bombas, Tuberías, y Válvulas.	124
VII .4.- Tanque de Almacenamiento de Acido	126
VII.4.1.- Cálculo mecánico estructural simplificado	126
VII.4.2.- Hoja de Datos	128
VII .5.- Plano de Localización General de Equipos (PLG), Elevación	131
VIII.- Conclusiones y Resultados.	133
IX .- Bibliografía.	135

X	.- Anexos.	136
X.1.-	Gráficas	
	Gráfica 3.- Solubilidad del CaCO_3 en solución salina.	137
	Gráfica 4.- Solubilidad de diferentes formas de CaCO_3 a presión atmosférica.	138
	Gráfica 5.- Solubilidad del CaSO_4 anhidro a presión atmosférica.	139
	Gráfica 6.- Solubilidad del CaSO_4 anhidro a 212°F en solución salina.	140
X.2.-	Especificaciones de refractarios	141
X.3.-	Corridas originales del programa de Aislantes	149
X.4.-	Especificaciones Generales de Ingeniería	152
X.5.-	Curvas de Equilibrio de Iones en función del pH	161

INDICE DE FIGURAS

1.- Foto de plataforma petrolera.	13
2.- Esquema de flujo de proceso para la Alternativa 1, acidificación con ácido sulfúrico.	31
3.- Esquema de flujo de proceso para la Alternativa 2, acidificación con CO ₂ del gas natural.	36
4.- Esquema de flujo de proceso para la Alternativa 3, acidificación con CO ₂ de los gases de chimenea.	41
5.- Esquema de flujo de proceso para la Alternativa 4, acidificación con CO ₂ del generador de gas inerte.	47
6.- Esquema de flujo de proceso para la Alternativa 5, acidificación con ácido sulfuroso a partir de gas ácido.	52
7.- Area para la Alternativa 1, acidificación con ácido sulfúrico.	56
8.- Area para la Alternativa 2, acidificación con CO ₂ del gas natural.	59
9.- Area para la Alternativa 3, acidificación con CO ₂ de los gases de chimenea.	62
10.- Area para la Alternativa 4, acidificación con CO ₂ del generador de gas inerte.	66
11.- Area para la Alternativa 5, acidificación con ácido sulfuroso a partir de gas ácido.	70
12.- Diagrama de Flujo de Proceso con Balance de Materia para producir 750000 Barriles standard por día	88
13.- Diagrama de Flujo de Proceso con Balance de Materia para producir 500000 Barriles standard por día	89
14.- Diagrama de Flujo de Proceso con Balance de Materia para producir 250000 Barriles standard por día	90
15.- Alternativa 1 para el equipo de oxidación-apagado, un solo recipiente que contenga ambas secciones, separadas unicamente por un acinturamiento.	94
16.- Alternativa 2 para el equipo de oxidación-apagado, dos recipientes, cada uno con su función específica unidos por un ducto de transición.	95
17.- Hoja de datos de proceso para la cámara de oxidación	96
18.- Hoja de datos de proceso para la cámara de apagado	97

19.- Equipo de oxidacion-apagado según el diseño realizado	112
20.- Hoja de Datos de Proceso para la Torre de Absorción	114
21.- Detalle de Espesores del Tanque de Almacenamiento de Acido	129
22.- Hoja de Datos del Tanque de Almacenamiento de Acido	130
23.- Plano de Arreglo General de Equipos (PLG)	132
24.- Hoja de Datos de Bomba GA-501 A/R	153
25.- Hoja de Datos de Bomba GA-502 A/R	154

INDICE DE TABLAS

1.- Precipitación en yacimientos petroleros.	16
2.- Comparación de parámetros para proyectos anteriores de inyección de agua de mar.	26
3.- Lista de equipo para la alternativa 1, Acidificación con ácido sulfúrico almacenado.	30
4.- Lista de equipo para la alternativa 2, Acidificación con CO ₂ del gas natural.	35
5.- Lista de equipo para la alternativa 3, Acidificación con CO ₂ del gas de chimenea.	40
6.- Lista de equipo para la alternativa 4, Acidificación con CO ₂ del generador de gas inerte.	46
7.- Lista de equipo para la alternativa 5, Acidificación con ácido sulfuroso a partir de gas ácido.	51
8.- Resultados de la evaluación de alternativas (Resumen).	80

INDICE DE GRAFICAS

1.- Equilibrio SO_2 -Agua para el calculo de X SO_2 minima.	122
2.- Equilibrio SO_2 -Agua para el calculo de Y SO_2^* .	123
3.- Solubilidad del CaCO_3 en solución salina.	137
4.- Solubilidad de diferentes formas de CaSO_4 a presión atmosférica.	138
5.- Solubilidad del CaSO_4 anhidro en solución salina y presión atmosférica.	139
6.- Solubilidad del CaSO_4 anhidro en solución salina y Temperatura de 212°F .	140
7.- Curva de pH para el sistema $\text{CO}_2 / \text{HCO}_3^- / \text{CO}_3^{2-}$ a 25°C .	162
8.- Equilibrio de los iones SO_3^{2-} y SO_4^{2-} en función del pH.	163

I.- INTRODUCCION

La explotación inicial de un yacimiento petrolífero se realiza mediante la perforación de diversos pozos o tomas, a través de los cuales brota el petróleo crudo debido a la diferencia de presiones entre el exterior y el yacimiento.

La presión en el yacimiento desciende paulatinamente en forma natural, a medida que el crudo es extraído, por lo que, para continuar con la explotación, se debe utilizar alguna técnica de recuperación.

La más extensamente utilizada por sus ventajas, es la de inyección de agua a alta presión, que resulta una técnica de recuperación secundaria.

Con este procedimiento, se restablece la presión en el yacimiento y puede seguirse extrayendo el petróleo crudo, el cual, desafortunadamente en nuestro país y concretamente en la Sonda de Campeche, que es donde se realizará el estudio de la presente tesis, contiene ácido sulfhídrico, que debe ser removido del crudo para evitar corrosión en equipos y líneas, preparándolo para su venta o proceso. Por lo anterior, se hace imprescindible la asociación de una planta de endulzamiento junto a las instalaciones de extracción.

Esta planta separa el ácido del crudo, obteniendo así una corriente rica en ácido sulfhídrico que se manda a un quemador para su eliminación.

El problema fundamental, para el caso específico de la Sonda de Campeche, al intentar aplicar la técnica de recuperación por inyección de agua, es la incompatibilidad entre las propiedades del agua contenida en el seno del yacimiento y el agua de inyección, por lo que resulta obligada la homogenización de ambas.

La principal diferencia entre el agua de inyección y la presente en el yacimiento, es su distinto pH, lo cual causa que, al mezclarse el agua inyectada sin acondicionar con ésta última, se precipiten las sales contenidas en el agua inyectada, provocando el taponamiento del pozo.

El pH del agua de mar de la zona es de 8.35 y según los estudios analíticos que se presentarán posteriormente, este pH debe disminuirse hasta un valor de 7.0 para evitar la depositación de

sales.

A nivel mundial, para la acidificación de grandes volúmenes de agua de mar, se tienen varias alternativas, dentro de las cuales destacan el uso de ácido sulfúrico, el uso de CO_2 presente en el gas natural, el uso de CO_2 del gas combustible, el CO_2 obtenido de un generador de gas inerte y el uso de ácido sulfuroso producido a partir de la combustión del gas ácido.

En esta tesis, se buscará la alternativa más adecuada para el acondicionamiento del agua de inyección, desde un punto de vista tanto técnico como económico, sin soslayar el factor humano en cuanto a seguridad, ya que en una plataforma costa afuera, caso que nos ocupa, la seguridad debe considerarse aún más críticamente que en una instalación terrestre.

Así pues, la selección de la alternativa que finalmente se proponga, considerará las dificultades de producción o almacenamiento de un ácido agresivo (sulfúrico) comparándolo con uno menos energético (sulfuroso) así como la disponibilidad de materia prima para la generación in situ de CO_2 .

II.- OBJETIVOS

-Establecer las alternativas existentes a nivel mundial, para el acondicionamiento de agua de mar para inyección en la recuperación secundaria de mantos petrolíferos costa afuera.

-Identificar la alternativa más viable tanto técnica como económicamente, para un complejo petrolero costa afuera localizado en la Sonda de Campeche.

-Definir el proceso de tratamiento de agua de la alternativa seleccionada.

-Diseñar y/o especificar los equipos necesarios según el proceso seleccionado.

-Definir algunos de los posibles problemas operacionales del proceso seleccionado.

III.- ALCANCE

En esta tesis, como se mencionó anteriormente en la introducción, se trata de resolver el problema ocasionado por el descenso natural de la presión en los yacimientos petrolíferos costa afuera, lo cual provoca declinación en la producción espontánea. Por lo tanto, es necesario restablecer la presión en el yacimiento mediante la inyección, según convenga, de agua o gas, y poder continuar así con su explotación.

En este caso, debido a sus grandes ventajas, se utilizará la técnica de inyección de agua a alta presión.

Uno de los inconvenientes más importantes que se presentan en el caso de la Sonda de Campeche, al aplicar esta técnica, es que el agua de mar que será inyectada en el yacimiento para aumentar su presión; según el estudio analítico que se presentará en detalle, contiene ciertas sales, que al mezclarse con el agua presente en el yacimiento, se depositarán y taponarán el pozo.

Esta depositación, es provocada por la diferencia entre los valores de pH de las dos aguas. El agua a inyectar, tiene un pH de aproximadamente 8.35 y se encuentra casi totalmente saturada con respecto al Carbonato de Calcio (principal causa de la precipitación formada). El agua de mar presente en el yacimiento, tiene un pH = 7.0 lo cual nos lleva a concluir que es necesario acidificar el agua de inyección a un valor lo más cercano posible al del manto.

Con base en lo anterior, se procederá a investigar las alternativas existentes a nivel mundial para la acidificación de grandes volúmenes de agua. Estas son: (1)

- 1) Utilización de Acido Sulfúrico almacenado.
- 2) Utilización de CO₂ contenido en el gas natural.
- 3) Utilización de CO₂ contenido en los gases de chimenea.
- 4) Utilización de CO₂ obtenido en un generador de gas inerte.
- 5) Utilización de Acido Sulfuroso producido a partir de gas ácido (H₂S).

Posteriormente, se debe analizar cada una de las alternativas anteriores para identificar cual de ellas es la más conveniente, técnica y económicamente, considerando los siguientes puntos :

- a) Confiabilidad en el Funcionamiento.
- b) Operabilidad.
- c) Requerimientos de Espacio y Peso.
- d) Control Adecuado del pH.
- e) Seguridad y Ecología.
- f) Atención y Mantenimiento.

La selección del proceso contempla además, que la ubicación es un complejo petrolero costa afuera, instalaciones típicamente restringidas en cuanto a la cantidad de personal para operación y/o mantenimiento, y que dispone de poca área de planta para las instalaciones, almacenamiento de materias primas, inventario de sustancias químicas necesarias y materiales en general. También está restringida en la cantidad de Servicios Auxiliares disponibles y en espacio y peso adicionales que pueden ser agregados a la plataforma. (VER FIGURA 1).

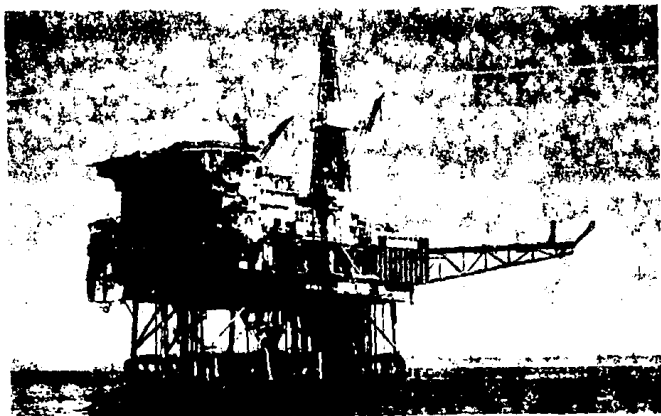
En base a las consideraciones técnico-económicas anteriores, se demostrará que la opción N°5 es la más viable, puesto que se cuenta con la materia prima a bordo (H₂S) y es superior a las otras alternativas, considerando los aspectos técnico-económicos.

Una vez seleccionada la alternativa de proceso más adecuada, se desarrollará integralmente, y se generarán las Bases de Diseño en las que destacan los siguientes factores:

- a) Agente Acidificante.
- b) Cantidad necesaria de agua a inyectar.
- c) pH del agua sin tratar, que pH se quiere alcanzar y el requerimiento de agente acidificante para lograrlo.
- d) Días del año de operación.
- e) Requerimientos ambientales y de seguridad.
- f) Composición y propiedades fisicoquímicas de las materias primas (H₂S y gas de combustión).
- g) Condiciones atmosféricas presentes en la zona.
- h) Requerimientos y disponibilidad de servicios auxiliares.
- i) Propiedades químicas de las aguas de inyección y del yacimiento.

Una vez cubierto lo anterior, se procederá a diseñar y/o especificar los equipos necesarios para cumplir con los requerimientos de inyección, considerando las condiciones de operación requeridas y establecidas en las Bases de Diseño, detallando con hojas de datos y planos constructivos los equipos clave en el proceso, llegando a la identificación de los posibles problemas operacionales, así como las posibles soluciones, obteniendo los resultados y evaluación finales del proceso seleccionado.

Figura No. 1



IV.- BASES GENERALES DE DISEÑO

Estas bases buscan establecer los lineamientos generales de diseño para poder desarrollar cualquiera de las cinco alternativas posibles mencionadas en el alcance, para el acondicionamiento del agua de mar, así como justificar técnicamente la necesidad del tratamiento, mediante cálculos de solubilidad.

IV.1.- REQUERIMIENTOS DE DISEÑO DE PROCESO

IV.1.1 Agente Acidificante

Dependerá de la decisión final.

IV.1.2 Flujo de Agua de Mar

750 M BPD (máximo)

250 M BPD (mínimo)

IV.1.3 pH Inicial del Agua de Mar

8.35

IV.1.4 pH Final del Agua de Mar

7.0

IV.1.5 Requerimiento de Acido (1)

0.0623 miliequivalentes de ácido sulfúrico/100 ml de agua de mar.

IV.2.- REQUERIMIENTOS DE DISEÑO DE LA PLANTA

La planta generadora de agua acidificada, sea cual sea la alternativa seleccionada, deberá operar 24 hr/día, 365 días/año, al igual que la planta de inyección, la cual tiene múltiples unidades o trenes.

Todo equipo que no tenga respaldo o sustituto, deberá ser diseñado con el mayor "factor de corriente práctico" ó sobrediseño ("practical stream factor") para minimizar las interrupciones en la operación de inyección del agua de mar.

IV.3.- AGUA DE MAR

IV.3.1 Propiedades Físicas

Color	-	Incolora
Olor	-	Inodora
Resistividad	-	0.20 ohm/m @ 20 °C

Temperatura	
Máxima	- 29.4 °C (85 °F)
Mínima	- 15.5 °C (60 °F)
Presión	- 57 psig
Gravedad Específica	- 1.024
pH	- 8.35

IV.3.2 Propiedades Químicas y de Precipitación

-Sólidos Disueltos:

STD	-	37,452.6	mg/l
-----	---	----------	------

-Alcalinidad como CaCO₃

"p"	-	14.6	mg/l
"M.O."	-	151.3	mg/l
Salinidad	-	33,201.1	mg/l

-Iones Disueltos:

Cationes

Na ⁺ + K ⁺	-	12,901.5	mg/l	560.9	M.E./l
Ca ²⁺	-	416.0	mg/l	20.7	M.E./l
Mg ²⁺	-	698.7	mg/l	14.3	M.E./l
Total	-	14,016.2	mg/l	595.9	M.E./l

Aniones

Cl ⁻	-	20,139.9	mg/l	567.3	M.E./l
CO ₃ ²⁻	-	18.6	mg/l	0.6	M.E./l
HCO ₃ ⁻	-	149.1	mg/l	2.4	M.E./l
SO ₄ ²⁻	-	3,275.0	mg/l	34.1	M.E./l
Total	-	23,582.6	mg/l	604.4	M.E./l

IV.4.0 CONSIDERACIONES SOBRE PRECIPITACION DE SOLIDOS

Las incrustaciones y depositaciones mas comunes en el agua de mar presentes en yacimientos petroleros aparece listada en la Tabla 1 junto con los factores primarios que afectan su solubilidad.

TABLA 1 (1)

PRECIPITACIONES MAS COMUNES ENCONTRADAS EN YACIMIENTOS PETROLEROS

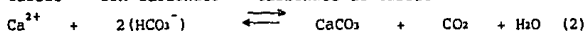
NOMBRE	FORMULA QUIMICA	FACTORES QUE AFECTAN LA SOLUBILIDAD
Carbonato de Calcio	CaCO ₃	1. Presión parcial de CO ₂ 2. pH 3. Temperatura 4. Sales totales disueltas
Sulfato de Calcio Dihidratado	CaSO ₄ ·2H ₂ O	1. Sales totales disueltas
Anhidro	CaSO ₄	2. Temperatura 3. Presion
Sulfato de Bario	BaSO ₄	1. Temperatura
Sulfato de Estroncio	SrSO ₄	2. Sales totales disueltas
Compuestos Ferrosos		
Carbonato Ferroso	FeCO ₃	1. Corrosión
Sulfuro Ferroso	FeS	2. Gases disueltos
Hidróxido Ferroso	Fe(OH) ₂	3. pH
Hidróxido Férrico	Fe(OH) ₃	4. Sales totales disueltas
Oxido Férrico	Fe ₂ O ₃	

IV.4.1 CARBONATO DE CALCIO (1)

Las depositaciones de esta sal, pueden formarse por la combinación del ión Calcio con los iones Carbonato o Bicarbonato, como sigue:



Ion Calcio Ion Carbonato Carbonato de Calcio



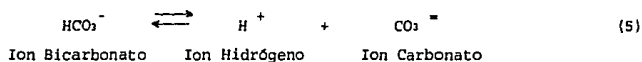
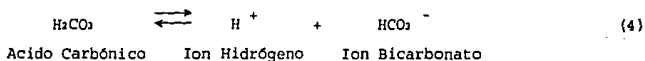
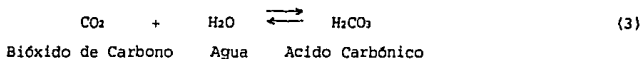
Ion calcio Ion Bicarbonato Carbonato de Calcio Bióxido Agua

La ecuación (2) demuestra que la eliminación de CO₂ causa depositación, mientras que la adición de CO₂ retarda dicha depositación, ya que este gas se encuentra disuelto en el agua y afecta directamente al equilibrio de los iones en solución (como puede verse más claramente en la gráfica 7, página 162)

IV.4.1.1 Efecto del CO₂

La presencia de CO₂ aumenta la solubilidad del CaCO₃ en agua. Cuando se disuelve bióxido de carbono en el agua, forma ácido carbónico, que se ioniza de acuerdo a la siguiente serie de

ecuaciones:



Solo un pequeño porcentaje del ion bicarbonato se disocia a la forma (H^+) y ($\text{CO}_3^{=}$) como se muestra en la ecuación (5). El ion Bicarbonato (HCO_3^-) normalmente superará por mucho en número al ion Carbonato ($\text{CO}_3^{=}$). En consecuencia, es lógico que la ecuación (2) es la expresión más exacta para la precipitación del Carbonato de Calcio. (la gráfica 7, página 162, demuestra esto prácticamente).

IV.4.1.2 Efecto de la Temperatura

La solubilidad del CaCO_3 , varía inversamente con la temperatura. A presión y pH constantes, la solubilidad del CaCO_3 disminuye en un rango de aproximadamente 50% por cada 50 °F hasta llegar a 150 °F, en donde a temperaturas mayores la disminución de la solubilidad se detiene. Por ello, el agua de inyección que no presenta depositación en la superficie, puede formar depositaciones bajo tierra si la temperatura ahí es lo suficientemente alta.

IV.4.1.3 Efecto de las Sales Disueltas

La solubilidad del carbonato de calcio, varía directamente con la cantidad de sales disueltas en el agua. Adicionando 200,000 mg/l de cloruro de sodio (NaCl) a agua destilada, se aumenta la solubilidad del CaCO_3 de 75 mg/l a 200 mg/l a 77 °F. (Ver Gráfica 3, Anexo X.1 página 137).

Resumiendo, los factores que derivan en la precipitación del Carbonato de Calcio son :

- 1.- Aumento en la temperatura.
- 2.- Disminución en la presión parcial de CO_2 en la fase de vapor.
- 3.- Aumento en el pH.
- 4.- Disminución en la cantidad total de sales disueltas.

IV.4.1.4 Calculos de Solubilidad para el Carbonato de Calcio

Se ha desarrollado un indice para predecir la precipitación del CaCO_3 en pozos petroleros basado en la siguiente ecuación :

Indice de precipitación, I.P. = $\text{pH} - (\text{pCa} + \text{pAlk} + \text{K})$

donde:

pH = pH actual del agua en el sistema.

pCa = $\text{Log} (1 / \text{Concentración del } \text{Ca}^{2+} \text{ en gr. mol / l })$

pAlk = $\text{Log} (1 / \text{Alcalinidad total como } \text{CaCO}_3 \text{ en gr. mol / l })$

K = Constante de solubilidad del CaCO_3 en el agua del sistema

La cantidad ($\text{pCa} + \text{pAlk} + \text{K}$) está definida como el pH de saturación del agua de mar con respecto al CaCO_3 .

Si el I.P. es NEGATIVO : El agua no está saturada con CaCO_3 y es improbable su precipitación.

Si el I.P. es POSITIVO : El agua está sobresaturada con CaCO_3 y habrá precipitación.

Si el I.P. es CERO : El agua está en el punto de saturación.

Para calcular el indice de precipitación, el pH y la temperatura del agua así como su concentración de iones deben ser medidas tan pronto como la muestra sea tomada, si es posible, ya que la temperatura, pH y alcalinidad pueden variar muy rápidamente.

De todas las precipitaciones posibles que pueden formarse en el agua de mar, el carbonato de calcio es, por mucho, la más común. El agua de mar está normalmente cerca de la saturación con respecto al carbonato (ver el cálculo en el punto 4.1.5). El aumento en la temperatura es el cambio más común que puede provocar la precipitación. Si el agua de mar no fue tratada para estabilizar al carbonato de calcio, seguramente causara problemas de taponamiento.

IV.4.1.5 Agua de Mar en el Golfo de México

El agua de mar que será usada para inyección en Abkatun, contiene unas concentraciones de calcio y alcalinidad como carbonato que son muy cercanas a la saturación con respecto al CaCO_3 . Esto está demostrado por los siguientes cálculos :

El agua de Abkatun contiene alrededor de 416 mg/l de calcio (Ca^{2+}), 18.65 mg/l de ión carbonato ($\text{CO}_3^{=}$) y tiene una salinidad del 4 por ciento.

La solubilidad del CaCO_3 a 1 atm., 77 °F y una salinidad del 4% es de 180 mg/l. (2)

$$\text{kps para } \text{CaCO}_3 = (180 \cdot 10^{-3} / 100) \cdot (180 \cdot 10^{-3} / 100)$$

$$\text{kps para } \text{CaCO}_3 = 3.24 \cdot 10^{-6}$$

$$(\text{Ca}^{2+}) = (416 \cdot 10^{-3} / 40) = 1.04 \cdot 10^{-2}$$

$$(\text{CO}_3^{=}) = (18.65 \cdot 10^{-3} / 60) = 3.108 \cdot 10^{-4}$$

$$(\text{Ca}^{2+}) (\text{CO}_3^{=}) = (1.04 \cdot 10^{-2}) (3.1 \cdot 10^{-4}) = 3.2326 \cdot 10^{-6}$$

Como se demuestra, el kps es casi idéntico al producto (Ca^{2+}) ($\text{CO}_3^{=}$), por lo tanto, el agua puede ser considerada saturada con respecto al CaCO_3 y por ello, dentro de la posibilidad de precipitación.

El pH de saturación calculado a las mismas condiciones es 8.26. El pH del agua de mar medido es de 8.35. Esto confirma que el carbonato de calcio presente en el agua de mar está a punto de precipitar a condiciones ambiente.

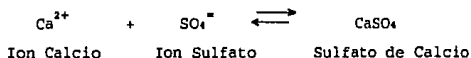
Si la temperatura del agua de mar es aumentada sin cambiar su pH o su presión, se espera que el CaCO_3 precipite. A una temperatura de 140 °F, por ejemplo, el pH de saturación del agua de mar es 6.98. Esto significa que para evitar la precipitación del CaCO_3 a 140 °F, sin cambiar la presión, el pH debe ser ajustado a 7.0

kps = constante del producto de solubilidad

aproximadamente. El punto de saturación de pH para una temperatura de 212 °F es de 5.5. Sin embargo, mayores temperaturas deben ser asociadas con mayores presiones. No existen datos acerca del efecto de la presión en la solubilidad del CaCO₃, sin embargo, basándose en el hecho de que la solubilidad del CaSO₄ aproximadamente se duplica de 1 a 3,000 psig (1), uno puede asumir que la solubilidad del CaCO₃ también se incrementará substancialmente con un aumento en la presión. Además, a presiones altas, el CO₂ contenido en el agua no puede liberarse y la precipitación del CaCO₃, por la ecuación (2), no puede ocurrir mientras toda la alcalinidad esté en forma de bicarbonato. Para convertir toda la alcalinidad a HCO₃⁻, es necesario ajustar el pH del agua de Abkatun a un valor de al menos 7.5. A este pH, toda la alcalinidad del carbonato es convertida a HCO₃⁻ y el CaCO₃ no puede precipitar mientras que el CO₂ no sea liberado de la disolución. El pH del agua en el yacimiento es de aproximadamente 7.0. A este pH, la cantidad de CO₃²⁻ es esencialmente cero y el CaCO₃ no puede precipitar. Sin embargo, es aconsejable que el agua que se inyecte tenga un pH lo más semejante al agua del yacimiento para evitar cambios en el equilibrio de los iones HCO₃⁻/CO₃²⁻ en el depósito.

IV.4.2 SULFATO DE CALCIO (1)

La precipitación del sulfato de calcio presente en el agua de mar resulta de la reacción siguiente :



IV.4.2.1 Formas del sulfato de calcio

La mayoría de las depositaciones encontradas en los pozos petroleros son de CaSO₄·2H₂O, que es la forma natural a una temperatura de 100 °F o menos. Arriba de esta temperatura, la forma anhidra (CaSO₄) puede ser encontrada. Una tercera forma, hemihidrato, es raramente encontrada en los pozos petroleros (Ver Gráfica 4, Anexo X.1, página 138).

IV.4.2.2 Efecto de la temperatura

La solubilidad de la forma hidratada varía directamente con la temperatura hasta alrededor de 100 °F arriba de la cual, se comporta inversamente con la temperatura. Esto es una gran diferencia comparada con la solubilidad del CaCO_3 , que siempre reacciona inversamente con la temperatura. Además, el $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ es considerablemente mas soluble que el CaCO_3 dentro del rango de temperatura de interés. Arriba de 107 °F, la forma anhidra puede ser la forma dominante en pozos más calientes y profundos. En realidad, la temperatura a la que la precipitación cambia de la forma dihidratada a la forma anhidra, es también función de la presión y del contenido de sales disueltas.

IV.4.2.3 Efecto de las sales disueltas

La presencia de NaCl o alguna otra sal disuelta que no sea de iones calcio o sulfato, aumenta la solubilidad de ambas formas como lo hace para el CaCO_3 . El aumento en la solubilidad es cierto hasta una concentración de sal de 150,000 mg/l, después de la cual un aumento en la concentración disminuye la solubilidad del CaSO_4 . (Ver Gráficas 5 y 6, Anexo X.1, páginas 139 y 140).

IV.4.2.4 Efecto de la presión

Sabemos que una caída de presión puede provocar la precipitación del sulfato de calcio. La razón por la que el sulfato de calcio se vuelve menos soluble a medida que la presión disminuye, es diferente a la que afecta al carbonato de calcio. La presencia o ausencia de CO_2 en solución, tiene un efecto muy pequeño en la solubilidad del sulfato de calcio.

El efecto de la presión en la solubilidad del sulfato de calcio es física, una mayor presión, resulta en una reducción en el tamaño de la molécula de sulfato de calcio aumentando así su solubilidad. Sin embargo, es necesario un gran aumento en la presión para afectar significativamente el tamaño de la molécula. Disminuyendo la presión desde 1,500 psi a presión atmosférica, a 212 °F reducirá la concentración en un 0.015 por ciento. A pesar de que este valor aparentemente es despreciable, suma 50 libras de precipitado por cada 1,000 barriles de agua (Ver Gráficas 5 y 6, Anexo X.1, páginas 139 y 140).

La solubilidad del CaSO_4 en una disolución con 4% de sal a 77°F y presión atmosférica es 5,800 mg/l y es de 2,600 mg/l a 212°F y 3,000 psig. Bajo ambas condiciones, las concentraciones de Ca^{2+} y de SO_4^{2-} en el agua de mar del yacimiento, son lo suficientemente altas para que, a cualquier proporción de agua de inyección y agua del yacimiento se presente tendencia a precipitar. En consecuencia, será necesario agregar un inhibidor de incrustación (scaling inhibitor) al agua de mar para prevenir la precipitación.

Para el agua de Abkatun, el mejor estimado para su tratamiento es como sigue :

pH de diseño	= 7.0
pH de operación normalmente esperado	= 7.5
Dosis de inhibidor de incrustación	= 5 ppm
Dosis de inhibidor normalmente esperada	= 3 ppm

IV.5.0 AGUA DE SERVICIOS Y DE EMERGENCIA

IV.5.1 Presión

Servicio	- 113 Psig
Emergencia	- 100 Psig

IV.5.2 Temperatura

Servicio	- Ambiente (aprox 37.7°C)
Emergencia	- Ambiente (aprox 37.7°C)

IV.5.3 Disponibilidad

Según se requiera

IV.6.0 OTROS SERVICIOS AUXILIARES

IV.6.1 Aire de Planta

Temperatura	- 37.7°C (100°F)
Presión	- 125 psig
Disponibilidad	- según se requiera

IV.6.2 Aire de Instrumentos

Temperatura	- Ambiente (aprox 37.7°C)
Presión	- 125 psig
Disponibilidad	- según se requiera

IV.6.3 Energía Eléctrica

a.- 480 volts / 3 fases / 60 Hz

b.- 120 volts / 1 fase / 60 Hz

IV.7.0 DATOS GEOGRAFICOS

IV.7.1 Localización

Golfo de México en la Bahía de Campeche.

IV.7.2 Condiciones Ambientales

-Temperatura

Diseño - 37.7 °C (100 °F)

Máxima - 38.8 °C (102 °F)

Mínima - 11.9 °C (53.5 °F)

-Presión Barométrica

Diseño - 760 mmHg

-Humedad Relativa

Diseño - 100 %

Máxima - 100 %

Mínima - 70 %

-Precipitación

Promedio Anual - 86.4 cm (34 in)

-Viento

Diseño - 150 MPH

-Sismicidad

Zona - B

Factor - 0.3

IV.8.0 CLASIFICACION DEL AREA ELECTRICA

Clase - 1

División - 2

Grupo - C y D

V. ESTABLECIMIENTO, DESCRIPCIÓN Y EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA
TRATAMIENTO DE AGUA DE INYECCIÓN

V.1.- ESTABLECIMIENTO DE ALTERNATIVAS

A nivel mundial, para acondicionamiento de agua de mar para inyección, existen las 5 alternativas mencionadas en el Alcance (Capítulo III), las cuales son :

- Alternativa 1 Utilizar Acido Sulfúrico almacenado.
- Alternativa 2 Utilizar CO₂ contenido en el Gas Natural.
- Alternativa 3 Utilizar CO₂ contenido en los gases de chimenea (gases de escape).
- Alternativa 4 Utilizar CO₂ obtenido en un generador de gases inertes.
- Alternativa 5 Utilizar Acido Sulfuroso producido a partir del gas ácido.

Todas estas alternativas han sido utilizadas en diversos proyectos de inyección de agua de mar, y han estado en operación por muchos años. En la Tabla 2 se comparan los distintos métodos o alternativas utilizadas por algunos de los proyectos más representativos en el acondicionamiento del agua de mar para inyección (1), para evitar la precipitación de CaCO₃, mediante el ajuste de su pH. El control del pH está íntimamente relacionado con el proceso de deaeración utilizado, debido a los cambios en el equilibrio entre los iones CO₃²⁻/HCO₃⁻ en el deaerador. La mayoría de las empresas que utilizan agua de mar, reconocen su gran potencial de precipitación, y seleccionan el proceso de deaeración junto con el de control del pH, como consideraciones primarias.

El pH del agua de mar es ajustada normalmente mediante la remoción del CO₂ contenido en el gas natural, y luego disolviendo este CO₂ en el agua, o mediante la adición de un ácido como el sulfuroso (H₂SO₃) o el sulfúrico (H₂SO₄), dependiendo de su disponibilidad. La utilización del ácido sulfuroso para el ajuste de pH, tiene la ventaja de que funciona también como secuestrante de O₂. Las desventajas de su utilización, son que debe ser producido en sitio y, como se produce una solución muy diluida (aprox 0.3 % peso) el requerimiento de tanques de almacenamiento es grande.

En la Tabla 2 también se comparan varios parámetros de operación entre los seis proyectos de inyección más representativos mundialmente, y que han estado en operación unos 15 años. Esta tabla es una guía de la experiencia que se tiene a nivel mundial en el campo de la inyección del agua de mar. Sin embargo, debe considerarse que el factor principal que determina los requerimientos del agua de inyección, son las características particulares de cada yacimiento.

Tabla No. 2
COMPARACION DE PARAMENTROS PARA PROYECTOS ANTERIORES DE INYECCION DE AGUA DE MAR (1)

	1979 Agua de Mar ARAMCO (*)	1984 ARCO PRUDHOLE BAY	1975 COSTA DEL GOLFO 175 DELTA	1977 CONOCO DUBAI	1980 CONOCO-MAR DEL NORTE MURCHINSON	CONOCO VENTURA
Capacidad de Diseño	6.5 MMBPD	2.2 MMBPD	10,000 BPD	460,000 BPD	100,000 BPD	50,000 BPD
Presión de inyección del Agua (PSig)	3,000	3,000	3,000	3,200	2,500	4,500
Profundidad del Agua (Ft)	15	12	85	120	515	Linea Costera
Profundidad del Yacimiento (Ft)	7,000-8,000	9,000	8,000	8,000-9,000	9,000	14,000
Temperatura del Yacimiento (°F)	150	170	200	150-180	—	—
Temperatura del Agua de Mar (°F)	55-90	28.5-50	50-90	64-90	—	—
pH del Agua de Mar (a la entrada)	8.1	7.2-7.9	8.0	8.1	8.1	8.0
pH del Agua de Mar (inyección)	6.5-7.5	7.1 Mínimo	7.5-7.8	8.1	8.1	8.5-9.0
pH ajustado por	SO ₂	CO ₂ en gas combustible con modo de separación solamente	CO ₂ en gas tratado	Ninguno	Ninguno	H ₂ SO ₄ a pH = 4 alim. al deaer- ador, luego neu- tralización con sosa a pH = 8.5-9
CO ₂ en el gas tratado	0	12 %	0.1 %	Vacio	Vacio	Vacio
Salinidad (TDS) ppm	58,000	12,000-34,000	35,000-40,000	39,000	No Disponible	35,000-40,000
Dosis de inhibidor de precipitación (ppm)	5	5	0	3	0	0
Dosis de inhibidor de Corrosión (ppm)	5	0	0	0	0	0

(*) ARAMCO : ARABIAN AMERICAN OIL COMPANY

V.2.-DESCRIPCION DE ALTERNATIVAS

V.2.1.- ALTERNATIVA 1

UTILIZAR ACIDO SULFURICO ALMACENADO

La Figura 2 muestra el Esquema de Flujo de Proceso para la alternativa 1; y la Tabla 3, la lista de equipo correspondiente.

El método más simple para la acidificación de agua de mar es usando un ácido fuerte. El sulfúrico es preferido sobre otros ácidos fuertes como el clorhídrico o el nítrico, debido a que es más barato y disponible, y produce los menores problemas con los materiales de construcción. El ácido sulfúrico concentrado (93 por ciento en peso) es manejado fácilmente en equipo de acero al carbón.

V.2.1.1.- Descripción del Proceso

El proceso representado en la Figura 2 es muy sencillo. El ácido sulfúrico concentrado es adicionado al agua deaerada mediante bombas dosificadoras (4 a 1 para cada deaerador). Las bombas están operadas mediante embolos posicionadores gobernados por un controlador de pH para ajustar la cantidad de flujo, dependiendo del requerimiento de ácido. A pesar de ser simple, debe considerarse que el requerimiento de ácido por unidad de agua es muy pequeño :

$$\frac{1.6 \times 10^{-5} \text{ galones de ácido}}{\text{galón de agua}}$$

Para administrar eficientemente este pequeño volumen de ácido antes de la medición del pH, sería recomendable adicionar el ácido corriente arriba de las bombas sobrealimentadoras para aprovechar el efecto de mezclado en ambas bombas, las de sobrealimentación y las de inyección.

El equipo para esta alternativa, incluye un tanque de almacenamiento en la plataforma costa afuera, 4 bombas dosificadoras (una por cada deaerador y un respaldo para cada una) y un sistema en plataforma de almacenamiento/carga/descarga. Previendo los riesgos con el ácido y espacio disponible, se sugirió que el límite volumétrico almacenado en el tanque fuera de 10 días de suministro

(7,000 galones), mientras que para el tanque de almacenamiento en tierra resulta de 30 días de suministro (22,000 galones).

V.2.1.2.- Características del Sistema

El costo estimado para esta alternativa, incluye una cantidad adecuada para una "charola" bajo las bombas y para el recubrimiento (plástico o de hule) de las tuberías bajo las bombas de la plataforma. Esta "charola" deberá considerar también al tanque de almacenamiento como lleno y a las tuberías vacías y en operación, como si llevaran ácido concentrado. Con esto, no habrá fugas ni goteo del ácido corrosivo sobre la plataforma.

V.2.1.3.- Riesgos Asociados con el Acido Sulfúrico

El ácido sulfúrico es muy corrosivo y peligroso, pero con las mínimas medidas de seguridad es fácilmente manejable, práctica común en la industria y el comercio.

El ácido sulfúrico concentrado (93% y mayores) no corroe al acero, que es el material común de construcción para recipientes que contengan ácidos fuertes. El ácido concentrado, sin embargo, es muy higroscópico y por ello se diluye fácilmente, absorbiendo humedad del aire. El ácido diluido es altamente corrosivo para el acero al carbón y por ello se requieren materiales de construcción especiales. Por lo tanto, el ácido debe usarse concentrado siempre que sea posible y cualquier dilución debe evitarse. Para prevenir la dilución, el ácido sulfúrico concentrado es almacenado normalmente bajo una presión pequeña para evitar la entrada de aire. Cuando no se almacena bajo presión, el venteo debe contar con un aditamento de conservación tal como un desecante. Cualquier fuga de válvulas, juntas de tubería, sellos de bombas, etc. se diluirá rápidamente al estar expuesta al aire y será muy corrosiva. Por ello se ha vuelto una práctica común el adicionar una cubierta protectora o "charola" fabricada con materiales resistentes (ladrillo antiácido, planchas recubiertas, etc.) bajo toda fuente potencial de fugas. El drene de dichas cubiertas, debe estar también protegido adecuadamente, y dirigido a un área de depósito adecuada. Todo el equipo cuyas superficies puedan ser potencialmente humedecidas por alguna fuga de ácido, deben ser cubiertas con el material de construcción adecuado. El equipo de acero desprotegido externamente, siempre falla debido a la corrosión exterior tan extrema.

Las reglas de operación para el correcto manejo de ácido sulfúrico son simples y fácilmente implementadas y cuando son seguidas adecuadamente, resulta en una operación segura.

V.2.1.4.- Requerimiento de Acido

Fue estimado mediante datos de titulaciones disponibles donde el tratamiento ácido fue requerido, para llegar a varios puntos finales de pH y para muchas muestras de agua obtenidas durante un período de un mes. Los datos promedio obtenidos fueron muy cercanos, indicando una ligera variación en la química del agua. El requerimiento promedio estimado es de 10,016 libras de ácido por día (655 gal/D = 15.6 BPD).

V.2.1.5.- Control del Proceso

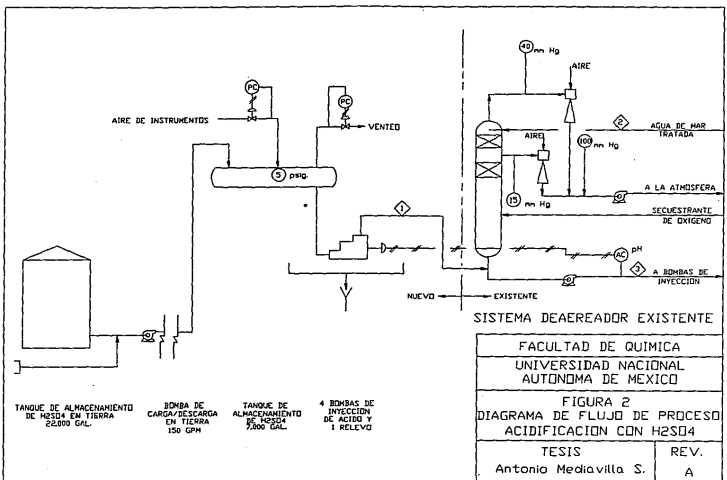
El control del pH del agua de mar será hecho automáticamente mediante un sistema de control proporcional entre la cantidad de ácido agregado y el requerimiento de pH, utilizando bombas dosificadoras con posicionadores de émbolo. El punto máximo de ajuste (maximum set point) del émbolo de las bombas, puede ser ajustado de tal forma que no se sobreacidifique el agua.

TABLA No. 3
Lista de Equipo para la Alternativa No. 1
ACIDIFICACION CON H₂SO₄ ALMACENADO

Numero del equipo	Nombre del Equipo	Dimensiones Típicas (de acuerdo a referencia bibliográfica (3))	H.P. (**)	P.Op. Psig (**)	T.Op. °F (**)	Materiales de Construcción
	Tanques					
1	Tanque de Almacenamiento de H ₂ SO ₄ en Plataforma	7,000 Gal., 9' * 15' T/T, con 4/8" de Corrosión Permitida (Vertical)	—	10	100	Acero al Carbón
2	Tanque de Almacenamiento de H ₂ SO ₄ en Tierra	22,000 Gal., 13' * 21' Altura, con 1/8" de Corrosión Permitida (Vertical)	—	1	100	Acero al Carbón
	Bombas					
1	Bombas de Inyección de Acido Sulfúrico (4), (*)	0.15 GPM, c/u, tipo Diap. con sistema completo de operación remota	1/4	100	100	Acero Inoxidable 316
2	Bomba de Alimentación/Descarga en Tierra	150 GPM, 95' Ton., Sellos Mecánicos	10	75	100	Acero Inoxidable 316

(*) Requiere un Solo Relevo

(**) Parametros de operación típicos (según referencia bibliográfica (3))



TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE H2SO4 EN TIERRA 26,000 GAL.

BOMBA DE CARGA/DESCARGA EN TIERRA 150 GPM

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE H2SO4 5,000 GAL.

4 BOMBAS DE INYECCION DE ACIDO Y RELIEVO

SISTEMA DEAEADOR EXISTENTE

FACULTAD DE QUIMICA	
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FIGURA 2	
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	
ACIDIFICACION CON H2SO4	
TESIS	REV.
Antonio Mediavilla S.	A

V.2.2.- ALTERNATIVA 2
UTILIZAR CO₂ CONTENIDO EN EL GAS NATURAL

El esquema de flujo de proceso y la lista de equipo para la alternativa 2, están representados respectivamente en la Figura 3 y Tabla 4.

En éste proceso, se extrae selectivamente el ácido sulfhídrico con metil-dietanolamina, MDEA, presente en una fuente de gas natural, obteniéndose así una corriente de gas dulce que contiene bióxido de carbono, para el control del pH del agua de mar. En este proceso, esencialmente todo el ácido sulfhídrico y alrededor del 20% del bióxido de carbono, son extraídos del gas natural. La baja concentración resultante de bióxido de carbono en el gas dulce, provoca el requerimiento de una cantidad de gas mayor a la necesaria para separar el oxígeno presente en el agua de mar para proveer suficiente bióxido de carbono para el control del pH.

El gas amargo está disponible en la plataforma de servicio a una presión de 1,176 psig. (La composición de éste gas se da en la página 81).

V.2.2.1.- Descripción del Proceso

Como se ve en la Figura 3, el gas natural despresurizado es alimentado en el fondo de un contactor o columna absorbadora, la cual sirve como válvula evitando la posible presencia de líquido en la alimentación. El gas entra a la columna absorbadora o contactor empacado, operando a 450 psig, presión cercana a la óptima para la absorción selectiva de H₂S. El domo de la columna contiene una malla y un área de eliminación de niebla para asegurar una corriente de alimentación seca al deaerador. Esencialmente, todo el H₂S es removido en el contactor.

La corriente de gas libre de H₂S es entonces inyectada en el fondo de cada uno de los cuatro deaeradores, para separar el oxígeno del agua de mar y controlar su pH. La corriente de gas de los deaeradores, es comprimida después con un compresor centrífugo a 350 psig, presión requerida por el sistema de gas combustible.

La corriente de MDEA limpia proveniente del regenerador, es enfriada a 160 °F mediante un intercambio térmico con la corriente de

MDEA saturada que se dirige al regenerador. Se utiliza una bomba sobrealimentadora para impulsar la corriente de MDEA limpia a través de un filtro y de un enfriador. El filtro tiene un "by-pass" que permite su retrolavado. El enfriador con aire, reduce la temperatura de la corriente de MDEA limpia a 130 °F. La bomba sobrealimentadora de MDEA limpia aumenta su presión a 450 psig en la torre absorbadora.

Una corriente de reposición de MDEA limpia se inyecta a la succión de la bomba correspondiente de MDEA limpia. El requerimiento de esta reposición es de 7.3 lb/día. El agua de repuesto no es necesaria.

La disolución de amina saturada del fondo de la columna absorbadora fluye hacia la columna regeneradora. El flujo es controlado por el nivel en el fondo de la columna absorbadora. La solución saturada de MDEA se calienta a 184 °F en el intercambiador alimentación/fondos antes de entrar a la columna regeneradora. Un rehervidor a fuego directo mantiene la temperatura del fondo de esta columna a 240 °F. La corriente del domo es enfriada a 130 °F en un condensador enfriado con aire. La presión en el regenerador es mantenida en un valor constante, suficientemente alto como para permitir la ignición de los gases ácidos.

Las dimensiones aproximadas del equipo más grande se muestran en el Esquema de flujo de proceso correspondiente (Figura 3) y también en la lista de equipo (Tabla 4). Este tipo de planta, está disponible como "paquete" por parte de varios fabricantes, sobre un patín, lo cual es una buena ventaja, aunque la columna absorbadora y la regeneradora no pueden ser incluidas en dicho patín y deben instalarse en campo.

El voltaje requerido de energía eléctrica de esta planta, según el fabricante, es de 440 V. Otras entradas necesarias al límite de batería son : alimentación de gas natural y de gas combustible, línea de tubería de gas tratado al deaerador y una línea que regrese cualquier condensado producido por el gas natural.

V.2.2.2.- Requerimiento de Bióxido de Carbono

El requerimiento de CO₂ para reducir el pH del agua de mar a un valor de 7.0 es de 12.11 Lb mol/hr o 110,298 PCSD. Para asegurar que esta cantidad de CO₂ sea absorbida por el agua de mar, el equipo de la Figura 3 estará dimensionado para manejar 7.5 MMPCSD de gas natural. Solo 2.5 MMPCSD de gas tratado, se requieren para separar el oxígeno del agua de mar. El exceso de gas tratado se requiere debido a que su contenido de CO₂ es únicamente 2.74% y un flujo más alto es necesario para mantener una alta concentración en la fase gaseosa y efectuar el intercambio másico necesario.

V.2.2.3.- Control del Proceso

El control de la planta de amina para la extracción selectiva de H₂S es convencional y sencillo.

El flujo de amina a la columna, es regulado por un controlador de flujo simple. El flujo de MDEA saturada alimentado a la columna regeneradora se regula por el nivel en la columna absorbadora. Cualquier condensado que se acumule en la sección de "knockout" en el fondo de la columna absorbadora será combinado con los condensados del tanque flash a 450 psig.

La presión en el regenerador es mantenida a un valor constante para asegurar la operación a régimen permanente de este equipo. Todos los condensados de la corriente del domo de la columna regeneradora son recirculados a ésta. El rango de evaporación es controlado por la temperatura en el fondo del regenerador.

El exceso de gas tratado por encima del requerido para remover el oxígeno, permite el cambio en el régimen de flujo de este gas para controlar el pH sin afectar la remoción de oxígeno. El Esquema de Flujo (Figura 3) muestra un controlador de flujo en el gas tratado para cada columna deaeradora. Este flujo es reajustado mediante el valor de pH medido en el agua deaerada.

V.2.2.4.- Materiales de Construcción

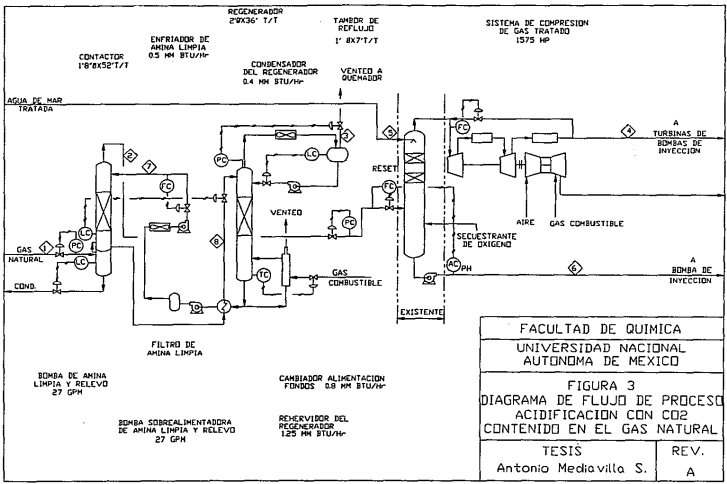
La temperatura y presión para este proceso y la solución de amina manejada, son tales que el acero al carbón puede ser usado en todo el sistema, como se muestra en la lista de equipo (Tabla 4).

Tabla No. 4
Lista de Equipo para la Alternativa No. 2
ACIDIFICACION CON CO₂ DEL GAS NATURAL

Número del equipo	Nombre del Equipo	Dimensiones Típicas (de acuerdo a referencia bibliográfica (3))	H.P. (**)	P. Op. Pwg (**)	T. Op. °F (**)	Materiales de Construcción
UNIDAD DE AMINA						
Tanques, Tuberias y Columnas						
1	Contacto	20" diam. * 52' T/T, Empacado	—	450	130	Acero al carbón
2	Regenerador	24" diam. * 38' T/T, Empacado	—	15	240	Acero al carbón
3	Tambor de Reflujo	1'0" diam. * 7'0" T/T	—	15	130	Acero al carbón
4	Filtro de Amina	1'0" diam. * 2'0"	—	25	160	Acero al carbón
Cambiadores de Calor						
1	Enfriador de Amina Limpia	0.5 MMBTU/Hr, Enfriado con Aire	3	25	160	
2	Condensador del Regenerador	0.4 MMBTU/Hr, Enfriado con Aire	3	—	—	
3	Rehervidor del Regenerador	1.2 MMBTU/Hr, Fuego directo	—	20	240	
4	Cambiador Alimentación/Fondos	0.8 MMBTU/Hr	—	450	240	
Bombas						
1	Bomba de Amina Limpia (*)	30 GPM, 60' TDH	1	25	160	
2	Bomba Sobrealimentadora de Amina Saturada (*)	30 GPM, 1,050' TDH, Sellos Mecánicos,	15	450	130	
3	Bomba de Reflujo (*)	8 GPM, 45' TDH, Sellos Mecánicos	0.5	450	130	
SISTEMA DE RECUPERACION DE GAS TRATADO						
Lineas						
1	Entrada al Tanque de Separación	4 1/2" diam. * 13 1/2' T/T	—	5	60	Acero al carbón
2	1ª etapa en Tanque de Separación	3 1/2" diam. * 10 1/2' T/T	—	70	130	Acero al carbón
3	2ª etapa en Tanque de Separación	2 1/2" diam. * 7 1/2' T/T	—	350	130	Acero al carbón
Cambiadores						
1	Enfriador de 1ª Etapa	4' * 14' Enfriado con Aire, 250 Ft ² (Area Efectiva de Tubos)	25	70	350	
2	Enfriador de 2ª Etapa	4' * 25' enfriado con Aire	25	350	450	
Compresores						
1	Compresores de Recuperación de Gas Tratado	4,000 ICFM, 2 Aislamientos 11,800 RPM, impulsado por Turbina de Gas	1,600 Eq.	350	450	

(*) Require relevo

(**) Parametros de operación típicos (según referencia bibliográfica (3))



FACULTAD DE QUIMICA	
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FIGURA 3	
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	
ACIDIFICACION CON CO2	
CONTENIDO EN EL GAS NATURAL	
TESIS	REV.
Antonio Medina Villa S.	A

V.2.3.- ALTERNATIVA 3
UTILIZAR CO₂ CONTENIDO EN LOS GASES DE CHIMENEA

El gas de chimenea obtenido del rehervidor de la planta existente, puede ser utilizado como una fuente de CO₂ para el enriquecimiento del gas tratado. La composición de este gas es asumida como sigue :

<u>COMPONENTE</u>	<u>‡ MOL</u>
CO ₂	10.12
O ₂	0.92
N ₂	72.63
H ₂ O	<u>16.33</u>
	100.00

La temperatura asumida es de 500 °F.

V.2.3.1.- Descripción del Proceso

El Esquema de flujo de proceso para extraer el CO₂ de esta corriente de gases de chimenea y enriquecer la corriente de gas tratado, se muestra en la Figura 4; La lista de equipo correspondiente en la Tabla 5.

La corriente a 500 °F de gases de chimenea es apagada ("quencheada") en un enfriador de contacto directo. Un enfriador con aire remueve el calor del agua del apagador durante la recirculación hacia el domo de la columna. Un soplador en la corriente de gas proveniente del domo (overhead) aumenta su presión a 12.5 psig aprox., para alimentarla al contactor a una presión requerida de 10 psig. Este soplador también sirve para empujar los gases de chimenea a través de la torre de enfriamiento. El gas es enfriado tanto como es posible, después de la compresión, para evitar la dilución de la solución de amina causada por la humedad en el gas.

No es necesario reponer agua en este enfriador, debido a que un exceso de agua es condensado de los gases de chimenea.

En el contactor, la solución de amina extrae alrededor del 93 % del CO₂ presente en los gases de chimenea. Los gases sobrantes, nitrógeno, oxígeno y el CO₂ no absorbido, son venteados a la atmósfera. La amina saturada se bombea a través de los intercambiadores de alimentación de fondos para su precalentamiento,

antes de que entren al regenerador. La presión en el regenerador, es mantenida a un valor constante y suficientemente alto para ajustar la caída de presión de la tubería a la plataforma de inyección y al deaerador, a un valor de 5 psig.

La amina limpia del fondo del regenerador es bombeada al domo de la columna absorbidora, mediante la bomba de amina limpia localizada corriente abajo del cambiador alimentación/fondos. La solución de amina, es filtrada y enfriada a 130 °F, en un enfriador con aire antes de que entre al domo de la columna absorbidora. El filtro cuenta con un "by-pass" que permite su retrolavado. La amina de repuesto, según se requiera, es suministrada a la succión de la bomba de amina limpia. La cantidad normalmente requerida de amina de repuesto, es de 31 lb/día. El tanque de almacenamiento de 900 galones, provee 2 meses de suministro de amina, considerando el valor normalmente requerido de esta.

Basándose en la recuperación del 93 % del CO₂, la cantidad de gas de chimenea requerido es de 1.42 MMPCSD aprox. Esta cantidad es solo del 35 % de la cantidad de gas disponible del principal sistema rehervidor de amina.

V.2.3.2.- Alternativas de Diseño de Proceso

Dos casos fueron considerados para esta alternativa :

- 1.- Usar CO₂ para enriquecer el gas tratado al deaerador, y operar este último en fase de purificación.
- 2.- Alimentar CO₂ puro al deaerador y operarlo en fase de vacío.

Una evaluación preliminar del segundo caso indica que no sería práctico. A alto vacío, la alta dilución de la fase gaseosa por el vapor de agua, derivará en la necesidad de producir considerablemente más CO₂ puro para tener una presión parcial de CO₂ en la fase gaseosa, lo suficientemente alta como para que se efectúe la transferencia de masa necesaria. En vista de todas estas incertidumbres, esta alternativa se desecha y no será considerada en adelante.

V.2.3.3.- Control del Proceso

El control del proceso es parte de un diseño estandar probado en muchas plantas en operación. El flujo de gas alimentado al sistema de amina, será controlado mediante el gas drenado del soplador de desplazamiento positivo de gases de chimenea. El gas en exceso será expulsado siempre y cuando se mantenga una expulsión de gas proveniente del tambor de reflujo en respuesta al controlador de presión.

El flujo de gas tratado a cada uno de los 4 deaeradores será mantenido a un valor constante para asumir la correcta separación de oxígeno. La cantidad de CO_2 en el gas tratado, será controlada según el requerimiento de pH. El exceso de CO_2 será venteado desde el tambor de reflujo mediante el controlador de presión instalado en él. Este controlador tendrá un arreglo especial tal, que mantenga el venteo al mínimo mediante el control de la cantidad drenada de la descarga del soplador de gases de chimenea.

V.2.3.4.- Materiales de Construcción

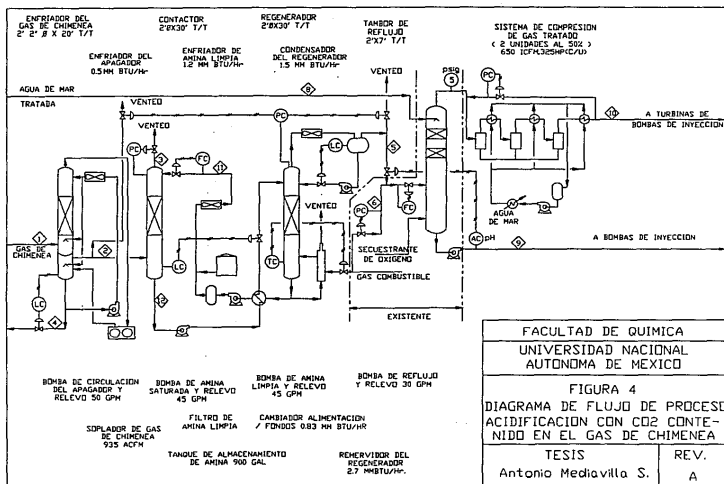
El material utilizado en las planta de amina es generalmente acero al carbón. Sin embargo, la columna de apagado y sistemas auxiliares que manejen ácido carbónico, deben ser de acero inoxidable. La torre puede ser recubierta si esto resulta más económico.

TABLA No. 5
Lista de Equipo para la Alternativa No. 3
ACIDIFICACION CON CO₂ DEL GAS DE CHIMENEA

Numero del equipo	Nombre del Equipo	Dimensiones Típicas (de acuerdo a referencia bibliográfica (3))	H.P. (**)	P.Dp. Psig (**)	T.Op. °F (**)	Materiales de Construcción
	UNIDAD DE AMINA					
	<u>Tanques, Tuberias y Columnas</u>					
1	Enfriador de Gases de Chimenea	2'0" diam. * 20' T/T, Empacado	—	Atm	150	Acero inoxidable
2	Contactador	2'0" diam. * 30' T/T, Empacado	—	10	130	Acero al carbón
3	Regenerador	2'0" diam. * 30' T/T, Empacado	—	15	250	Acero al carbón
4	Tanque de Almacenamiento de Amina	900 Gal.	—	Atm	100	Acero al carbón
5	Filtro de Amina Limpia	2'0" diam. * 2'0" T/T	—	35	185	Acero al carbón
6	Tambor de Reflujo	2'0" diam. * 7'0" T/T	—	15	130	Acero al carbón
	<u>Cambiadores de Calor</u>					
1	Enfriador de Amina Limpia	1.2 MMBTU/Hr, Enfriado con Aire	7.5	35	190	
2	Condensador del Regenerador	1.5 MMBTU/Hr, Enfriado con Aire	10	15	210	
3	Rehervidor del Regenerador	2.8 MMBTU/Hr, Fuego directo	—	15	250	
4	Cambiador Alimentación/Fondos	0.85 MMBTU/Hr	—	30	250	
5	Enfriador del Apagador	0.5 MMBTU/Hr, Enfriado con Aire	5	35	150	Acero inoxidable
	<u>Bombas</u>					
1	Bomba de Amina Limpia (*)	45 GPM, 80' TDH, Sellos Mecánicos	2	30	130	
2	Bomba de Amina Sat. (*)	45 GPM, 70' TDH, Sellos Mecánicos	2	20	130	
3	Bomba de Reflujo (*)	30 GPM, 5' TDH, Sellos Mecánicos	2	20	130	
	<u>Compresor</u>					
1	Soplador de Gas de Chimenea	935 ACFM, 12.5 psi ΔP	60	125	150	Acero inoxidable en partes húmedas
	SISTEMA DE RECUPERACION DE GAS TRATADO					
	<u>Tanques</u>					
1	Tanque de Agua Fresca	300 Gal, 3'diam. * 5 1/2' T/T, Vertical	—	Atm	150	Acero al carbón con tubenas
	<u>Cambiadores</u>					
1	Enfriador de Agua Fresca	1.5 MMBTU/Hr, 70 Ft ² , Tipo Platos	—	75	150	Platos de Titanio
	<u>Compresores</u>					
1	Compresores de Recuperación de Gas Tratado (2)	650 ACFM c/u, 3 Fases, Reciprocante, 325 HP c/u, Completo con interenfriadores	650	450	375	Acero al carbón
	<u>Bombas</u>					
	Bomba de Circulación de Agua Fresca	150 GPM, 75' TDH	5	50	150	Acero inoxidable 316

(*) Require relevo

(**) Parametros de operación típicos (según referencia bibliográfica (3))



V.2.4.- ALTERNATIVA 4

UTILIZAR CO₂ OBTENIDO DE UN GENERADOR DE GAS INERTE

La Figura 5 muestra el Esquema de Flujo de Proceso para esta alternativa. La lista de equipo correspondiente se muestra en la Tabla 6.

El gas natural tratado, es quemado en un generador de gas usando una pequeña deficiencia de oxígeno. El gas de chimenea resultante, contiene entre 200 y 2,000 ppm de oxígeno. El valor más aceptable es de 500 ppm bajo el control adecuado. Debido a la deficiencia de oxígeno, el gas es ligeramente reductor, conteniendo alrededor de 0.5 % de CO y de N₂, substancialmente más de lo necesario para consumir cualquier residuo de oxígeno. El oxígeno residual, puede consumirse catalíticamente bajo condiciones de proceso ligeras (400 °F a presión atmosférica). El efluente proveniente del Reactor de Oxidación Catalítica (ROC) contendrá menos de 1 ppm de oxígeno.

V.2.4.1.- Descripción del Proceso

El efluente proveniente del generador de gas inerte, como el de cualquier ROC, es enfriado vía un apagado con agua fresca, utilizando exceso de agua, de manera que esencialmente todo el calor de combustión sea retirado como calor sensible. El agua es enfriada en una torre de enfriamiento con aire y recirculada. El gas debe ser enfriado al menos a 150 °F para asegurar que estará saturado con agua, es decir, que no contenga más de la cantidad de agua producida en la combustión, eliminando de esta forma la necesidad de reposición de agua.

El gas anteriormente enfriado, es recalentado a los 400 °F requeridos por el ROC y pasado a través de una cama de catalizador donde todo el oxígeno residual se consume. En dicha cama hay un incremento de temperatura de aproximadamente 300 °F por cada 1 % (v/v) de O₂ en el gas alimentado. Con el control adecuado del exceso de O₂ en el gas alimentado, la temperatura resultante será lo suficientemente alta como para permitir la utilización de un cambiador alimentación/efluente para precalentar el gas, sin embargo, este proyecto considera para el calentamiento, la alternativa más simple, barata y convencional, que es el calentamiento a fuego directo (Como se ve en la Figura 5).

El efluente del ROC, es mezclado con gas natural tratado y enviado a cada uno de los 4 deaeradores de agua de mar.

V.2.4.2.- Alternativas de Diseño de Proceso

Para esta alternativa se consideraron 2 casos :

- 1.- Usar solo un generador de gas inerte (sin utilizar el ROC).
- 2.- Usando el ROC.

La consideración de ambos casos es necesaria, en vista de los altos costos, grandes requerimientos de espacio y posibles riesgos asociados a la oxidación catalítica; la cual no es utilizada normalmente cuando se tienen generadores de gas inerte. El catalizador está sujeto a una lenta desactivación provocada por compuestos sulfurados. Existe una limitación normal de alrededor de 1 ppm de sulfuro en la alimentación. El gas combustible tendrá al rededor de 4 ppm de H₂S resultando en menos de 1 ppm en el gas de chimenea.

Si no se utiliza el ROC, el contenido de oxígeno residual en el agua tratada es estimado como :

- 1.- 0.2 ppm asumiendo la peor condición de O₂ en los gases de chimenea (2,000 ppm).
- 2.- 0.14 ppm asumiendo un promedio de 500 ppm de O₂ en los gases de chimenea.

Cualquier exceso de O₂ en el agua tratada, requerirá una cantidad extra del agente eliminador de O₂.

V.2.4.3.- Relación de Flujo entre Gas Combustible y Gas Inerte

Se consideró solamente la combustión de la cantidad necesaria de gas combustible para producir el CO₂ que acidifique el agua, por lo cual, la cantidad necesaria de gas tratado es del 60 % de la cantidad utilizada de gas combustible y del 40 % de la de los gases de combustión. Las ventajas de esta consideración son :

- 1.- El generador de gas inerte y el ROC son de menores dimensiones.
- 2.- La concentración final de O₂ en el gas tratado, para el caso de no utilizar el ROC, es la menor posible. Asimismo, cuando éste no funciona adecuadamente.

- 3.- El contenido de CO₂ en el gas tratado, será mayor al requerido para la acidificación y el control de la remoción de O₂ y se perderá debido a que la reducción del CO₂ para el control del pH sólo afectará reduciendo el gas total, y esto puede afectar negativamente la remoción de oxígeno.

V.2.4.4.- Requerimiento de CO₂

La cantidad requerida de CO₂ para reducir el pH del agua de mar a un valor de 7.0, es estimada en 12.11 lbmol/hr o 110,298 pies cúbicos estandar por día (PCSI). El diseño se hará para producir 15 lbmol/hr y a esta relación, el presente diseño del deaerador estará limitado por el requerimiento de remoción de O₂ en lugar del requerimiento de absorción de CO₂.

V.2.4.5.- Control del Proceso

Esta alternativa es el caso más difícil de controlar. Se propone el siguiente modelo de control :

- 1.- El gas tratado alimentado a cada uno de los deaeradores estará bajo control de flujo para asegurar la relación correcta de tratamiento. La relación de flujo de gas puede ser ajustada también por el flujo de agua para minimizar el consumo de energía.
- 2.- La cantidad de gas inerte (y en consecuencia la cantidad de CO₂) producido se controlará según el pH del agua de mar tratada.
- 3.- El generador de gas inerte operará a régimen permanente para mantener un exceso de O₂ estable y bajo. El gas en exceso será venteado a la atmósfera mediante un controlador de pH. La diferencia entre la cantidad producida y la ventada es la cantidad designada para regular.
- 4.- La relación aire/combustible en el generador de gas inerte se regulará mediante un controlador proporcional convencional.

Al existir cuatro deaeradores y un solo generador de gas inerte, el sistema de pH deberá equiparse con un sistema donde se controle más críticamente la proporción de gas inerte en los deaeradores.

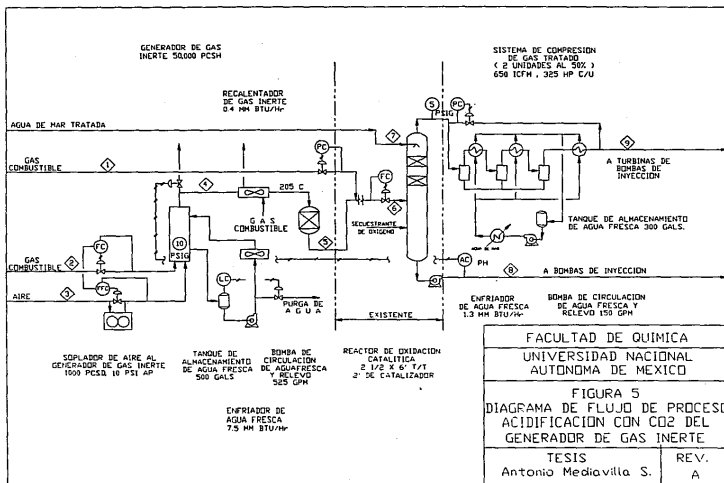
V.2.4.6.-Materiales de Construcción

Las únicas secciones que requieren material especial de construcción, son la cámara de apagado en el generador de gas inerte y el refluo de agua de apagado, que estarán manejando ácido carbónico. Deben fabricarse con materiales del tipo del acero inoxidable 304 ó 316.

TABLA No. 6
Lista de Equipo para la Alternativa No. 4
ACIDIFICACION CON CO₂ DEL GENERADOR DE GAS INERTE

Numero del equipo	Nombre del Equipo	Dimensiones Típicas (de acuerdo a referencia bibliográfica (3))	H.P. (**)	P.Op. Pspg (**)	T.Op. °F (**)	Materiales de Construcción
	GENERADOR DE GAS INERTE (G.G.I.)					
	<u>Tanques y Tuberías</u>					
1	Reactor Catalítico	2 1/2" diam. int. * 6' T/F, 2' de catalizador (10 Ft 3)	—	15	500	Acero al carbón
2	Tanque Igualador de Nivel de Agua de Mar	500 Gal., 4" diam. * 5' T/F (Vertical)	—	15	150	Acero al carbón con líneas
	<u>Cambiadores de Calor</u>					
1	Enfriador de Agua Fresca	7.5 MMBTU/Hr, Enfriador de Aire, 2 bancos de tubos @ 20" * 9' c/u, 2 ventiladores/banco, 1,800 Ft ² total	40	50	150	Acero inoxidable 304
	<u>Calentadores a Fuego Directo</u>					
1	Generador de Gas Inerte	50,000 scfh (seco) @ 500 ppm O	—	10	—	(Equipo de Vendor)
2	Precaentador de Alim. al Reactor	0.4 MM Btu/Hr	—	—	—	(Equipo de Vendor)
	<u>Bombas</u>					
1	Bomba de Circulación de Agua Fresca	525 GPM, 75' TDH	15	50	150	Acero inoxidable 316
	<u>Sopladores</u>					
1	Soplador de Aire del G.G.I.	1,000 acfm, Descarga a 10 psi	50	10	200	(Equipo de Vendor)
	SISTEMA DE RECUPERACION DE GAS TRATADO					
	<u>Tanques</u>					
1	Tanque igualador de Nivel de Agua de Mar	300 Gal., 3" diam. * 5 1/2' T/F (Vertical)	—	Atm	150	Acero al Carbón con Líneas
	<u>Cambiadores</u>					
1	Enfriador de Agua Fresca	1.5 MM Btu/Hr 70 Ft ² tipo Platos	—	75	150	Platos de Titanio
	<u>Compresores</u>					
1	Compresores de Recuperación de Gas Tratado (2)	650 ACFM c/a, 3 Etapas, reciprocantes, 325 HP c/a, junto con interenfriadores	850	450	375	Acero al Carbón
	<u>Bombas</u>					
1	Bomba de Circulación de Agua Fresca	525 GPM, 75' TDH, Selos Mecánicos	5	50	150	Acero inoxidable 316

(**) Parametros de operación típicos (según referencia bibliográfica (3))



FACULTAD DE QUIMICA
 UNIVERSIDAD NACIONAL
 AUTONOMA DE MEXICO
 FIGURA 5
 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
 ACIDIFICACION CON CO2 DEL
 GENERADOR DE GAS INERTE
 TESIS
 Antonio Mediavilla S.
 REV.
 A

V.2.5.- ALTERNATIVA 5

UTILIZAR ACIDO SULFUROSO PRODUCIDO A PARTIR DEL GAS ACIDO

La utilización de ácido sulfuroso tiene varias ventajas :

- 1.- El ácido también elimina cualquier residuo de O_2 en el agua de mar tratada, eliminando así la necesidad de un agente eliminador adicional. La cantidad de ácido necesaria para esta función, es aproximadamente 90 lb/día, menor al 1 % del requerimiento total de ácido para controlar el pH.
- 2.- El modo de operación al vacío puede utilizarse eliminando la necesidad de un sistema caro para recuperación de gases.

La Figura 6 muestra el Esquema de Flujo de Proceso para esta alternativa, y la lista de equipo correspondiente se muestra en la Tabla 7.

V.2.5.1.- Descripción del Proceso

El gas ácido que contiene 28 % de H_2S , 64 % de CO_2 y el 8 % de H_2O obtenido del regenerador de aminas, es quemado en exceso de aire. El gas resultante, rico en SO_2 , es apagado con un exceso de agua y alimentado a través de una torre de absorción, donde se produce el ácido sulfuroso. A su vez, este gas es utilizado para apagar los gases de combustión calientes. Como absorbente se utiliza agua de mar filtrada. La cantidad requerida de agua de mar constituye sólo el 0.84 % del agua total de inyección.

La disolución de ácido sulfuroso a una concentración del 0.3 % aprox., es transferida a un tanque de almacenamiento desde donde es alimentado por bombas independientes a cada uno de los deaeradores.

El calor de combustión del ácido, es de 249 Btu/ PCS (HHV o High Heat Value, poder calorífico alto) y la temperatura de flama resultante debe ser suficiente para mantener la combustión sin combustible suplementario. Sin embargo, se requiere combustible suplementario para el arranque de la planta. La alta cantidad relativa de agua de mar utilizada relacionada con la cantidad de gases de combustión, resultará en sólo un incremento de 10 °C (18 °F) en la temperatura del sistema de apagado/absorción.

PCS = pies cúbicos a condiciones estandar

V.2.5.2.- Cantidad de Acido

La cantidad de ácido a producir es de 9,243 lb/día, que es el 10 % aprox. más de lo que se requiere para reducir el pH del agua de mar a un valor de 7.0. El exceso es una contingencia. La cantidad requerida de ácido está basada en los resultados de pruebas de titulación con ácido sulfúrico.

V.2.5.3.- Control del Proceso

El pH del agua de mar será controlado automáticamente. La cantidad de ácido sulfuroso será regulada en respuesta a la medición del pH. No hay necesidad de mantener una concentración específica de ácido. Para mantener un control adecuado, sólo es necesario mantener una concentración de ácido relativamente constante, lo cual puede ser realizado fácilmente con el sistema propuesto. Además, la operación de la producción de ácido es independiente de la acidificación del agua de mar.

V.2.5.4.- O₂ Presente en el Agua Alimentada al Absorbedor

No se anticipan problemas ocasionados por la presencia de O₂ en el agua de mar sin tratar utilizada en la torre absorbidora. En primer lugar, el O₂ contenido en el agua será reducido a una décima parte de la concentración original (de 7.5 ppm a 0.75 ppm) mediante el gas obtenido de la combustión del ácido, que tiene una concentración de sólo 2.4 % aprox. Asumiendo que nada le pasa al O₂ residual, esta cantidad de O₂ en el ácido sulfuroso sólo aumentará la cantidad residual de oxígeno en 0.006 ppm aprox. en el total de agua tratada, por lo que su efecto es bajo. Aunado a esto, es muy probable que cualquier residuo de O₂ en el ácido sulfuroso sea consumido por éste, especialmente debido al largo tiempo de almacenamiento en el tanque respectivo.

V.2.5.5.-Materiales de Construcción

La construcción del quemador de gas ácido será del tipo convencional utilizado para quemadores en plantas Claus (generación de SO₂ a partir de azufre) y quemadores de desechos que contengan gas ácido.

Los materiales de construcción para ácido sulfuroso diluido son similares a los utilizados para ácido sulfúrico. A temperaturas menores a 150 °F, estos son (1) :

Alloy 20

Plomo

Nionel (*)

Grafito Impermeable

Recubrimiento de Hule

Saran (*)

Kynar (*)

Polipropileno

Algunas Resinas Poliéster.

Para éste proyecto, considerando la localización y usuario, se estimó prudente que todo el equipo sea metálico con un recubrimiento resistente al ácido. La única excepción es el tanque de almacenamiento de ácido, que se aconseja fabricarlo en FRP (Fiberglass Reinforced Plastic). También se consideró apropiado que las bombas del apagador de ácido sean metálicas (Alloy 20 o equivalente), y la torre absorbidora debe tener las tuberías protegidas mediante recubrimiento plástico.

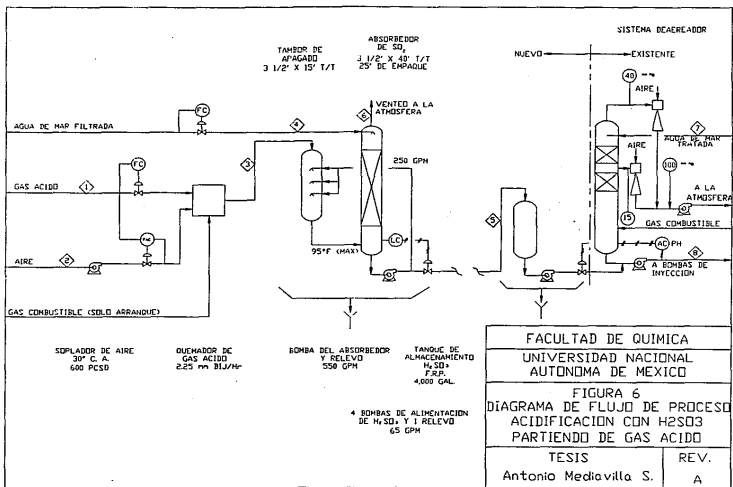
(*) nombre comercial registrado

TABLA No. 7
Lista de Equipo para la Alternativa No. 5
ACIDIFICACION CON H₂SO₃ A PARTIR DE GAS ACIDO

Numero del equipo	Nombre del Equipo	Dimensiones Típicas (de acuerdo a referencia bibliográfica (3))	H.P. (**)	P.Op. Psig (**)	T.Op. °F (**)	Materiales de Construcción
	<u>Columnas y Tanques</u>					
1	Absorbedor de SO ₂	3 1/2' * 40' T/T, 25' de Empaque de Polipropileno, 2 camas @ 6" c/u	—	1	125	Acero recubierto con Hule
2	Tambor de Apagado de SO ₂	3 1/2' * 15' T/T, con 4 bancos de Atomizadores	—	1	250	Alloy 20
3	Tanque de Almacenamiento de H ₂ SO ₃	4,000 Gal. 8' * 10' Alto (Vertical)	—	Atm	100	FRP, Resina Poliéster
	<u>Calentadores a Fuego Directo</u>					
1	Quemador de Gas Acido	2.25 MM Btu/Hr	—	—	—	
	<u>Bombas</u>					
1	Bomba del Absorbedor (*)	550 GPM, 95' TDH, Sellos Mec.	25	75	100	Alloy 20
2	Bombas de Alimentación Acida (4) y 1 Relievo	85 GPM, 95' TDH, Sellos Mecánicos	5	75	100	Alloy 20
	<u>Sopladores</u>					
1	Soplador de Aire al Quemador	600 SCFM, 30' W.C.	15	0.5	150	Acero al Carbón

(*) Requiere Relievo

(**) Parametros de operacion típicos l según referencia bibliográfica (3))



V.3.- EVALUACION DE ALTERNATIVAS

En ésta sección se hará un análisis técnico de cada una de las alternativas propuestas, considerando particularmente en dicho análisis, en orden de importancia, los siguientes factores :

- 1.- Seguridad y Ecología
- 2.- Confiabilidad en el Funcionamiento (reliability)
- 3.- Requerimientos de Espacio y Peso
- 4.- Operabilidad
- 5.- Control Adecuado del pH
- 6.- Atención y Mantenimiento (Mano de Obra)

Es primordial considerar que una plataforma petrolera costa afuera está restringida en cuanto a disponibilidad de personal para operación y/o mantenimiento. Además, se dispone de poco espacio para inventario y almacenamiento de materias primas, sustancias químicas necesarias y equipo en general. También, la plataforma está restringida en cuanto a peso adicional, disponibilidad de servicios auxiliares y espacio para equipo extra a bordo.

El análisis de cada alternativa, incluye un plano de "Arreglo General" y un estimado del area requerida por cada una, (según referencias bibliográficas (1)).

V.3.1.- ALTERNATIVA 1
UTILIZAR ACIDO SULFURICO ALMACENADO

La utilización de Acido Sulfúrico para el control de pH es común y no implica problemas operacionales.

El sistema propuesto, que aparece ilustrado en la Figura 2, es sencillo y utiliza un mínimo de equipo ; un tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico y cuatro bombas; con al menos un relevo. El sistema deberá operar cerca del 100 % de confiabilidad.

Los dos inconvenientes principales de esta alternativa son:

- 1.- El peligro que implica el Acido Sulfúrico (4) y (6)
- 2.- El control adecuado del pH

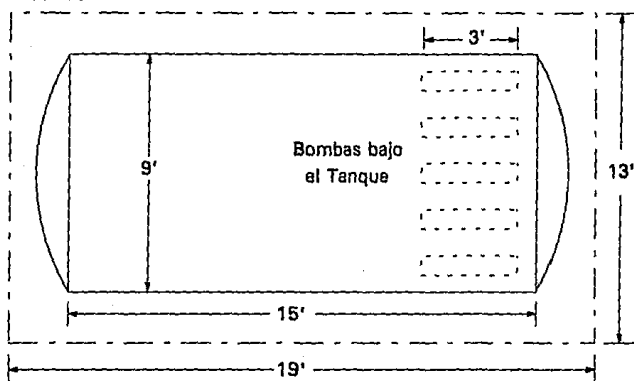
El segundo inconveniente puede ser de poco peso, y considerarse debido a la gran cantidad de agua utilizada en proporción al ácido. Dicha proporción podrá reducirse utilizando ácido diluido, pero esto provoca más problemas de los que resuelve, al ser una plataforma costa afuera. La solución mas lógica, es inyectar el ácido en forma que se pueda asumir una disolución completa en el agua de mar. Para ello, se propone inyectar el ácido corriente arriba de las bombas sobrealimentadoras de ácido, y que la medición del pH se haga corriente abajo de dichas bombas. Para evitar el indeseable bajo pH, la capacidad de inyección de las bombas puede limitarse.

El peligro asociado con el Acido Sulfúrico, es mucho más serio y propiamente justificable, siendo los riesgos más significativos , la seguridad del personal y las fugas potenciales durante la carga y descarga de ácido en tierra y en la plataforma respectivamente considerando que la planta generadora de ácido sulfuroso estará localizada en una plataforma petrolera costa afuera, la que a su vez se ubica en la Sonda de Campeche del Golfo de México (cuyas condiciones ambientales son tradicionalmente inestables) y que el suministro de ácido sulfúrico sería forzosamente por barco, los peligros implícitos son muy grandes, como lo muestra la reciente experiencia del barco Betula (4) y el accidente ferroviario en Sonora con fuga de 200 mil litros (6).

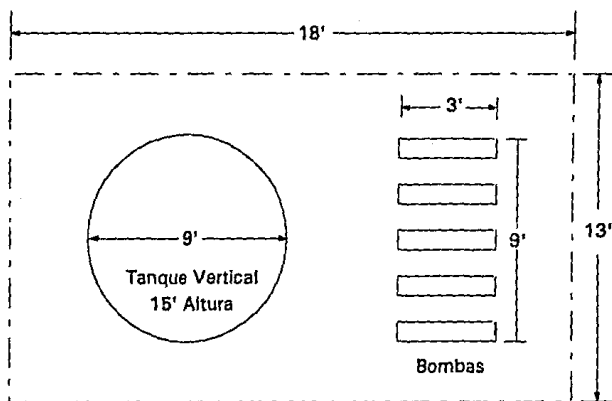
Aun considerando que el uso de ácido sulfúrico es el método más confiable operacionalmente para acidificar el agua de inyección, y el que necesita menor control o atención de los cinco métodos propuestos, los riesgos a la vida humana e instalaciones, así como la fauna circundante, hacen inaceptable esta alternativa, aunque para ilustrar las cinco propuestas, se realizará un análisis más detallado del peso adicional (en base al número de equipos) y del espacio requerido para ésta alternativa, junto con las otras, como se ilustran en la Figura 7 y en la Tabla 8.

FIGURA No.7
Plano de Localización
Acidificación con Acido Sulfúrico

Tanque Horizontal
 $19' \times 13' = 247 \text{ Ft}^2$



Tanque Vertical
 $18' \times 13' = 234 \text{ Ft}^2$



V.3.2.- ALTERNATIVA 2
UTILIZAR CO₂ CONTENIDO EN EL GAS NATURAL

La extracción selectiva de H₂S de una corriente de gas, es un proceso altamente utilizado y probado. Para ello hay disponibilidad, por parte de proveedores confiables y con garantía de funcionamiento, de una planta paquete sobre un patín. Esta planta requiere de poca mano de obra, la alimentación de gas natural está disponible en la plataforma y el suministro tope de CO₂ requerido no se espera que sea limitado por la alimentación a la planta.

Esta planta endulzadora o extractora de H₂S, que utiliza amina para hacerlo, no necesita de alto mantenimiento. Los inhibidores de corrosión utilizados, disueltos en la amina, reducen a tal grado la corrosión, que no es necesario aumentar el espesor del equipo (disminuir la cédula) para contrarrestar este efecto. El mantenimiento se realiza en una base de "según se requiera".

El suministro de gas natural y de gas combustible a la plataforma no son problema. El único químico requerido, es la reposición de Amina, en una cantidad de 400-500 lb cada dos meses (como se definió en la descripción del proceso, Sección 2.2.1 de éste capítulo), lo cual no tiene ningún problema.

El principal Servicio Auxiliar requerido, será gas combustible, disponible a bordo. El requerimiento de energía eléctrica es menor a 12,000 KW-hr por mes, (según el fabricante de la planta paquete), y puede ser suministrado por el sistema de generación de corriente en la plataforma.

El proveedor de la planta paquete, debe ajustar las dimensiones del patín a las disponibles en la plataforma (de 420 ft²). La columna regeneradora debe montarse en el patín, una vez instalado , y la columna absorbadora debe montarse por separado en la plataforma. Asimismo las tuberías de alimentación de gas natural, gas combustible, retorno de condensado y entradas de electricidad para 440 Volts, deben estar incluidas en el patín. Esta planta paquete es bastante compacta y el proveedor cuenta con la suficiente experiencia para montarla en plataformas petroleras costa afuera.

El riesgo de que falle esta planta paquete de Amina es bajo, y el uso de inhibidores de corrosión en la solución, disminuye a niveles

muy bajos el deterioro del equipo por corrosión. El paquete incluye también una bomba de respaldo para cada una de las utilizadas. El gas combustible dulce disponible en la plataforma minimiza los problemas de corrosión en el rehervidor a fuego directo. La alimentación de gas natural, será una fuente confiable de CO₂, aunque si esa falla, la plataforma entera suspenderá su operación.

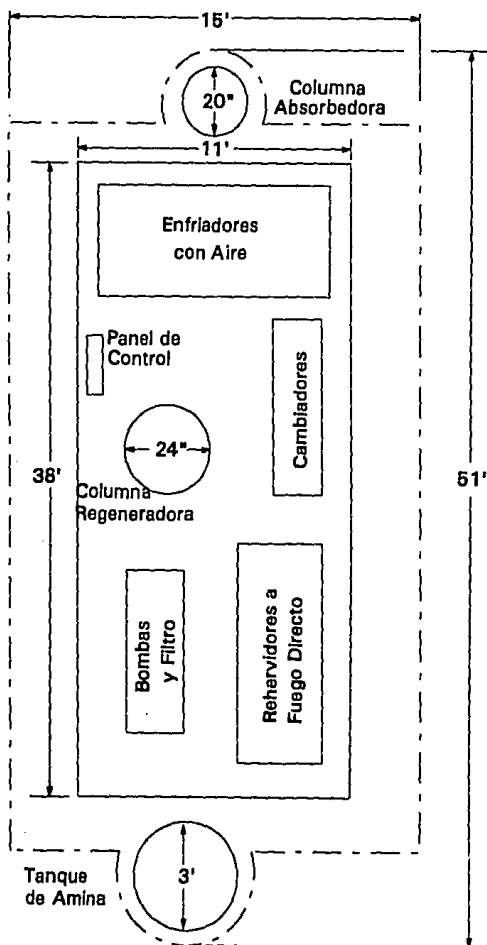
Resumiendo, la utilización de gas natural como fuente de CO₂ para el control del pH del agua de mar tiene las siguientes ventajas :

- 1.- La alimentación de gas natural es una fuente confiable para una planta de amina.
- 2.- Las plantas paquete para remover el H₂S selectivamente, están disponibles por parte de fabricantes confiables.
- 3.- Estas plantas requieren poco espacio.
- 4.- La mano de obra para operación y mantenimiento serán mínimas.
- 5.- Los requerimientos de Servicios Auxiliares y químicos en general, son bajos.

Una característica indeseable de esta alternativa, es que se requiere una cantidad muy grande de gas además de la necesaria para la remoción de oxígeno. Esto trae como consecuencia que se deba instalar un compresor muy grande (y por ello costoso) para recuperar el gas combustible. Usualmente se instalan en plantas apartadas del resto del equipo, como se menciona en la Figura 8. Otra desventaja es la confiabilidad en el funcionamiento de toda la planta en conjunto, ya que la inyección de agua debe suspenderse cuando falle el suministro de CO₂.

El peso adicional (en base al numero de equipos) y los requerimientos de espacio se muestran con más detalle en la Figura 8 y en la Tabla 8.

FIGURA No.8
 Plano de Localización
 Acidificación con CO₂ del Gas Natural



AREA : Patín, Tanque y Absorbador
 Area adicional para compresión

$$15' \times 51' = 765 \text{ Ft}^2$$

$$= 300 \text{ Ft}^2$$

$$\text{Total} = 1,065 \text{ Ft}^2$$

V.3.3.- ALTERNATIVA 3

UTILIZAR CO₂ CONTENIDO EN LOS GASES DE CHIMENEA

El proceso de extracción de CO₂ del gas de chimenea está muy probado a nivel industrial. Están disponibles en el mercado plantas paquete de diversos tamaños. Son comúnmente utilizadas para suministrar CO₂ a plantas no asociadas con la industria del petróleo, como la industria de refrescos; en consecuencia, estos paquetes están diseñados para operar con un mínimo de personal especializado y de mantenimiento.

La fuente de alimentación de gas, se asume que será el gas de chimenea proveniente del rehervidor a fuego directo instalado en la planta endulzadora de gas combustible. Para minimizar los problemas de control, la planta de extracción de CO₂, que utiliza amina, debe estar localizada adyacentemente a la fuente de los gases de chimenea.

La amina utilizada en este tipo de plantas, contiene aditivos especiales y es suministrada por proveedores, con los aditivos incluidos para minimizar la corrosión. Se espera que el mantenimiento sea mínimo. La disponibilidad de gas combustible dulce, minimiza la corrosión en el rehervidor a fuego directo.

La amina de reposición, es la única sustancia química extra necesaria, y la cantidad necesaria es de aproximadamente 1,000 lb por mes, lo cual no causa ningún problema de suministro. El tanque de almacenamiento de amina debe proveer 2 meses de suministro.

El fabricante debe proveer todo el equipo sobre patines, y el patín más largo contendrá todo el equipo, excepto el rehervidor a fuego directo y el tanque de almacenamiento de amina. El total del área de los patines combinados, deberá incluir el espacio necesario para el acceso e instalación de los tanques de amina.

Las plantas paquete para la extracción de CO₂ del gas de chimenea, han probado ser confiables en su funcionamiento, tener pocos riesgos y no tienen problemas de apagado total de la plataforma entera, tan frecuentes como la alternativa anterior, sin embargo, se genera un alto riesgo cuando hay una deficiencia en la alimentación de gases de chimenea. Cualquier trastorno de la alimentación de gas combustible en la planta de amina, afectará el suministro de CO₂ en los gases de chimenea en esta planta. La planta de amina deberá

operar a un mínimo del 35 % de su capacidad, para suministrar la suficiente cantidad de CO₂, ya que no existe otra fuente confiable alternativa de CO₂. Todas las bombas cuentan con relevo.

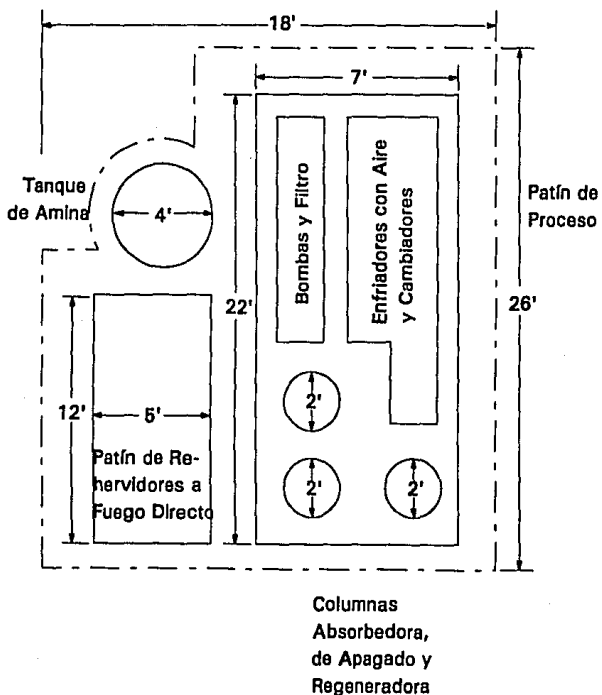
En resumen, la utilización de CO₂ del gas de chimenea para el control del pH del agua de mar, tiene las siguientes ventajas :

- 1.- Se dispone de plantas paquete por parte de fabricantes confiables.
- 2.- Este tipo de plantas, al estar montadas en patines, requieren poco espacio.
- 3.- La mano de obra para mantenimiento y operación son mínimas.
- 4.- Los requerimientos de Servicios Auxiliares y de químicos en general, no son ningún problema.
- 5.- No se necesita un exceso de gas tratado además del necesario para la remoción de oxígeno del agua de mar.

El principal riesgo en esta alternativa, es la disponibilidad del gas de chimenea, que puede estar limitado por baja operación o paro total en la planta de amina principal (endulzamiento de gas combustible). Un segundo riesgo a considerar es la confiabilidad en la operación de la planta en su conjunto, ya que tiene un solo tren de proceso y la inyección debe suspenderse cuando falle, en cualquier circunstancia, el suministro de CO₂.

El espacio requerido y el peso adicional (en base al numero de equipos) se muestran con más detalle en la Figura 9 y en la Tabla 8.

FIGURA No.9
Plano de Localización
Sección de Patines y Tanque en Plataforma de Servicio
Acidificación con CO₂ del Gas de Chimenea



AREA: Patines y Tanque en Plataforma de Servicio $18' \times 26' = 468 \text{ Ft}^2$
Area adicional para compresión $= 300 \text{ Ft}^2$
TOTAL = 768 Ft²

V.3.4.- ALTERNATIVA 4

UTILIZAR CO₂ OBTENIDO DE UN GENERADOR DE GASES INERTES

La generación de gas inerte libre de subproductos oxigenados y corrosivos, mediante la combustión de hidrocarburos en deficiencia de aire, es bastante común. Existen diversos fabricantes de estos generadores, que cuentan con años de experiencia y son propietarios de la tecnología. La concentración máxima de oxígeno esperada en el gas inerte, es de aproximadamente 2,000 ppm (v/v), mientras que la mínima es de 500 ppm (v/v), con exigencias de 200 ppm (v/v) bajo condiciones cuidadosamente controladas.

El generador no es muy complicado; consiste esencialmente en un quemador especial provisto de una cámara de residencia para obtener la combustión limpia, y una cámara de apagado o "quencheo" para enfriar los productos de la combustión. Se utilizan también controles estandar para quemadores.

La operatividad y confiabilidad en la operación del generador serán iguales a las de un sistema común de combustión. Generalmente, dichos sistemas se sobrediseñan en alto grado y requieren poca atención y mantenimiento, especialmente cuando se utiliza un gas combustible limpio y dulce. La única diferencia de este equipo con un quemador común, es la cámara de apagado, la cual le suma complejidad. Para éste sistema en particular, se utilizará un circuito de agua cautiva recirculada, el cual deberá ser ventajoso siempre y cuando se utilice agua sin sales precipitables, para el total del sistema, así como para el agua de reposición. Bajo condiciones normales, la cantidad de agua producida por la combustión es mayor a la que se pierde en el gas, por lo que se necesita una purga que elimine cualquier compuesto soluble generado, así como el exceso de agua producido.

La oxidación catalítica de los productos de combustión en el efluente del generador (CO y H₂), es también un proceso comunmente practicado y el catalizador puede ser suministrado por muchos fabricantes. El catalizador es lentamente desactivado por más de 1 ppm de sulfuro en la corriente de alimentación, pero como el gas combustible está esencialmente libre de sulfuro y cualquier cantidad presente en el gas combustible se diluye mas de 10 a 1 veces después

de la combustión, tiene poca importancia en la desactivación del catalizador.

El diseño de esta alternativa, utiliza un calentador a fuego directo para calentar la alimentación del gas al reactor de oxidación catalítica. Otra alternativa es el precalentar el gas alimentado, con un efluente de gas proveniente del reactor de oxidación catalítica, pero esto implica necesariamente el control del exceso de O_2 en el gas alimentado para obtener un aumento en la temperatura del reactor, tal que actúe efectivamente en el precalentamiento con un intercambiador de calor solamente; lo cual es considerado poco práctico y riesgoso.

El mayor riesgo con esta alternativa, es un alto nivel de oxígeno en el efluente del generador. El riesgo es menor con el reactor de oxidación catalítica, pero cualquier exceso de oxígeno demandará altos límites permisibles en el reactor, teniendo como resultado un alto nivel de oxígeno en el agua de mar. El problema de confiabilidad en la operación, no es tan severo como para las alternativas 2 y 3, ya que en esta alternativa se utilizan equipos más pequeños. Sin embargo, como en las alternativas 2 y 3, no hay ninguna fuente alterna de CO_2 y si el suministro de éste se detiene por cualquier causa, se debe suspender la inyección de inmediato.

Existen muchos datos para el equilibrio entre el CO_2 y el agua, los cuales se consideran directamente aplicables para el agua de mar. Este hecho se sugiere, en vista de la disponibilidad tan limitada de datos específicos. Por lo tanto, las condiciones necesarias para la operación adecuada del diseño del deareador existente, pueden ser calculadas adecuadamente (5). Este criterio, por supuesto, se aplica para las tres alternativas que utilizan CO_2 (Alternativas 2,3 y 4).

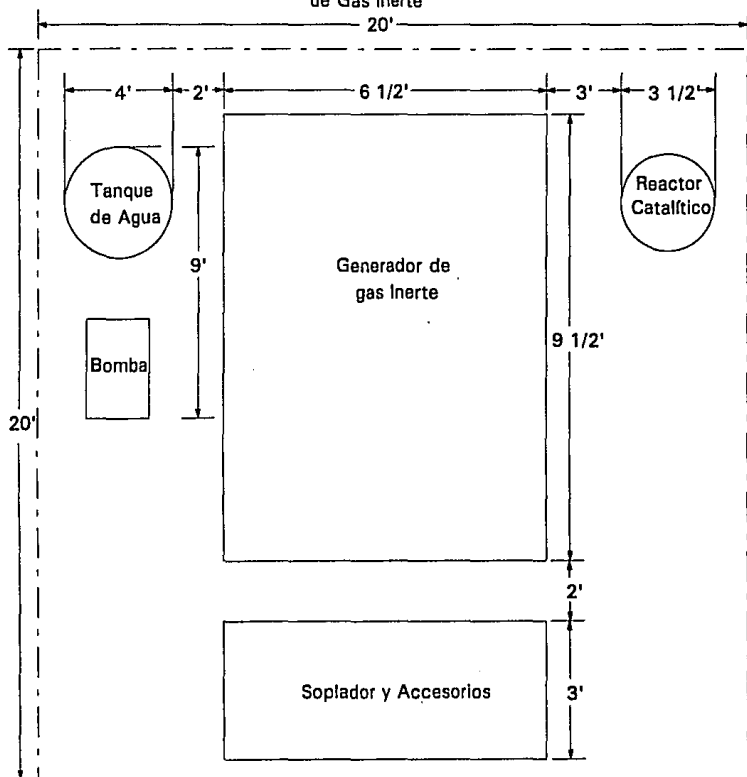
El requerimiento de Servicios Auxiliares, así como de materias primas, no representan problemas.

La capacidad de expansión puede ser efectiva solo mediante la adición de un solo Generador de Gases Inertes (G.G.I.) del tamaño requerido. Actualmente, la unidad de 50,000 PCSD (seco) es la más grande que se fabrica. Para posibles expansiones futuras de esta alternativa, se deben hacer serias consideraciones para la fabricación adecuada de un reactor catalítico que cumpla con los requerimientos futuros.

El espacio requerido, así como el peso agregado (en base al numero de equipos), se muestran con detalle en la Figura 10 y en la Tabla 8.

FIGURA No.10

Plano de Localización, Sección del Generador de Gas Inerte y Conexiones
 Acidificación con CO₂ del Generador
 de Gas Inerte



	Usando el Reactor	Sin usar el Reactor
AREA: Generador de gas Inerte y Conexiones Asociadas	400 Ft ²	330 Ft ²
Enfriador de Aire 20' * 18'	360 Ft ²	360 Ft ²
Area adicional para compresión	300 Ft ²	300 Ft ²
Total =	1,060 Ft²	990 Ft²

V.3.5.- ALTERNATIVA 5

UTILIZAR ACIDO SULFUROSO PRODUCIDO A PARTIR DEL GAS ACIDO

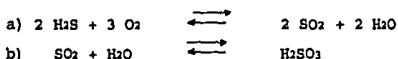
El uso de ácido sulfuroso para el control del pH no es muy amplio, debido a que éste ácido no es un producto importante de comercio. Sin embargo, el efecto en el pH del agua es idéntico al obtenido usando ácido sulfúrico, y por ello, puede considerarse para tal fin.

El proceso de producción de ácido sulfuroso a partir de SO_2 , es utilizado en la industria de la pulpa y el papel, donde el SO_2 se produce a partir de la combustión de azufre.

Es importante considerar que en la instalación donde se ubica la planta de inyección de agua, se encuentra operando una endulzadora de gas, cuyo producto es gas dulce combustible, y gas ácido como deshecho.

Para este proyecto, el SO_2 será producido a partir de la combustión de gas ácido, más sencillo que quemar azufre, como se practica extensivamente en plantas tipo Claus de azufre y algunas calderas de calentamiento de desechos. En realidad, el quemador utilizado para quemar el gas ácido es esencialmente idéntico al quemador de hidrocarburos estandar.

El SO_2 , producto de la combustión de gas ácido, es absorbido en agua en una torre de absorción. Ambos procesos, el de combustión y el de absorción, se llevan a cabo según las reacciones siguientes :



En la literatura abierta, se dispone de una gran cantidad de datos para la absorción del SO_2 , por lo que el diseño de una torre absorbidora no tiene ninguna complicación (5).

El ácido sulfuroso, es corrosivo, pero se conoce bastante acerca de materiales de construcción resistentes, por lo que, la selección del material adecuado, tampoco implica ningún riesgo o complicación. Afortunadamente, la mayoría de las operaciones son a temperatura moderada, para lo cual existe una amplia gama de materiales de construcción que pueden utilizarse. El único equipo con condiciones

críticas, es la cámara de apagado o "quencheo", donde existe un alto potencial de aparición de "puntos calientes (hot spots) teniendo por ello un problema más severo en la elección de materiales. Se considera, sin embargo, que se puede evitar el problema de los puntos calientes, mediante la adecuada selección del material, el cual se propone consista en un recubrimiento de material refractario en todo el equipo. Será ventajoso también, el tener una construcción externa totalmente metálica , para evitar los problemas ocasionados por la expansión del material refractario.

La concentración esperada de ácido, es de 0.3 a 0.5 t. El equilibrio limita ésta concentración a un máximo de 0.8 t, la cual no es tan peligrosa, ni mucho menos, comparada con el ácido sulfúrico concentrado, pero aun así, el ácido sulfuroso diluido es peligroso y deben tomarse las precauciones adecuadas tanto en el diseño como en la operación de la planta. En cualquier circunstancia, no hay peligros asociados con la transferencia del ácido desde tierra hacia la plataforma, como los hay con el ácido sulfúrico. La corrosividad es tan severa como lo es para el sulfúrico y por ello, se deben tener las mismas precauciones de diseño para evitar fugas y goteos instalando "charolas" protectoras directamente en la plataforma. Los problemas con el sistema de ácido sulfuroso, serán algo mayores que para el sistema de ácido sulfúrico, debido al mayor número de bombas involucradas, su mayor tamaño y también la mayor cantidad de tuberías.

Las ventajas del sistema de ácido sulfuroso sobre los otros, que requieren una operación estable son :

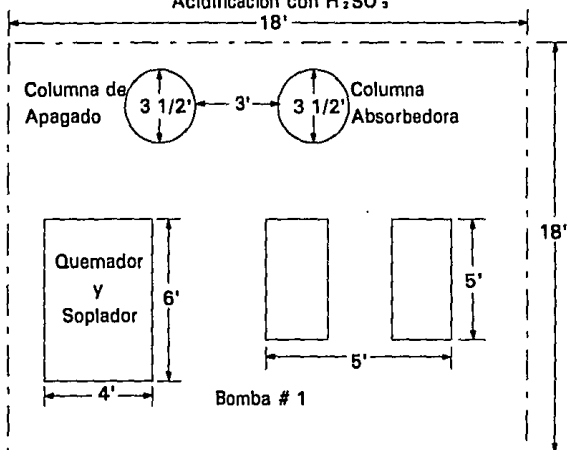
- 1.- Simplicidad y Confiabilidad en la operación del sistema de control de pH.
- 2.- La independencia entre el proceso de producción de ácido y la disolución de éste. Con el sistema de ácido sulfuroso, no se deberá suspender la inyección, al fallar momentáneamente el suministro de H_2S de la planta endulzadora, o al fallar la producción de ácido. Este factor es particularmente importante, ya que el medio de acidificación puede ser producido en una instalación separada de la que lo consume.

Para el presente caso, la cantidad requerida de gas ácido es de aproximadamente del 30 % de la cantidad normalmente disponible por parte de la planta endulzadora, por lo tanto, el suministro de materia prima no es ningún problema bajo condiciones normales de operación, aunque una falla en la planta endulzadora o una producción de ésta abajo del 30 %, afectarán la operación de inyección. Cualquier falla momentánea, puede perder su importancia gracias al tanque de almacenamiento de ácido. Un día entero de falla en el suministro de gas ácido, puede solucionarse mediante el almacenamiento de SO₂ en cuatro cilindros de 1 Ton. c/u, los cuales necesitan poco espacio e inversión.

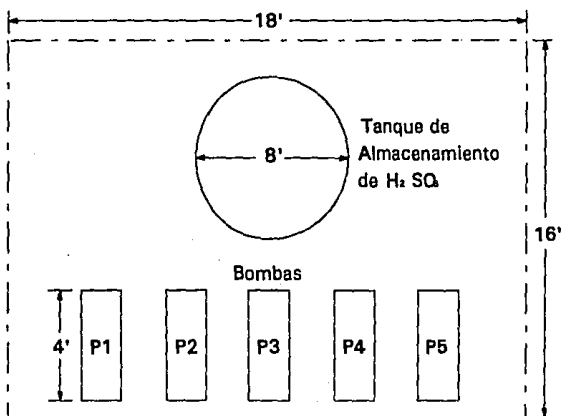
El sistema de ácido sulfuroso, se considera el segundo mejor en confiabilidad de operación después del sistema de ácido sulfúrico, sin considerar los riesgos asociados a cada sistema.

Los requerimientos de espacio y peso agregado (en base al número de equipos), se muestran con más detalle en la Figura 11 y en la Tabla 8.

FIGURA No.11
 Plano de Localización
 Acidificación con H_2SO_4



Area de Generación de Acido $18' \times 18' = 324 \text{ Ft}^2$



Area de Almacenamiento de Acido $16' \times 18' = 288 \text{ Ft}^2$

AREA TOTAL = $324 \text{ Ft}^2 + 288 \text{ Ft}^2 = 612 \text{ Ft}^2$

V.3.6.- REQUERIMIENTOS DE ESPACIO

El espacio requerido estimado para cada una de las cinco Alternativas es :

Alternativa 1	234 Ft ² (Mínimo)
	247 Ft ² (Máximo)
Alternativa 2	1,065 Ft ²
Alternativa 3	768 Ft ²
Alternativa 4	
Caso A	1,060 Ft ²
Caso B	990 Ft ²
Alternativa 5	
Sistema de Absorción	324 Ft ²
Sistema de Almacenamiento	288 Ft ²
de Acido Sulfuroso	
Total	<hr/> 612 Ft ²

V.3.7.- CRITERIOS DE EVALUACION Y CALIFICACION DE ALTERNATIVAS

Se le dará la mayor calificación a la Alternativa más adecuada técnicamente, y la menor a la que presente más inconvenientes. Con éstos dos extremos, se interpolará entre ellos para obtener las calificaciones de las Alternativas intermedias.

Los puntos analizados y utilizados para calificar, se mencionan a continuación, incluyendo la escala numérica, así como el análisis de cada uno :

- 1.- Seguridad. Escala 0-10.
- 2.- Ecología. Escala 0-10.
- 3.- Confiabilidad en su Funcionamiento. Escala 0-10.
- 4.- Requerimiento de Espacio. Escala 0-10.
- 5.- Peso. Escala 0-10.
- 6.- Operabilidad. Escala 0-10.
- 7.- Control adecuado del pH. Escala 0-10.
- 8.- Mantenimiento. Escala 0-10.
- 9.- Disponibilidad de Materia Prima. Escala 0-10.

V.3.7.1.- SEGURIDAD

Como se analizó previamente, la Alternativa 1, usar ácido sulfúrico, es la menos segura, ya que presenta una alta corrosividad y cualquier fuga es altamente peligrosa, así como su almacenamiento, teniendo su punto máximo en la transportación desde tierra a la plataforma y al tanque a bordo, ya que puede dañar severamente al personal, así como a las instalaciones, con cualquier fuga. Por lo tanto, su calificación es de 0 puntos. La Alternativa más segura, como también se analizó, está entre las Alternativas 2 y 3, Utilizar CO₂ en el Gas Natural y Utilizar CO₂ en los Gases de Chimenea, respectivamente, ya que no involucran ninguna sustancia peligrosa, ni procesos críticos, por lo que se les califica con 10 puntos. A la Alternativa 4, utilizar CO₂ producido en un generador de Gas Inerte, se le califica con 7 puntos, ya que utiliza un proceso crítico, que es el reactor de oxidación, potencialmente peligroso; la otra opción analizada para ésta alternativa, la de no utilizar el reactor, trae bastantes problemas, principalmente, como se mencionó en la sección

de evaluación (Sección V.3.4), la alta concentración de O_2 en la corriente de CO_2 y por lo tanto en el agua a inyectar, provoca alta corrosión y problemas en la inyección. Así ésta opción se califica con 6 puntos. La Alternativa 5, utilizar ácido sulfuroso producido a bordo, tiene sólo el riesgo asociado con el ácido sulfuroso, pero como éste se encuentra muy diluido (3-5 % en peso), no implica riesgos significativos al personal, pero sí a las instalaciones, por lo que se califica con 6 puntos.

V.3.7.2.- ECOLOGIA

Ecológicamente hablando, la alternativa menos agresiva al ambiente es la Alternativa 5, H_2SO_3 producido a bordo, ya que el gas ácido producido en la planta endulzadora de gas, mencionada anteriormente (Secciones V.2 y V.3) se quema, y el producto de la combustión se ventea a la atmósfera, consistiendo éste en SO_2 principalmente, que es contaminante. Este SO_2 , en la Alternativa 5, es absorbido en agua casi totalmente para producir el ácido sulfuroso, en vez de ventearlo a la atmósfera, contaminando mucho menos que las otras alternativas. La contaminación por calor es comparable en las 5 alternativas, por lo que no es determinante en la calificación. La Alternativa 1, utilizar ácido sulfúrico, es la considerada más agresiva al ambiente ya que el transporte del ácido desde tierra a la plataforma implica, además de un alto riesgo, mucha responsabilidad en caso de un accidente, como en el caso actual del barco Betula (4), por lo que ésta alternativa debe calificarse con 0 puntos. Las otras tres alternativas (2, 3, 4a y 4b), tienen una agresividad media al ambiente por las razones mencionadas antes, y se les considera como de agresividad intermedia entre las dos extremas, por lo que se las califica con 5 puntos a cada una.

V.3.7.3.- CONFIABILIDAD EN SU OPERACION

La alternativa más confiable en su operación, como se analizó en la evaluación (Sección V.3), es la Alternativa 1, utilizar ácido sulfúrico (H_2SO_4) almacenado, ya que utiliza equipo sencillo y, teniendo el ácido a bordo de la plataforma, no hay ninguna interrupción posible en la inyección de agua debida a falta en el suministro de agente acidificante, por lo que ésta alternativa se

califica con 10 puntos. La Alternativa 5, utilizar ácido sulfuroso (H_2SO_3) producido a bordo, también tiene las ventajas de la alternativa anterior, ya que el proceso de producción de ácido está disociado de la inyección, como se analizó en la evaluación (Sección V.3), y su única posible falla es, el cese en la alimentación de gas ácido, para lo cual se cuenta a bordo con tanques de almacenamiento de SO_2 , como se explicó en la descripción (Sección V.2), que pueden cubrir dicha falla durante un tiempo razonable, por lo tanto, esta alternativa se califica con 9 puntos. La Alternativa 2, utilizar CO_2 en el Gas Natural, es la menos confiable ya que, en cualquier falla de esta planta, se debe suspender la operación de inyección, como se explicó en la evaluación (Sección V.3), al igual que para la Alternativa 3, utilización de CO_2 en el Gas de Chimenea, por lo que ambas se califican con 0 puntos. La Alternativa 4, utilizar CO_2 de un Generador de Gas inerte, tiene una confiabilidad intermedia, igual para el caso a) que para el b), ya que es menos probable su falla debido a que se utilizar equipos más pequeños, pero al aparecer ésta, debe igualmente suspenderse la inyección, ya que no existe ninguna fuente alterna de CO_2 , como se analizó también previamente, por lo tanto, esta alternativa se califica con 5 puntos.

V.3.7.4.- REQUERIMIENTOS DE ESPACIO

Este análisis se hizo en base a las áreas típicas necesarias para cada alternativa (3) presentadas anteriormente (Sección V.3.7), por lo que la Alternativa con menor requerimiento de espacio es la Alternativa 1, utilizar ácido sulfúrico, con 234 Ft^2 , asignándole 10 puntos. La alternativa que requiere mayor espacio, y por lo tanto, tiene la menor calificación, es la Alternativa 2, utilizar CO_2 del Gas Natural, ($1,065 \text{ Ft}^2$) y la Alternativa 4 caso a), utilizar CO_2 del Generador de Gas Inerte usando el reactor catalítico, ($1,060 \text{ Ft}^2$), por lo que ambas tienen una calificación de 0 puntos. Para las otras tres alternativas, se hace una interpolación lineal entre los extremos, obteniendo las calificaciones siguientes, Alternativa 3, utilizar CO_2 del Gas de Chimenea, con área de 768 Ft^2 , le corresponde una calificación redondeada de 4. Alternativa 4 caso b), utilizar CO_2 del generador de Gas Inerte sin utilizar el reactor catalítico, con área de 990 Ft^2 , le corresponde una calificación de 1. Alternativa 5,

utilizar ácido sulfuroso producido a bordo, con área de 612 Ft², se le califica con 5 puntos. El requerimiento de espacio, considerando que el destino final del Sistema de Tratamiento de agua de inyección es una plataforma marina, es de gran importancia considerando lo escaso y costoso del área en una instalación costa afuera.

V.3.7.5.- PESO

Este punto, al igual que el anterior, representa un factor casi decisivo por la localización geográfica. Asimismo es función del número de equipos. Se le asigna los siguientes valores (referidos al equipo mostrado en las Figuras 2,3,4,5,6 sin incluir válvulas ni controladores). Alternativa 1, utilizar ácido sulfúrico, 9 equipos, calificación de 10 puntos. Alternativa 3, utilizar CO₂ del Gas de Chimenea, 27 equipos, calificación de 0 puntos. Con éstos extremos, se interpola linealmente obteniendo las siguientes calificaciones redondeadas, Alternativa 2, utilizar CO₂ del Gas Natural, con 18 equipos y calificación de 5 puntos. Alternativa 4 a) y b), ya que cambian solamente en 1 equipo, utilizar CO₂ del Generador de Gas Inerte con o sin el reactor catalítico, con 18 equipos y calificación de 5 puntos. Alternativa 5, utilizar ácido sulfuroso, con 12 equipos y calificación de 8 puntos.

V.3.7.6.- OPERABILIDAD

La alternativa más fácilmente operada y que requiere menor número de personal para ello es la Alternativa 1, utilizar H₂SO₄, ya que tiene poco equipo y el control es sencillo (ver Figura 2 en la Sección V.2 .1), siendo el único momento de difícil operación, la carga/descarga del ácido tanto en tierra como a bordo de la plataforma, por lo tanto se le califica con 10 puntos. La Alternativa 3, utilizar CO₂ del Gas de Chimenea, es la menos operable debido a la gran cantidad de equipos involucrados y a su compleja interacción (ver Figura 4 en la Sección V.2.3), por lo tanto se le califica con 0 puntos. La Alternativa 2, utilizar CO₂ del Gas Natural, es la que le sigue en complejidad de interacción del equipo (ver Figura 3 en la Sección V.2.2), a la Alternativa 3, su complejidad y cantidad de equipo involucrado resulta significativamente menor, por lo que se le califica con 4 puntos. La Alternativa 4, utilizar CO₂ del Generador

de Gas Inerte, en ambas modalidades a) y b) de utilización o no del reactor catalítico, es la siguiente en complejidad después de la Alternativa 2, ya que se tiene una interacción más sencilla entre los diversos equipos, aunque su cantidad es igual para ambas (ver Figura 4 en la Sección V.2.3), por lo que se le califica con 6 puntos. Finalmente, La Alternativa 5, utilizar H_2SO_4 , es la más fácilmente operable después de la Alternativa 1, debido a la reducida cantidad de equipo utilizado, así como la interacción o interconexión entre él, por lo que se le asignan 8 puntos.

V.3.7.7.- CONTROL ADECUADO DEL pH

La Alternativa 5, utilizar H_2SO_4 , es la que mejor controla el pH junto con la Alternativa 2, utilización de CO_2 del Gas natural, ya que los sistemas de control involucrados son sencillos (Ver Figuras 3 y 6 y secciones V.2.2.3, V.3.2, V.2.5.3 y V.3.5) y por ello, bastante confiables, ya que se controla el pH directamente ajustando el flujo del agente acidificante, por lo que ambas alternativas se califican con 10 puntos. La Alternativa 4, utilizar CO_2 del Generador de Gas Inerte, en ambas versiones (usar o no el R.O.C.), es el sistema más difícil de controlar (Ver Sección V.2.4.5 y Figura 5), ya que el control del pH es sobre la producción de CO_2 , haciendo ineficiente este sistema, comparándolo con los demás, debido a su alta inestabilidad, por lo tanto se le califica con 0 puntos. La Alternativa 3, utilizar CO_2 del Gas de Chimenea, tiene un sistema confiable, ya que es una planta paquete probada, pero su inconveniente es que el control del pH es función de otros dos controladores: el de presión en la columna regeneradora y el de flujo de gas, por lo que es un control indirecto (Ver Figura 4 y Secciones V.2.3.3 y V.3.3) y, en consecuencia, más complicado que los utilizados en las Alternativas 2 y 5, aunque superior al utilizado en la Alternativa 4, por lo tanto, se le asigna una calificación de 8 puntos. La Alternativa 1, utilizar H_2SO_4 , tiene un control ineficiente causado por la alta concentración del ácido, ya que al inyectarlo, la medición del pH es poco confiable puesto que tarda un cierto tiempo en diluirse, dando así una medición confusa y en consecuencia, un control inadecuado; lo cual se puede solucionar en cierta medida, inyectando el ácido antes de las bombas sobrealimentadoras y limitando la capacidad de inyección de éstas

(Ver Figura 2 y Sección V.3.1), con ésto, se logra un sistema relativamente más confiable que el utilizado en la alternativa 4, aunque inferior al de las Alternativas 2 y 5, por lo que se le asigna una calificación de 5 puntos.

V.3.7.8.- MANTENIMIENTO

Este punto está relacionado con la cantidad de equipos utilizados en cada alternativa, y al agente acidificante utilizado, ya que los problemas de corrosión son semejantes para cada alternativa, cuando se usan los materiales adecuados que minimizan dicha corrosión, por lo tanto, se evalúa de igual forma que en el punto V.3.7.5 (PESO), asignándole 10 puntos a la Alternativa 1, utilizar H_2SO_4 , que tiene 9 equipos (ver Figura 2); a las Alternativas 2 y 4, utilizar CO_2 del Gas Natural y del Generador de Gas Inerte en sus dos modalidades (usar o no el R.O.C) respectivamente, que cuentan con 18 equipos (ver figuras 3 y 5 respectivamente); se les asigna 5 puntos a cada una; a la Alternativa 3, utilizar CO_2 del Gas de Chimenea, que cuenta con 27 equipos (ver Figura 4), se le asignan 0 puntos; a la Alternativa 5, utilizar H_2SO_3 , que cuenta con 12 equipos (ver Figura 6), se le asignan 8 puntos.

V.3.7.9.- DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA

La Alternativa 5, utilizar H_2SO_3 , es la que tiene mayor disponibilidad de materia prima a bordo, ya que el gas ácido es producido continuamente por parte de la planta endulzadora antes mencionada, y cualquier falla en el suministro de este gas (muy remota por cierto) es solucionada mediante el uso de SO_2 almacenado en tanques, los cuales lo proveen durante un tiempo razonable para solucionar la falla (Ver Sección V.3.5), La Alternativa 1, utilizar H_2SO_4 , es la que menor disponibilidad tiene ya que toda su materia prima proviene de tierra, por lo tanto se le califica con 0 puntos. Las Alternativas 2,3 y 4, utilizar CO_2 del Gas Natural, del Gas de Chimenea y del Generador de Gas Inerte respectivamente, tienen su principal materia prima a bordo, que es el gas natural, o un producto de éste, que es el gas combustible, aunque necesitan forzosamente, del suministro de amina para la extracción del CO_2 , cualquiera que sea su fuente, por lo tanto se les califica con 5 puntos a cada una.

La excepción a esto es la opción a) de la Alternativa 4, utilizar CO₂ del generador de Gas Inerte usando el R.O.C., ya que además, requiere de la reposición del catalizador desactivado para el reactor, por lo que se le califica con 3 puntos.

V.3.8.- RESULTADOS DE LA EVALUACION DE ALTERNATIVAS

En la Tabla 8, Resultado de la evaluación de alternativas (Resumen), se muestran las calificaciones obtenidas para cada una de ellas, considerando los nueve puntos que fueron analizados.

Como se puede observar directamente, la alternativa que mayor calificación alcanzó es la de utilizar ácido sulfuroso producido a partir de gas ácido (Alternativa No. 5), considerando todas las conveniencias técnicas en ella.

La puntuación obtenida por las alternativas 1 (uso de ácido sulfúrico) y 5 (uso de ácido sulfuroso) es muy semejante, sin embargo, otro factor determinante en la selección del proceso, es el hecho de que la mezcla de agua con ácido sulfúrico genera sulfatos (SO_4^{2-}), y que el ácido sulfuroso produce sulfitos (SO_3^{2-}). Los sulfitos son mucho más solubles que los sulfatos, como se puede apreciar en la gráfica 8 (pág. 163) donde se muestra el equilibrio de los iones SO_3^{2-} y SO_4^{2-} en función del pH, eliminandose de esta forma cualquier posibilidad de precipitación de sales al entrar en contacto el agua tratada con ácido sulfuroso y el agua del yacimiento.

Por esta causa, la alternativa mencionada (utilizar ácido sulfuroso) se desarrollará en esta tesis, considerándola un proyecto de ingeniería química, y efectuando todas las actividades típicas en un proyecto de este tipo como son, la elaboración de bases de diseño, diseño y/o especificación de equipos, etc., hasta presentar el planteamiento final de la planta para cumplir las especificaciones fijadas en esta tesis.

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

TABLA No. 8
RESULTADO DE LA EVALUACION DE ALTERNATIVAS (RESUMEN)

PUNTO ANALIZADO	UTILIZACION DE ACIDO SULFURICO ALMACENADO	UTILIZACION DE CO ₂ EN EL GAS NATURAL	UTILIZACION DE CO ₂ EN EL GAS DE CHIMENEA	UTILIZACION DE CO ₂ DEL GENERADOR DE GAS INERTE		UTILIZACION DE H ₂ SO ₄ A PARTIR DE GAS ACIDO
				A	B	
SEGURIDAD (0-10)	0	10	10	7	6	6
ECOLOGIA (0-10)	0	5	5	5	5	10
CONFIABILIDAD EN SU FUNCIONAMIENTO (0-10)	10	0	0	5	4	9
REQUERIMIENTO DE ESPACIO (0-10)	10	0	4	1	0	5
PESO (0-10)	10	5	0	5	5	8
OPERABILIDAD (0-10)	10	4	0	6	6	8
CONTROL DE pH ADECUADO (0-10)	5	10	8	0	0	10
MANTENIMIENTO (0-10)	10	5	0	5	5	8
DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA (0-10)	0	5	5	3	5	10
TOTAL	55	44	32	36	36	74

A) USANDO EL REACTOR DE OXIDACION CATALITICA
B) SIN USAR EL REACTOR DE OXIDACION CATALITICA

VI.- BASES DE DISEÑO PARA LA ALTERNATIVA SELECCIONADA

En estas bases, se establecen los lineamientos específicos para diseñar la planta de producción de ácido sulfuroso, que es la alternativa seleccionada anteriormente (ver sección V.3.8).

Una gran cantidad de la información requerida, se estableció previamente en el capítulo IV, Bases Generales de Diseño, por lo que sólo es necesario ampliarla para hacerla específica a la alternativa que nos interesa.

VI.1.- ESPECIFICACIONES DEL GAS ACIDO

VI.1.1.- Composición

Componentes	% MOL
H ₂ S	25.421
CO ₂	61.118
H ₂ O	6.479
CH ₄	4.971
C ₂ H ₆	1.351
C ₃ H ₈	0.371
C ₄ H ₁₀	0.127
N ₂	<u>0.162</u>
TOTAL	100.000

VI.1.2.- Poder Calorífico

High Heat Value (H.H.V.) 249.0 BTU/PCS

Low Heat Value (L.H.V.) 228.7 BTU/PCS

VI.1.3.- Peso molecular promedio

38.18

VI.1.4.- Temperatura

125 °F (52 °C)

VI.1.5.- Presión

8.0 psig

VI.1.6.- Disponibilidad

Según se requiera

VI.2.- ESPECIFICACIONES DEL GAS COMBUSTIBLE

VI.2.1.- Composición

Componente	% MOL
CH ₄	64.105
C ₂ H ₆	18.672
C ₃ H ₈	11.169
C ₄ H ₁₀	4.356
C ₅ y +	0.850
CO ₂	0.102
N ₂	0.528
H ₂ O	<u>0.218</u>
TOTAL	100.000

VI.2.2.- Poder Calorífico

L.H.V. 1297.4 BTU/PCS

VI.2.3.- Peso molecular promedio

24.21

VI.2.4.- Temperatura

106 °F (41 °C)

VI.2.5.- Presión

30 psig

VI.2.6.- Disponibilidad

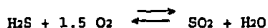
Según se requiera

VI.3.- DESCRIPCION DEL PROCESO

La descripción a continuación, se hará en base al diagrama de flujo de proceso para la alternativa seleccionada (ver Figuras 12, 13 y 14, páginas 88, 89 y 90, al final de este capítulo).

El gas ácido suministrado a la planta de ácido sulfuroso se recibe en el tanque separador FA-502, de donde los líquidos separados son enviados por control de nivel hacia el sistema de drenajes, mientras que el gas es dirigido por control de flujo hacia al quemador BA-501A montado sobre la cámara de oxidación FA-501A. En ésta última, se lleva a cabo la combustión del gas ácido en presencia de aire en exceso proporcionado por el soplador GB-501 A/R, según relación estequiométrica.

La combustión del ácido sulfhídrico en la cámara FA-501A da lugar a la formación de SO₂, de acuerdo a la siguiente reacción :

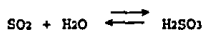


nota : la estequiometría de la reacción se explica posteriormente

Debido a que la reacción se desarrolla a una temperatura elevada a la cual no es posible llevar a cabo la absorción del SO₂ en agua para formar el ácido sulfuroso (H₂SO₃), la corriente gaseosa de la cámara de oxidación FA-501A es enviada a través del ducto de transición FA-501C para su enfriamiento por contacto directo, a la cámara de "quencheo" ó apagado FA-501B. En ésta última, la mezcla gaseosa asciende y es puesta a contracorriente con la solución de ácido sulfuroso proveniente de la sección de generación. Una vez enfriados, los gases de combustión abandonan la cámara FA-501B por la parte superior y son dirigidos hacia la torre absorbidora DA-501, mientras que la solución de quencheo del fondo de la cámara FA-501B, es retornada por gravedad a la misma absorbidora.

Los gases enfriados entran por la parte inferior de la absorbidora para ponerse a contracorriente con agua de mar filtrada que se introduce por control de flujo a la parte superior de dicha torre.

El contacto entre ambas corrientes da lugar a la formación del ácido sulfuroso por absorción, de acuerdo a la siguiente reacción :



Del fondo de la torre absorbidora DA-501, la solución de ácido sulfuroso es succionada por la bomba GA-501A/R, la cual envía una parte por control de nivel hacia el tanque de almacenamiento FB-501 mientras que la otra porción es dirigida constantemente hacia la cámara de quencheo FA-501B, para el enfriamiento de los gases de combustión.

La solución de ácido sulfuroso hacia la cámara de quencheo normalmente es suministrada a través del " by-pass " del enfriador EA-501. Si por alguna razón la temperatura de la solución en el fondo de la absorbidora se incrementa, la solución es enfriada en el

enfriador EA-501, antes de alimentarse a la cámara de quencheo.

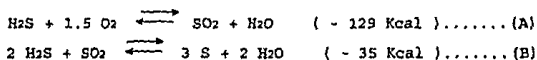
La solución de ácido sulfuroso almacenada en el tanque FB-501, es distribuida a las torres de deaeración DA-1A/D mediante las bombas GA-502A/R.

VI.4.- ESTEQUIOMETRIA DE LA COMBUSTION DEL ACIDO SULFHDIRICO

El proceso Claus tiene como reacción principal la siguiente (9):



Dicha reacción se da mediante las siguientes dos reacciones exotérmicas sucesivas (9) :



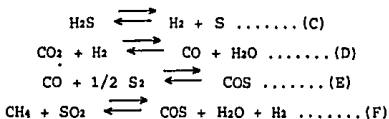
Las reacciones anteriores se llevan a cabo normalmente en cámaras de combustión separadas para optimizar la producción de azufre molecular. En la primera, se controla estequiométricamente el aire para no producir un exceso de SO₂ y que no se consuma todo el H₂S, ya que no se llevaría a cabo la reacción B posteriormente.

Para nuestro caso, el objetivo principal es precisamente que se consuma todo o lo más posible del H₂S presente y se convierta en SO₂, y que no se produzca azufre molecular, ya que es a partir del SO₂ que se genera el ácido sulfuroso, según la reacción SO₂ + H₂O → H₂SO₃, para lo cual se debe alimentar una cantidad de aire en exceso.

Por lo tanto, se considera un exceso de aire, para lograr la mayor conversión a SO₂, y también para evitar la producción de azufre molecular, el cual, además de reducir la producción de SO₂ y por lo tanto, de ácido sulfuroso, crearía grandes problemas tanto en la planta como en la inyección debido a su naturaleza de sólido suspendido (10).

Además de dichas reacciones, dependiendo de los demás gases presentes en el gas ácido, se llevan a cabo una serie de reacciones secundarias que bajan la conversión final de ácido sulfhídrico (H₂S).

Para nuestro caso, los principales gases indeseables presentes en el gas ácido son el bióxido de carbono (CO₂) presente en la mezcla en 61% mol y el metano (CH₄), presente en un 5 % mol, con los cuales se pueden llevar a cabo las siguientes reacciones secundarias (7) (8) (9) :



Dichas reacciones pueden evitarse manteniendo una temperatura de combustión de alrededor de 1400 °C (7).

Otro factor a considerar para lograr la máxima producción de SO₂, es decir, que se lleve a cabo la reacción A y no la B ni las reacciones secundarias, es el diseño adecuado de la cámara de oxidación.

Para ello existen dos tendencias, la primera es modelar el proceso de combustión descrito por las ecuaciones de conservación de energía y de las especies que participan en la reacción química. La segunda , es la aplicación de tiempos de residencia obtenidos del estado del arte, en la práctica de ingeniería en equipos funcionando (11) . En esta tesis, se seleccionó como base la segunda tendencia, que conduce al diseño de equipos actualmente operando con eficiencia. Este método de dimensionamiento, es utilizado por compañías de inyección importantes en el mundo (12) .

En cualquier reacción de combustión hay tres factores que determinan el grado de oxidación (7) (8) (9), además de la proporción aire-combustible, y son :

- 1.- Temperatura de Reacción.
- 2.- Tiempo de residencia.
- 3.- Turbulencia.

En general, cuando la reacción se lleva a cabo a alta temperatura y con alto grado de turbulencia, se necesitan tiempos de residencia pequeños.

Para obtener los valores de diseño adecuados para este equipo, se recurrió a datos bibliográficos (referencias 7 a 12), con los que se elaboró la siguiente tabla que muestra, para diferentes corrientes de deshecho, la temperatura de combustión y el tiempo de residencia recomendados para combustión completa manejando turbulencia alta :

TIPO DE CORRIENTE	T (° C)	TIEMPO DE RESIDENCIA (s)
-Gases con hidrocarburos o compuestos de azufre.	1300-1600	0.3-0.6
-Líquidos con hidrocarburos o gases que contengan CO ₂ o NH ₃ .	1600-2000	1.0
-Hidrocarburos halogenados líquidos y vapores. Hidrocarburos de cadena larga. Líquidos que contengan sólidos combustibles.	1800-2000	1.5-2.0
-Carbón en polvo	2400	1.5-2.0
-NO _x	2400-2500	2.0-2.5

Como puede verse en esta tabla, las bases de diseño para el equipo son :

- 1.- Exceso de aire
- 2.- Temperatura de combustión de 1300-1600 °C (2370-2900 °F).
- 3.- Tiempo de residencia de 0.3-0.6 segundos
- 4.- Turbulencia alta.

Además, para una temperatura de reacción superior a 1400 °F, que es la óptima para la combustión del H₂S, las reacciones secundarias son casi nulas, como se mencionó anteriormente (7), y el gas ácido disponible tiene el poder calorífico suficiente para mantener la combustión a esa temperatura (3).

VI.5.- DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

Este diagrama se presenta en las figuras 12 13 y 14.

VI.6.- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

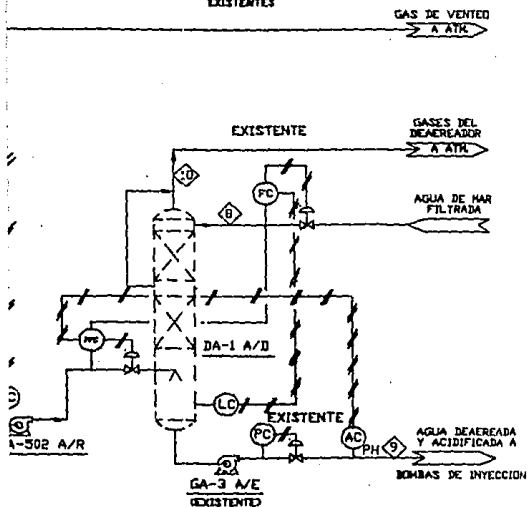
En un estudio previo se demostró que, dependiendo de la velocidad de explotación del yacimiento será necesaria cierta cantidad de agua para inyección, que varía entre 250 y 750 MBPD (miles de barriles por día), por lo tanto, el balance de materia se hará en base a dichos datos para una capacidad máxima, media y mínima de inyección, que es de 750 MBPD, 500 MBPD y 250 MBPD respectivamente, los cuales se muestran junto con el diagrama de flujo de proceso, según la capacidad de inyección, de mayor a menor, en las Figuras 12, 13 y 14.

VI.7.- LISTA DE EQUIPO PRINCIPAL

EQUIPO	DESCRIPCION
FA-502	TANQUE SEPARADOR DE GAS ACIDO
GB-501A/R	SOPLADORES DE AIRE PARA COMBUSTION
BA-501A	QUEMADOR DE GAS ACIDO
FA-501A	CAMARA DE OXIDACION
FA-501B	CAMARA DE QUENCHEO
FA-501C	DUCTO DE TRANSICION
DA-501	TORRE ABSORBEDORA DE SO ₂
GA-501A/R	BOMBAS DE LA ABSORBEDORA
FA-503	CHIMENEA DE LA ABSORBEDORA
BA-502	QUEMADOR DE LA CHIMENEA
EA-501	ENFRIADOR DE LA SOLUCION DE H ₂ SO ₃
FB-501	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE H ₂ SO ₃
GA-502A/R	BOMBAS DE ALIMENTACION DE H ₂ SO ₃

3-301
ALMACENAMIENTO
3 (4500 GAL.)
11.5' T/T

DA-1 A/D
DEAERADORES (4)
11.5' DIA # 21' 3" T/T
COMPAGNE 2º ANILLOS PALLI
EXISTENTES



302A/R
ALIMENTACION
Y RELEVO
a 64' TBM

GA-3A/R
BOMBAS DE SOBREPUNTO
Y RELEVO (1)
7326 GPM a 309' TBM

- PRESION UNIDADES SEGUN SE ANOTA
- ➔ FLUJO GPM
- TEMPERATURA GRADOS F
- ▭ FLUJO SCFH

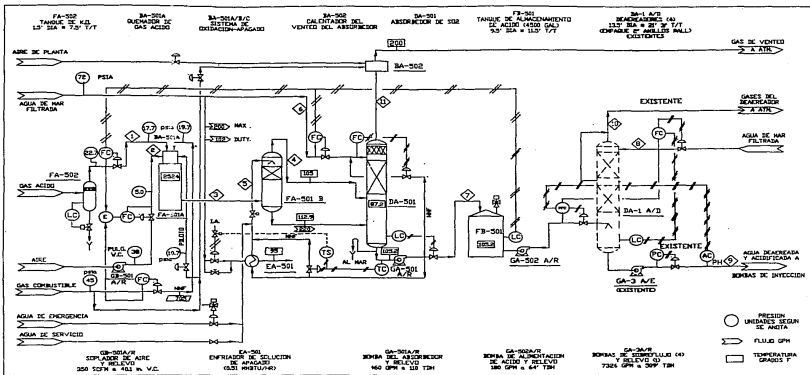
ID	DESCRIPCIÓN	GASES VENT. DE ABSORCION	
		PPM	PPM
DA1		1075	850
DA2		1200	820
Y		1779	870
Y		1318	850
Y			
7-21	1000	5850	1000
36		3870	
853		164475	
445		295	
1470		1470	
0584		0575	
0015		0010	
165		218728	
165		328701	

FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO

FIGURA 12
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
PARA PRODUCIR 750,000 BPD
DE AGUA TRATADA

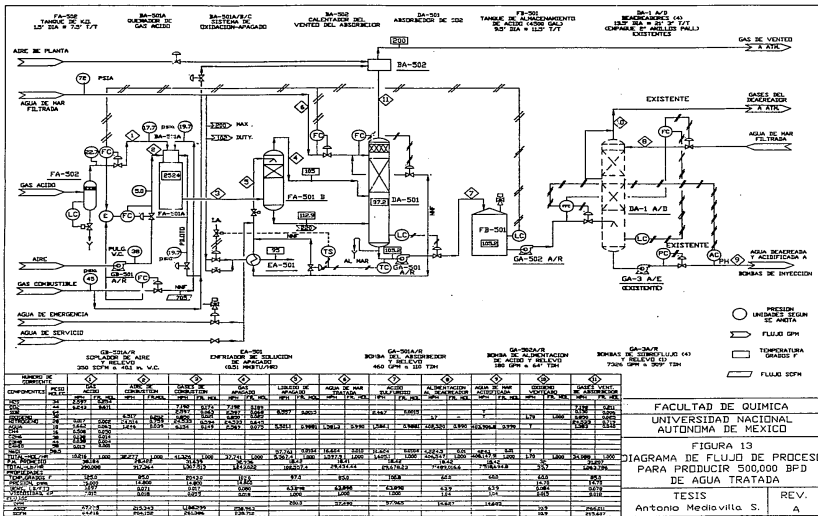
TESIS
Antonio Mediavilla S.

REV.
A



CONDICIONES DE OPERACIÓN	SEM-501A/B SEM-502 SEM-503 SEM-504		CA-501 CA-502 CA-503 CA-504		GA-501 GA-502 GA-503 GA-504		GA-505 GA-506 GA-507 GA-508		GA-509 GA-510 GA-511 GA-512		GA-513 GA-514 GA-515 GA-516		GA-517 GA-518 GA-519 GA-520		GA-521 GA-522 GA-523 GA-524		GA-525 GA-526 GA-527 GA-528		GA-529 GA-530 GA-531 GA-532	
	Q (M³/D)	H (M)	Q (M³/D)	H (M)	Q (M³/D)	H (M)	Q (M³/D)	H (M)	Q (M³/D)	H (M)	Q (M³/D)	H (M)	Q (M³/D)	H (M)	Q (M³/D)	H (M)	Q (M³/D)	H (M)	Q (M³/D)	H (M)
CONDICIONES DE OPERACIÓN	1000	1.5	1000	1.5	1000	1.5	1000	1.5	1000	1.5	1000	1.5	1000	1.5	1000	1.5	1000	1.5	1000	1.5

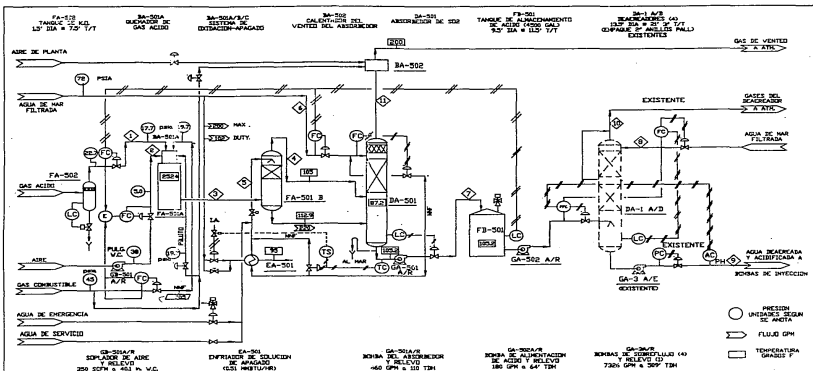
FACULTAD DE QUIMICA
 UNIVERSIDAD NACIONAL
 AUTONOMA DE MEXICO
 FIGURA 12
 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
 PARA PRODUCIR 750.000 BPD
 DE AGUA TRATADA
 TESIS REV.
 Antonio Mediavilla S. A



FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FIGURA 13
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
PARA PRODUCIR 500,000 BPD
DE AGUA TRATADA

TESIS REV. A
Antonio Medavilla S.



TUBERIA DE SERVICIOS		COMPONENTES		VALVULAS		CONEXIONES		MATERIALES		TIPO DE		MATERIALES		TIPO DE		MATERIALES		TIPO DE	
NO.	DESCRIPCION	NO.	DESCRIPCION	NO.	DESCRIPCION	NO.	DESCRIPCION	NO.	DESCRIPCION	NO.	DESCRIPCION	NO.	DESCRIPCION	NO.	DESCRIPCION	NO.	DESCRIPCION	NO.	DESCRIPCION
1	...	1	...	1	...	1	...	1	...	1	...	1	...	1	...	1	...	1	...

FACULTAD DE QUIMICA
 UNIVERSIDAD NACIONAL
 AUTONOMA DE MEXICO
 FIGURA 14
 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
 PARA PRODUCIR 250,000 BPD
 DE AGUA TRATADA
 TESIS
 Antonio Mediavilla, S. REV. A

VII.- DISEÑO Y/O ESPECIFICACION DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

VII.1.- ESTABLECIMIENTO DE ALTERNATIVAS PARA EL EQUIPO DE OXIDACION-APAGADO. ALTERNATIVA SELECCIONADA

El diseño de este equipo implica necesariamente dos zonas bien diferenciadas : una caliente y seca (zona de oxidación), y otra húmeda y fría (zona de apagado o "quencheo"); por lo tanto, se puede pensar en dos alternativas de diseño que son :

- a) un recipiente que contenga ambas secciones, separadas únicamente por un acinturamiento. (ver Figura 15)
- b) dos recipientes, cada uno con su función específica unidos por un ducto de transición. (ver Figura 16)

Para ambas alternativas, las dimensiones de las dos zonas son equivalentes en cuanto a su volumen efectivo, es decir, flujo de gases en la zona de oxidación y empaque en la zona de apagado.

Para las alternativas manejadas, puede pensarse en 2 opciones. Una es utilizar un material sofisticado y caro, que resista las condiciones de alta temperatura en la zona de oxidación y las condiciones ácidas en la zona de apagado, como el Hastelloy (Acero inoxidable con alto contenido de Cromo); y otra es utilizar un material más económico, (como el acero al carbón), protegido con una capa de material refractario en la primera zona y otro antiácido en la segunda. De estas opciones, es más conveniente la segunda debido a la gran diferencia en el costo del equipo, por lo que la primera no será considerada, enfocándonos específicamente a materiales económicos con un recubrimiento adecuado. (EN ESTA TESIS, SE MENCIONAN LAS MARCAS COMERCIALES Y SUS RESPECTIVOS FABRICANTES, SIN NINGUN AFAN COMERCIAL, CONSIDERANDO UNICAMENTE LA OBJETIVIDAD DE LA INFORMACION QUE SE ESTA PROPORCIONANDO).

Volviendo a las 2 alternativas de arreglo de equipo, una ventaja de la primera, (utilizar un solo equipo que incluya ambas zonas), es que requiere menos área y considerando un solo equipo, aparentemente tendría menos fallas. Al estudiar la situación, se observa que en el recipiente se tiene una zona de transición muy

crítica concentrada en un area muy pequeña, además que es imposible determinar su ubicación precisa, la que solo puede estimarse. Otra desventaja de este equipo, es que sería adecuado solamente en condiciones de operación estables, ya que, por ejemplo, cualquier falla en el suministro de energía eléctrica provocaría que la solución ácida de la zona de apagado se evaporara debido al choque térmico, ya que esta no se vaciaría instantáneamente y sus vapores atacarían la zona de oxidación, ya sea a la superficie del refractario o filtrándose bajo éste, atacando el cuerpo del recipiente de acero al carbón, con las consecuencias naturales de corrosión, lo cual concuerda con la opinión de gente de campo experimentada en este tipo de operaciones. Además, para reparar este equipo habría que romper la capa de material protector para hacer posible el acceso a su interior, lo cual aumentaría mucho el costo de la reparación y prolongaría tiempos de paro.

La segunda alternativa tiene como zona de transición un ducto grande (ver Figura 16), protegido con material especial, con lo que la zona de transición crece de unos milímetros cuadrados, a unos metros cuadrados, ofreciendo así mas seguridad. Además, cuando exista una falla en el suministro de energía eléctrica y se produzcan vapores ácidos por el choque térmico, lo único que debe repararse es el ducto de transición, lo cual no implica el paro de la planta por largo tiempo sino que, contando con un ducto de repuesto, el dañado puede retirarse ya que cuenta con bridas en ambos extremos, para conectarse a los dos equipos principales (ver Figura 16) reemplazándolo con el otro ducto de repuesto y continuando la operación sin perder el tiempo necesario para repararlo. Además, para el mantenimiento o reparación eventual de los recubrimientos de los equipos principales, no es necesario romperlos parcialmente como lo es para la primera alternativa, ya que simplemente se desconecta el ducto de transición y se tiene acceso directo al interior de ambos equipos.

Por las razones explicadas anteriormente así como el consejo de personas de campo, la Alternativa seleccionada es la segunda opción, que es el utilizar dos equipos, cada uno con su función específica, unidos mediante un ducto de transición desmontable, tal como se muestra en la Figura 16.

Con lo anterior, se procederá a realizar un dimensionamiento, según la filosofía basada en tiempos de residencia así como a los requerimientos de transferencia de masa especificados en el balance de materia, obteniéndose el diseño final del equipo según se muestra en la Figura 19.

VII.1.1.- HOJAS DE DATOS DE PROCESO

Estas hojas son un resumen de los datos generados a lo largo de la tesis, hasta este punto y se presentan en las Figuras 17 y 18 para la cámara de oxidación y para la cámara de apagado respectivamente.

FIGURA No. 15
ALTERNATIVA 1 PARA EL EQUIPO DE OXIDACION-APAGADO

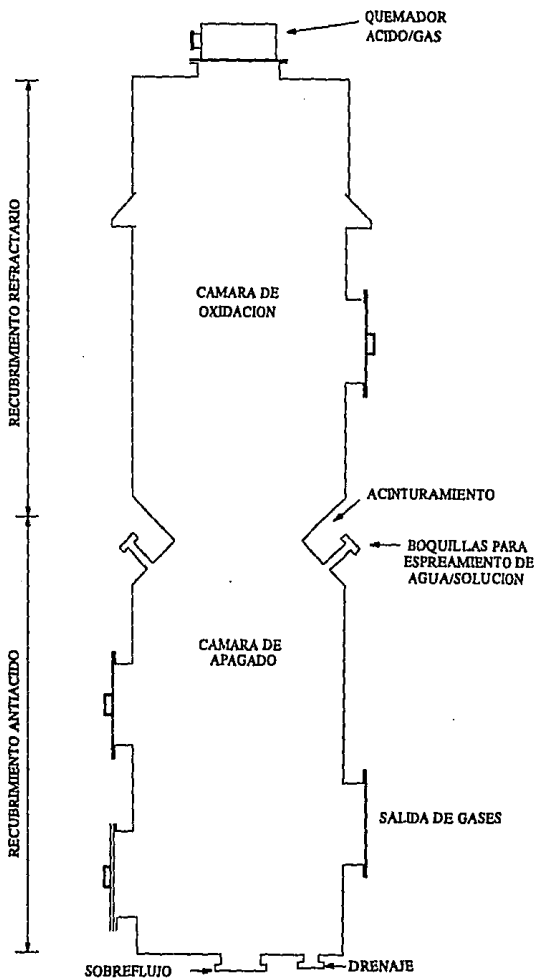


FIGURA 16

ALTERNATIVA 2 PARA EL EQUIPO DE OXIDACION-APAGADO

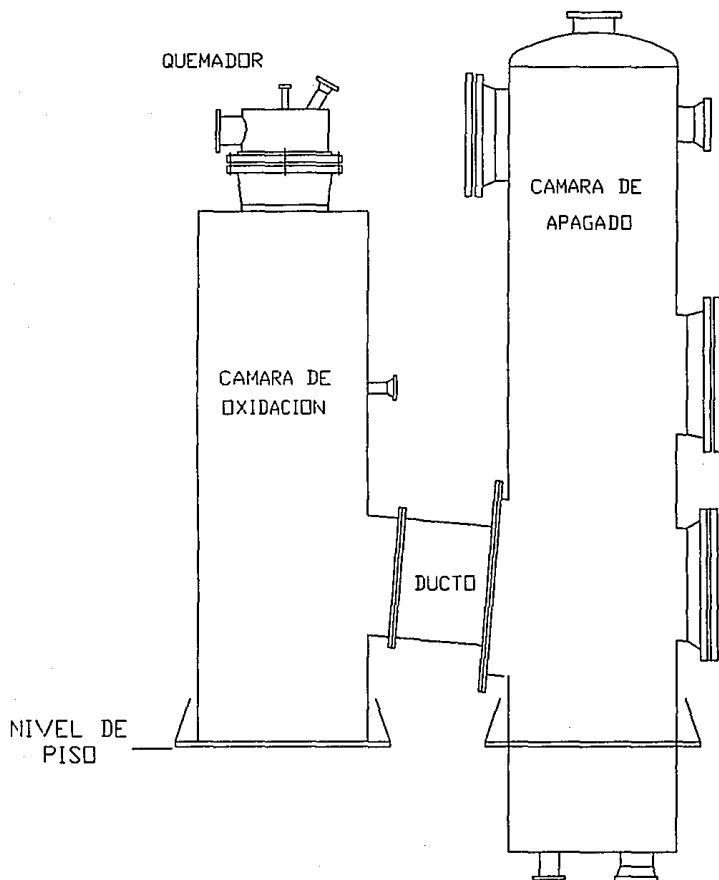


FIGURA No. 17
HOJA DE DATOS DE PROCESO
CÁMARA DE OXIDACION

PLANTA : Plataforma de Inyección y Servicio UBICACION: Sonda de Campeche, Abkatun, Golfo de México ELEVACION : Nivel del Mar SERVICIO : Oxidación de Gas Acido			FACULTAD DE QUIMICA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO TESIS ANTONIO MEDIAVILLA S. 1994 REV. A
ENTRADAS		SALIDAS	
CORRIENTE	GAS ACIDO	AIRE COMBUSTIBLE	GASES DE COMBUSTION
COMPONENTE :	% mol	% mol	% mol
H2S	0.254	--	--
CO2	0.611	--	0.174
SO2	--	--	0.063
O2	--	0.202	0.021
N2	0.002	0.759	0.594
H2O	0.050	0.037	0.149
CH4	0.014	--	--
C2H6	0.004	--	--
C3H8	0.001	--	--
C4H10	--	--	--
FLUJO MOLAR : (lbmol/hr)	15.735	49.723	63.664
P.M. PROMEDIO :	38.184	28.422	31.639
TEMPERATURA (°F) :	125	85	2215
PRESION (PSIA) :	17.70	14.84	14.80
DENSIDAD (lb/ft3) :	0.108	0.071	0.016
VISCOSIDAD (cP) :	0.015	0.018	0.055
H.H.V. (BTU/SCF) :	249	--	1418
L.H.V. (BTU/SCF) :	228.7	--	1297.4
FLUJO VOL. (SCFM) :	99.524	314.495	402.675
PARAMETROS DE DISEÑO Y OPERACION :			
TEMP. EXTERNA MAXIMA = 650 °F		TEMP. EXTERNA MINIMA : 190 °F	
TEMPERATURA DE DISEÑO = 2600 °F		TEMPERATURA DE OPERACION : 2524 °F	
PRESION DE DISEÑO = 2 psig		PRESION DE OPERACION = 1 psig	
MATERIALES :			
CORAZA: Acero al Carbón			
RECUBRIMIENTOS REFRACTARIOS :			
CARA AL FUEGO : Ladrillo refractario HW UFALA; ESPESOR COMERCIAL: 2" Y 4.5"			
CARA INTERMEDIA: Ladrillo refractario PR LWC 80; ESPESOR COMERCIAL: 1.5" y 3"			
CARA AL METAL : RECUBRIMIENTO AMERON-AMERCOAT 738			
PISO : 4.5" ladrillo HW UFALA + 3" ladrillo PR LWC 80			
HW Y PR = NOMBRES COMERCIALES DE HARVISON-WALKER Y PREMIER RESP.			

FIGURA No. 18
HOJA DE DATOS DE PROCESO
CAMARA DE APAGADO

FACULTAD DE QUIMICA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
TESIS
ANTONIO MEDIAVILLA S
1994 REV. A

PLANTA : Plataforma de Inyección y Servicio
 UBICACION: Sonda de Campeche, Abkatun, Golfo de México
 ELEVACION : Nivel del Mar
 SERVICIO : Apagado de Gases de Combustión

CORRIENTE	ENTRADAS		SALIDAS	
	LIQUIDO DE APAGADO	GASES DE COMBUSTION	GASES APAGADOS	LIQUIDO DE APAGADO
COMPONENTE :	% mol	% mol	% mol	% mol
H2S	--	--	--	--
CO2	--	0.174	0.189	--
SO2	0.0015	0.063	0.068	0.0015
O2	--	0.021	0.022	--
N2	--	0.594	0.645	--
H2O	0.9881	0.149	0.075	0.9881
CH4	--	--	--	--
C2H6	--	--	--	--
C3H8	--	--	--	--
C4H10	--	--	--	--
NaCl	0.0104	--	--	0.0104
FLUJO MOLAR : (lbmol/hr)	5,567.474	63.664	58.576	5,567.474
P.M. PROMEDIO :	18.42	31.639	32.824	18.42
TEMPERATURA (°F) :	100	2215	105.0	100.0
PRESION (PSIA) :		14.80	14.80	
DENSIDAD (lb/ft3) :	63.898	0.016	0.080	63.898
VISCOSIDAD (cP) :	1.0	0.055	0.018	1.0
FLUJO VOLUMET. : 200.0 (GPM)		402.675 (SCFM)	370.493 (SCFM)	200.0 (GPM)
PARAMETROS DE DISEÑO Y OPERACION :				
TEMP. MAXIMA EXTERNA = 220 °F		TEMP. AMBIENTE : 90 °F		
TEMPERATURA DE DISEÑO = 300 °F		TEMPERATURA DE OPERACION : 175 °F		
PRESION DE DISEÑO = 2 psig		PRESION DE OPERACION = 1 psig		
MATERIALES :				
CORAZA: Acero al Carbón				
RECUBRIMIENTOS REFRACTARIOS :				
CARA INTERNA SUPERIOR : Ladrillo KW a prueba de ácido.				
CARA INTERNA INFERIOR : Ladrillo KW a prueba de ácido.				
PISO : 6.5" ladrillo KW a prueba de ácido				
ESPESOR COMERCIAL : 2, 2.5, 3, 4.5 PULGADAS				
KW = NOMBRE COMERCIAL DE KNIGHT WARE				

VII.1.2.- ESPECIFICACIONES DE PROCESO

En esta sección, se presentan las especificaciones que, junto con las hojas de datos de proceso, son necesarias para diseñar el equipo de oxidación-apagado.

VII.1.2.1.- Operación.

Se espera que el sistema de oxidación-apagado opere durante 24 horas al día, los 365 días al año. No se contempla un equipo de relevo y, por lo tanto, el sistema de oxidación-apagado debe ser diseñado con el máximo factor de sobrediseño permitido.

VII.1.2.2.- Alimentación de gas ácido.

La composición normal de gas ácido se presenta en la hoja de datos de proceso respectiva, así como sus condiciones de temperatura, presión y poder calorífico

El flujo de diseño de gas ácido es de 17.309 mol/hr.

Los calores liberados normal y de diseño son 1.487 MM BTU/hr y 1.636 MM BTU/hr respectivamente, basados en el H.H.V.

VII.1.2.3.- Aire de combustión.

El gas ácido debe ser quemado con un máximo de 15 % de exceso de aire para producir una corriente de H₂S esencialmente pura. El aire está disponible a una presión de 29 pulgadas de agua a la entrada del quemador.

VII.1.2.4.- Combustible Auxiliar.

Se tiene disponible gas dulce como combustible auxiliar para el piloto, para precalentamiento rápido durante el arranque (si se requiere), para cuando se tenga bajo flujo de gas ácido y para "curar" (adecuar, secar y calentar paulatinamente) el refractario. Tiene la composición establecida en las bases de diseño para la alternativa seleccionada (punto VI.2. pag. 82).

VII.1.2.5.- Corriente de apagado.

Para "apagar" (detener la reacción mediante enfriamiento) los gases producidos, se requiere de un volumen de 200 GPM de la corriente de ácido sulfuroso proveniente de la columna de absorción, con las propiedades especificadas en el balance de materia (figuras 12,13 y 14, pag. 88, 89 y 90), que son :

- a) Flujo - 200 GPM
- b) Temperatura - 100°F
- c) Presión - 57 psig
- d) Composición - 98.5 % peso de Agua, 3.7% NaCl y 0.3-0.5 % SO₂.

VII.1.2.6.- Requerimientos de proceso.

A) Debido a que no es posible asegurar la composición constante de gas ácido y gas combustible, puesto que las corrientes de alimentación al complejo provienen de distintos campos, es necesario asegurar que el tiempo de residencia de los gases en la cámara de oxidación sean los adecuados (0.3 - 0.6 seg.). Para el diseño se considerará un tiempo de residencia mínimo de 1 segundo, calculado como sigue :

$$(\text{Volumen} / \text{Flujo}) = 1 \text{ segundo}$$

donde :

Volumen = volumen de la cámara de oxidación (ft³) excluyendo el ducto de transición entre ambas cámaras, la longitud de flama producida en el quemador y la zona de recolección de sólidos en la parte inferior.

Flujo = Piés cúbicos / seg de gas calculados a 25 pulgadas de agua de presión manométrica a la temperatura promedio en la cámara.

B) El equipo de oxidación-apagado, debe contar con al menos 2 boquillas selladas para medir la temperatura del gas internamente.

VII.1.2.7.- Disposición del gas apagado y de la corriente de apagado.

El gas apagado saldrá por el domo de la cámara de apagado y el líquido de la corriente de apagado saldrá por sobreflujo del fondo de dicha cámara.

VII.1.2.8.- Requerimientos de Flexibilidad

El sistema debe ser capaz de operar continuamente a un flujo del 25 % del flujo de diseño de gas ácido sin necesitar combustible auxiliar. El flujo de la corriente de apagado a cualquier rango de operación debe ser constante e igual al flujo de diseño de 200 GPM.

El sistema también debe ser capaz de operar a un flujo de calor liberado suficiente para "curar" cualquier mortero o cemento refractario utilizado en él. Dicho calor puede o debe (según el caso) obtenerse quemando gas combustible auxiliar.

VII.1.2.9.- Temperaturas de operación.

A) Sección de oxidación : la temperatura en la cara interna del metal para esta sección debe estar entre los dos límites de temperatura siguientes :

1.- Una temperatura mínima de 100 °F arriba de la temperatura de rocío para los flujos de diseño del gas ácido y de exceso de aire, para las condiciones ambientales siguientes :

Temperatura -	90 °F
Velocidad de Viento -	30 MPH
Condiciones Ambientales -	lluvia con temperatura de 40 °F

2.- Una temperatura máxima de 50 °F abajo de la máxima temperatura de operación recomendada para la barrera de corrosión usada dentro del equipo (Ver especificaciones en el anexo XI.2 para el recubrimiento AMERON-AMERCOAT)

B) Sección de apagado : La temperatura en la cara interna del metal en la sección de apagado debe estar limitada a la temperatura que resulte de tener una temperatura interna de parafina de 250 °F para no rebasar las especificaciones del recubrimiento Pyroflex.

C) Temperatura máxima en la cara externa de la cámara de oxidación debe ser de 220 °F para cumplir con los puntos A1 y A2 anteriores.

VII.1.2.10.- Quemador.

El quemador debe estar instalado en la parte superior de la cámara de oxidación para su fácil reemplazo.

El volumen de la flama especificado por el fabricante es de 0.78 ft³ ; por lo que debe agregarse al obtenido del punto VII.1.3.6.- Requerimientos de proceso. Dicho tamaño es función de la geometría

del quemador, de las condiciones de operación y del combustible, además que es un valor experimental determinado por el fabricante.

VII.1.2.11.- Materiales de Construcción.

A) Los materiales de construcción para las zonas húmedas expuestas o potencialmente expuestas a la solución de apagado, sin contar con el recubrimiento anticorrosivo adecuado, deben resistir una solución de 0.8 % en peso de SO_2 en agua de mar a $50^{\circ}F$ arriba de la temperatura máxima de operación esperada para dicha zona.

B) En un principio se pensó en utilizar el Alloy 20 (20% Cr, 26% Ni, 2.5% Mo, 3.3% Cu, 48.2% Fe) pero resultó ser inaceptable para cumplir los requerimientos del punto A), considerando su costo.

C) La temperatura de operación de cualquier componente metálico expuesto al líquido de apagado no debe exceder los $150^{\circ}F$.

D) El recubrimiento interno utilizado en la cámara de apagado, así como en sus boquillas, debe ser resistente al líquido de apagado a una temperatura de $50^{\circ}F$ arriba de la máxima de operación esperada en dicho equipo.

E) El refractario utilizado, así como el mortero para unirlo, deben ser resistentes a la exposición normal al medio imperante (productos de combustión calientes o líquido de apagado caliente) y a cualquier medio existente en períodos cortos durante el arranque, paro o sobreflujo.

F) Todos los refractarios utilizados, así como el cemento o mortero relacionados, usados en la zona caliente y seca o en el ducto de transición deben ser físicamente estables. Un excesivo desgaste que produzca partículas finas que entren en contacto fácilmente con la solución no puede tolerarse. Sin embargo, cierta cantidad de desgaste es inevitable, por lo que el sistema de oxidación-apagado debe configurarse de tal forma que se colecten y confinen tanto como sea posible dichas partículas, previniendo así su posible recirculación o su fuga más allá del tanque de almacenamiento de ácido. El método de solución para este problema, es implementar una zona de recolección de sólidos en el piso de la cámara de apagado, para evitar el contacto de las partículas con el líquido. Dicha zona debe tener una altura de al menos 3.75" para máxima eficiencia. Por lo tanto, el volumen total del equipo de oxidación debe considerarse como la suma de los siguientes volúmenes : el calculado en el punto

VII.1.3.6 para la cámara en si, más el volumen muerto de la flama, más el volumen muerto equivalente al diámetro del ducto de transición, más el de la zona de recolección de sólidos (ver Figura 19) según los datos técnicos proporcionados por los asesores de los fabricantes de las barreras antiácida y refractaria.

G) Para la cámara de apagado se manejará la salida del líquido mediante sobreflujo vía un tubo sumergido 6 pulgadas en el líquido de apagado, que hace las veces de zona de recolección de sólidos.

H) Todos los materiales expuestos a la atmósfera deben ser resistentes al ambiente marino.

VII.1.2.12.- Configuración del Sistema.

El área disponible para cada equipo está limitada y el total es aproximadamente 44 ft^2 (11 ft x 4 ft) para el equipo de oxidación-apagado, incluyendo el ducto de transición, sin conexiones. Su distribución dispone de 16 ft^2 (4 ft x 4 ft) para cada cámara y de 6 ft^2 (2 ft x 3 ft) para el ducto, restando 6 ft^2 para manejo y acceso.

VII.1.2.13.- Requerimientos especiales

La relación de L/D para la cámara de oxidación debe ser de 2.5 a 3 y de 2 a 2.5 para la de apagado (considerando solo la altura empacada).

En la cámara de apagado deben utilizarse empaques y el flujo debe ser a contracorriente.

Los espesores de los refractarios requeridos son los propuestos por el fabricante según sus especificaciones, mostradas en el Anexo X.2, página 141. siendo estos los siguientes :

A) Cámara de oxidación :

Cara al metal : 3 pulgadas tabique Premier Lite Wate 80

Cara a los gases : 4.5 pulgadas tabique HW UFALA

Zona crítica en quemador y ducto : 3 pulgadas tabique Premier Super 32

B) Cámara de Apagado :

Cara al metal : 4.5 pulgadas tabique KW a prueba de acido.
(arriba del ducto o superior)

Cara al metal : 6.5 pulgadas tabique KW a prueba de ácido.
(abajo del ducto o inferior)

VII.1.3.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS CAMARAS DE OXIDACION-APAGADO

El objetivo principal de esta sección, es la de comprobar con los métodos abiertos y criterios generales de diseño, las dimensiones proporcionadas por los fabricantes de las cámaras de oxidación, apagado y torre absorbidora.

Es obvio que algunos resultados no podrán ser reproducidos y validados en este trabajo con exactitud, pues los diseños antes mencionados se encuentran amparados por la LEY DE REGISTRO DE AUTORES Y PROPIEDAD INTELECTUAL, y por lo tanto su publicación no es posible.

Sin embargo, como ingenieros, nuestro deber es el de garantizar la confiabilidad aceptable de los datos que se manejan, por lo que, en lo que respecta a los equipos principales de esta planta generadora de ácido sulfuroso se checkaron cruzadamente los datos del diseñador original con métodos de cálculo propios, destacándose que el resultado final de los equipos en cuanto a dimensionamiento y características es totalmente satisfactorio.

El primer paso a seguir, es la confirmación de que los espesores de los aislantes propuestos por el fabricante cumplen con las condiciones y especificaciones de proceso (puntos VII.1.1 y VII.1.2; pag 96 y 98 respectivamente). Esta confirmación se efectuará con el programa "Steady state heat flow analysis/PC version", alimentando los siguientes datos de proceso :

- a) Condiciones : Tanque cilíndrico vertical.
- b) Temperatura ambiente : 90 °F (32 °C)
- c) Emisividad : 0.9
- d) Velocidad del viento : 44 FPS (30 MPH, 48.27 Km/h)
- e) Espesor de aislantes :

Cámara de oxidación : 4.5 pulgadas de Harbison Walker - UFALA
3 pulgadas de Premier - Lite Wate 80

Cámara de apagado superior : 6.5 pulgadas Koch - Knight Ware

Cámara de apagado inferior : 4.5 pulgadas Koch - Knight Ware

(Las conductividades así como otras propiedades de estos refractarios se muestran en el Anexo X.2, página 141).

- f) Diámetro externo de ambas cámaras : 4 pies (1.22 m)
- g) Ubicación de aislante : interior de los recipientes

h) Temperatura interna :

Cámara de oxidación : 2600 °F (1426.6 °C)

Cámara de apagado inferior : 2215 °F (1212.7 °C)

Cámara de apagado superior : 2000 °F (1093.3 °C)

Con estos datos, se obtienen las siguientes temperaturas externas :

A) Cámara de oxidación : 215 °F (101.6 °C)

B) Cámara de apagado superior : 126 °F (52.2 °C)

C) Cámara de apagado inferior : 123 °F (50.5 °C)

Como puede verse, las temperaturas están dentro del rango permitido en las especificaciones, aunque superan la máxima de seguridad (60 °C), por lo que se adicionará una cubierta de aluminio ("rain shield") en las zonas potencialmente expuestas al personal (desde el nivel de piso hasta una altura de 1.8 m) para evitar riesgos.

Las corridas originales del programa se pueden consultar en el Anexo X.3, pag 149.

Una vez hecho lo anterior, se procede a dimensionar la cámara de oxidación mediante el procedimiento siguiente :

1.- Convertir el flujo máximo de gases de combustión de SCFM (figura 12, pag xx), a Ft³/seg mediante la siguiente ecuación :

$$\text{Flujo (Ft}^3/\text{seg)} = \frac{\text{Flujo en SCFM}^1 \cdot \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}}}{35.375 \cdot \frac{P \text{ (psia)}^1}{T \text{ (R)}^1}}$$

1 : de la figura 12 (página 88).

2.- Calcular el Diámetro Interno del Recipiente (DIR), mediante la siguiente fórmula :

$$\text{DIR} = \text{D.E.} - \text{EspM} - \text{EspA}$$

Donde : D.E. = Diámetro externo del recipiente (48 pulgadas)

 EspM = Espesor del metal (2.75 pulgadas)

 EspA = Espesor de aislantes (4.5 * 2 pulg. + 3 * 2 pulg.)

3.- De la fórmula del tiempo de residencia (ver punto VII.1.2.6, pág 102) :

$$\text{Volumen (Ft}^3 \text{) / Flujo (Ft}^3 \text{/ seg)} = 1 \text{ segundo}$$

$$\text{Donde : Volumen} = \pi * (\text{DIR} / 2)^2 * \text{Altura}$$

siendo la altura la única incógnita, por lo que se despeja la altura de la ecuación anterior quedando :

$$\text{Altura (Ft)} = \frac{\text{Flujo (Ft}^3 \text{/ s)} * 1 \text{ seg.}}{\pi * (\text{DIR (Ft) / 2})^2}$$

4.- Calcular la relación L/D y checar que se encuentre dentro del rango especificado (ver punto VII.1.2.13, pag. 102).

5.- Calcular la altura total de la cámara de oxidación según la siguiente fórmula :

Altura total = altura de flama + altura de cámara + altura muerta
equivalente al ducto de transición + altura de la zona
de recolección de sólidos.

Entonces, siguiendo el procedimiento explicado :

$$1.- \text{Flujo (Ft}^3 \text{/ s)} = \frac{402.67 \text{ SCFM}}{35.375 * \frac{15.6 \text{ psia}}{2983.67 \text{ R}}} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}}$$

$$\text{Flujo} = 36.28 \text{ Ft}^3 \text{/ s}$$

$$2.- \text{DIR} = 48 \text{ pulg.} - 2.75 \text{ pulg.} - 4.5 \text{ pulg.} * 2 - 3 \text{ pulg.} * 2$$

$$\text{DIR} = 30.25 \text{ pulgadas; equivalente a } 2.521 \text{ piés.}$$

$$3.- \text{Altura (Ft)} = \frac{36.28 (\text{Ft}^3 \text{/ s)} * 1 \text{ seg.}}{\pi * (2.521 \text{ Ft} / 2)^2}$$

$$\text{Altura} = 7.27 \text{ Ft.}$$

$$4.- \text{L/D} = 7.27 \text{ Ft} / 2.521 \text{ Ft}$$

$$\text{L/D} = 2.88, \text{ lo cual esta dentro del rango especificado (L/D} = 2.5 - 3 \text{)}.$$

5.- Altura total (Ft) = 1 Ft + 7.27 Ft + 1.167 Ft + 0.3133 Ft

Altura total interna = 9.75 Ft

Por lo tanto, las dimensiones internas y externas de la cámara de oxidación son :

Altura interna = 9.75 Ft

Diametro Interno = 2.521 Ft

Altura externa (sin quemador) = 10 Ft

Diametro externo = 4 Ft

(para mayor claridad, ver la Figura 19, pag. 112).

Los cálculos efectuados nos indican que las dimensiones propuestas por el fabricante son aceptables.

En seguida, se procede al dimensionamiento de la cámara de apagado. Se utilizará el método descrito anteriormente, recopilado de las referencias 5, 13, 14, 15 y 16.

Nomenclatura :

G = masa velocidad del gas (lb / hr ft²)

L = masa velocidad del líquido (lb / hr ft²)

ρ_g = densidad del gas (lb / ft³)

ρ_l = densidad del líquido (lb / ft³)

μ_g = viscosidad del gas (lb / ft hr)

μ_l = viscosidad del líquido (lb / ft hr)

gc = constante de conversión = 32.2 lbm ft / lbf seg²

GF = velocidad máxima permitida para el empaque (lb / s ft²)

Fp = factor de empaque

f1, f2, f3 = factores definidos por las ecuaciones (B), (C) y (D)

σ_l = tensión superficial (dinas / cm)

m1 y n1 = exponentes de la ecuación (F)

ψ = parámetro en la ecuación (F)

Cpg = capacidad calorífica del gas (BTU / lb °F)

KG = conductividad térmica del gas (BTU / hr ft °F)

D.A.S = coeficiente de difusión agua - mezcla gaseosa (ft² / hr)

DT = diámetro interno de la columna (ft)

- Hgd = altura de transferencia de la fase gaseosa (ft)
 hga = coeficiente de transferencia de la fase gaseosa
 (BTU / hr ft³ °F)
 Ua = coeficiente volumétrico total de transferencia de calor
 (BTU / hr ft³ °F)
 Qg = flujo de calor sensible del gas transferido (BTU / hr)
 QT = flujo de calor total transferido (BTU / hr)
 Pr = numero de Prandt (adimensional)
 Sc = numero de Schmidt (adimensional)
 VT = volumen de la zona de contacto (ft³)
 LMID = temperatura media logarítmica a contracorriente (°F)
 ZT = altura total de la zona de contacto o empacada (ft)
 ff = factor obtenido de la figura 2 (referencia 16)
 g = referente a la fase gaseosa
 l = referente a la fase líquida
 AT = area transversal de la torre (ft)

Procedimiento de cálculo :

- 1.- Calcular G y L
- 2.- Calcular el parámetro de flujo (PF) : $L \cdot (\rho_g / \rho_l)^{1/2}$
G
- 3.- Calcular el factor ff :

$$ff = \frac{GF^2 (F_p) (\mu_l + 2.42)^{0.2}}{gc (\rho_g \cdot \rho_l)} \dots\dots\dots(1)$$

El cual se encuentra graficado en la figura 2 de la referencia 16, en función del parámetro de flujo calculado en 2.-

- 4.- Despejar GF de la ecuacion (1) :
- $$GF = [(ff \cdot gc \cdot \rho_l \cdot \rho_g) / (F_p \cdot (\mu_l + \mu_g))]^{0.2} \quad (2)$$

y seleccionar un empaque comercial y experimentalmente conocido, similar al propuesto por el fabricante (2" empaque flexisaddle cerámico) y obtener su Fp. Por lo tanto, se selecciona un empaque de 2" tipo Berl Saddle cerámico cuyo Fp = 45 (Tabla 1 referencia 16).

- 5.- Calcular GF según la ecuación (2)
- 6.- Calcular el porcentaje de inundación como sigue :

$$\% \text{ inundación} = G / GF$$

7.- Obtener los parámetros geométricos y de transferencia de masa para el empaque seleccionado (tabla 4 referencia 15), así como los factores definidos por las ecuaciones (3), (4) y (5) :

$$f1 = (\mu 1 * 2.42)^{0.16} \dots\dots\dots(3)$$

$$f2 = (62.4 / \rho 1)^{1.25} \dots\dots\dots(4)$$

$$f3 = (72.8 / \sigma 1)^{0.8} \dots\dots\dots(5)$$

y de la tabla 4 : m1, n1, ψ

8.- Calcular los números adimensionales Pr y Sc para el gas :

$$Pr = (Cpg * \mu g / KG)$$

$$Sc = \mu g / (\rho g * \Delta a-b)$$

9.- Calcular el factor Hgd mediante la siguiente ecuación :

$$Hgd = \frac{\psi * Scg^{0.5} * DT^{n1}}{(L * f1 * f2 * f3)^{m1}} \dots\dots\dots(6)$$

10.- Calcular hga mediante la siguiente ecuación :

$$hga = (Scg / Prg)^{2/3} * \frac{Cpg * G}{Hgd} \dots\dots\dots(7)$$

11.- Para este caso, se asume que esencialmente toda la resistencia a la transferencia de calor es por parte de la fase gaseosa. Por lo tanto, se calcula Ua mediante la siguiente ecuación :

$$Ua = \frac{1}{\frac{1}{hga} * (Qg / QT)} \dots\dots\dots(8)$$

12.- Calcular el volumen total (VT) mediante la ecuación siguiente :

$$VT = \frac{QT}{Ua * LMTD} \dots\dots\dots(9)$$

13.- Calcular la altura empacada (ZT) mediante la siguiente ec. :

$$ZT = \frac{QT}{\text{Area transversal}} \dots\dots\dots(10)$$

Para seguir el procedimiento explicado, es necesario primero obtener los datos necesarios, los cuales se muestran a continuación :

DATOS DEL GAS :

Flujo = 2014.286 lb/hr

Temperatura de Entrada = 2215 °F

Temperatura de Salida = 105 °F

Presión = 14.7 psia

Densidad = 0.016 lb/ft³

Viscosidad = 0.055 cp = 0.1330 lb/ft hr
 Conductividad térmica = 0.06379 BTU/hr ft °F (referencia 13)
 Capacidad Calorífica = 0.2851 BTU/lb °F (referencia 13)
 Masa de Agua Condensada = 5.088 lb/hr
 Calor de Vaporización del agua = 970.3 BTU/lb

DATOS DEL LIQUIDO :

Flujo = 102557.4 lb/hr
 Temperatura de Entrada = 100 °F
 Temperatura de Salida = 220 °F
 Presion = 14.7 psia
 Densidad = 63.898 lb/hr
 Viscosidad = 1 cp = 2.42 lb/ft hr
 Tension Superficial = 72.8 Dinas/cm

COEFICIENTES DE TRANSPERENCIA DE MASA : (5)

$D_{\text{Agua-CO}_2} = 3.055 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$; (fracción mol de $\text{CO}_2 = 0.174$)
 $D_{\text{Agua-SO}_2} = 2.5874 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$; (fracción mol de $\text{SO}_2 = 0.063$)
 $D_{\text{Agua-O}_2} = 3.9911 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$; (fracción mol de $\text{O}_2 = 0.021$)
 $D_{\text{Agua-N}_2} = 3.8176 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$; (fracción mol de $\text{N}_2 = 0.594$)
 fracción mol de agua ($X^{\text{H}_2\text{O}}$) = 0.149

$$D_{A-B} = \frac{1 - X^{\text{H}_2\text{O}}}{\frac{X^{\text{CO}_2}}{D_{A-\text{CO}_2}} + \frac{X^{\text{SO}_2}}{D_{A-\text{SO}_2}} + \frac{X^{\text{O}_2}}{D_{A-\text{O}_2}} + \frac{X^{\text{N}_2}}{D_{A-\text{N}_2}}}$$

$$D_{A-B} = 3.5142 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s} = 13.6126 \text{ ft}^2/\text{hr}$$

DATOS GEOMÉTRICOS :

Diámetro interno de la torre = 3.1042 ft
 Tamaño y tipo de Empaque = 2" Berl Saddles de cerámica

PARAMETROS ADICIONALES :

$Q_G = \text{masa gas} \cdot C_{pg} \cdot (\text{Temp. Entrada} - \text{Temp. Salida})$
 $Q_G = 2014.286 \text{ lb/hr} \cdot .2851 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F} \cdot (2215 ^\circ\text{F} - 105 ^\circ\text{F})$
 $Q_G = 1'211,609.6 \text{ BTU/hr}$
 $Q_{\text{condensación}} = \text{Masa de Agua condensada} \cdot \text{Calor latente de vap.}$
 $Q_{\text{condensación}} = 5.088 \text{ lb/hr} \cdot 970.3 \text{ BTU/lb} = 4,936.9 \text{ BTU/hr}$
 $Q_T = Q_G + Q_{\text{condensación}} = 1'216,546.5 \text{ BTU/hr}$
 $LMTD = 332.28 ^\circ\text{F}$
 $AT = \pi \cdot (DT / 2)^2 = 3.1416 \cdot (3.1042 \text{ ft} / 2)^2 = 7.568 \text{ ft}^2$

Teniendo todos los datos anteriores, se procede a calcular la altura de empaque de la torre mediante el procedimiento explicado :

$$1.- G = \frac{2014.286 \text{ lb/hr}}{7.568 \text{ ft}^2} = 266.16 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$L = \frac{102,557.4 \text{ lb/hr}}{7.568 \text{ ft}^2} = 13,551.45 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$2.- PF = (13,551.45 / 266.16) * (0.016 / 63.898)^{1/2} = 0.8057$$

$$3.- \text{ de la figura 2 (referencia 16) } ff = 0.02$$

$$4.- \text{ Se seleccionó un empaque de 2" tipo Berl Saddles cerámico, cuyo } Fp = 45$$

$$5.- \text{ como } Fp = 45 \text{ y } ff = 0.02, \text{ sustituyendo en la ecuacion (2) :}$$

$$GF = (0.02 * 32.2 * 0.016 * 63.898) / (45 * (1 \text{ cp} * 2.42)^{0.2})$$

$$GF = 0.11073 \text{ lb/ft}^2 \text{ s} = 398.622 \text{ lb/ft}^2 \text{ hr}$$

$$6.- G = \frac{266.1583}{398.622} = 0.668$$

$$GF = 398.622$$

Por lo tanto, el porcentaje de inundación es 66.8 %

$$7.- \text{ De la tabla 4 (15), para el empaque seleccionado :}$$

$$m1 = 0.5 ; n1 = 1.11 ; \psi = 95$$

De las ecuaciones (3), (4), (5) :

$$f1 = (2.42 / 2.42)^{0.16} = 1$$

$$f2 = (62.4 / 63.898)^{1.25} = 0.9708$$

$$f3 = (72.8 / 72.8)^{0.6} = 1$$

$$f1 * f2 * f3 = 0.9708$$

$$8.- Pr g = \frac{0.2851 \text{ BTU/lb}^{\circ}F * 0.133051 \text{ lb/ft}^3}{0.06379 \text{ BTU/ hr ft}^{\circ}F} = 0.59465$$

$$SC g = \frac{0.133051 \text{ lb/ft}^3}{0.016 \text{ lb/ft}^3 + 13.6126 \text{ ft}^2/\text{hr}} = 0.61088$$

$$9.- Hgd = \frac{95 * (0.61088)^{0.5} * (3.1042)^{1.11}}{(13,551.45 * 0.9708)^{0.5}} = 2.2765 \text{ ft}$$

$$10.- hga = \frac{0.61055}{0.59465} + \frac{0.285075}{2.2765} + 266.1583$$

$$hga = 34 \text{ BTU/hr ft}^3 \text{ }^{\circ}F$$

$$11.- Ua = \frac{1}{\frac{1}{34} * (1,211,609.6 / 1,216,546.5)}$$

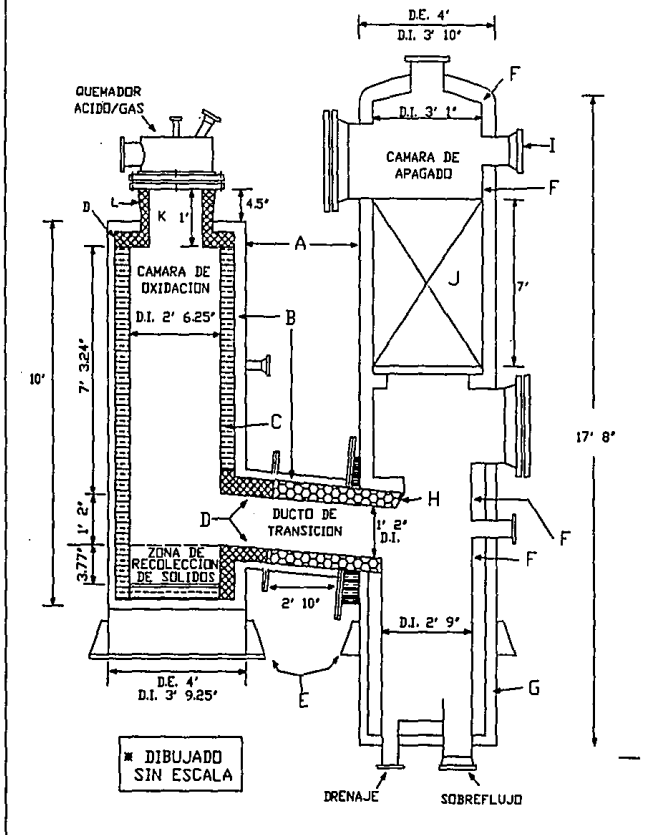
$$Ua = 34.14 \text{ BTU/hr ft}^3 \text{ }^{\circ}F$$

$$12.- VT = \frac{1'216,546.5}{34.14 \times 332.278} = 107.24 \text{ ft}^3$$

$$13.- ZT = \frac{107.24}{7.568} = 14.2 \text{ ft}$$

La altura de los empaques propuesta por el fabricante (7 ft) resulta semejante a la calculada mediante el programa PRO-II (7.8 ft) y de un valor aproximadamente 50 % menor al calculado por el método tradicional (14 ft). Como se mencionó al principio de esta sección, estos resultados son congruentes con las expectativas, y por lo tanto confiables para utilizarse.

FIGURA 19
EQUIPO DE OXIDACION-APAGADO SEGUN DISENO



* DIBUJADO SIN ESCALA

FACULTAD DE QUIMICA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO							FIGURA 19 EQUIPO DE OXIDACION-APAGADO SEGUN EL DISENO REALIZADO	
A	B	C	D	E	F	G	TESIS	
ACERO AL CARBON	3\"/>							
H	I	J	K	L	REV.		Antonio Medavilla S. A	

VII.2.- TORRE DE ABSORCION

El diseño de este equipo es más conocido que el de la sección de Oxidación-Apagado, por lo que su dimensionamiento resulta menos complicado. Adicionalmente a ello, se cuenta con un método recientemente publicado en la literatura abierta por lo que el resultado que obtengamos debe ser muy semejante al propuesto por el fabricante y al obtenido con el simulador de proceso para la altura empacada.

VII.2.1.- HOJA DE DATOS DE PROCESO

Esta hoja es un resumen de los datos generados a lo largo de la tesis, hasta este punto y se presenta en la Figura 20.

FIGURA No. 20
HOJA DE DATOS DE PROCESO
TORRE DE ABSORCION

PLANTA : Plataforma de Inyección y Servicio UBICACION: Sonda de Campeche, Abkatun, Golfo de México ELEVACION : Nivel del Mar SERVICIO : Absorción de Gases de Combustión			FACULTAD DE QUIMICA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO TESIS ANTONIO MEDIAVILLA S 1994 REV. A	
CORRIENTE	ENTRADAS		SALIDAS	
	AGUA DE MAR TRATADA	GASES APAGADOS	ACIDO SULFUROSO	GASES VENTEADOS
COMPONENTE :	% mol	% mol	% mol	% mol
H2S	--	--	--	--
CO2	--	0.189	--	0.211
SO2	--	0.068	0.0015	0.006
O2	--	0.022	--	0.025
N2	--	0.645	--	0.719
H2O	0.990	0.075	0.9881	0.040
CH4	--	--	--	--
C2H6	--	--	--	--
C3H8	--	--	--	--
C4H10	--	--	--	--
NaCl	0.010	--	0.0104	--
FLUJO MOLAR : (lbmol/hr)	2,396.874	58.576	2,406.734	52.601
P.M. PROMEDIO :	18.41	32.824	18.42	31.272
TEMPERATURA (°F) :	85	105	105.1	85.0
PRESION (PSIA) :	--	14.80	--	14.7
DENSIDAD (lb/ft3) :	63.898	0.080	63.898	0.079
VISCOSIDAD (cP) :	1.0	0.018	1.00	0.018
FLUJO VOLUMET. :	86.143 (GPM)	370.493 (SCFM)	86.864 (GPM)	332.701 (SCFM)
PARAMETROS DE DISEÑO Y OPERACION :				
TEMP. MAXIMA EXTERNA = 85 °F		TEMP. AMBIENTE : 90 °F		
TEMPERATURA DE DISEÑO = 175 °F		TEMP. DE OPERACION INFERIOR : 115 °F		
PRESION DE DISEÑO = 16.7 psig		PRESION DE OPERACION = 1 ATM.		
MATERIALES :				
CORAZA: Acero al Carbón				
RECUBRIMIENTOS :				
INTERNO : Hule de Neopreno vulcanizado.				
ESPESOR COMERCIAL : 1/4, 1/2 y 1 PULGADA.				

VII.2.2.- ESPECIFICACIONES DE PROCESO

En esta sección se presentan las especificaciones complementarias a las contenidas en la Sección VII.1.2 y en la Figura 20, que son necesarias para la especificación de la Torre de Absorción.

VII.2.2.1.- Configuración del Sistema.

El área disponible para la torre está limitada a 5.5 ft², por lo que el diámetro externo máximo de la torre será de 2.65 ft.

VII.1.2.2.- Alimentación de Gases de Combustión.

La composición normal de gases de combustión se presenta en la hoja de datos de proceso respectiva (Figura 20), así como sus condiciones de temperatura y presión.

El flujo de diseño de gases de combustión es de 58.576 mol/hr.

VII.1.2.3.- Requerimientos de proceso.

Se requiere la absorción del 92.5 % del SO₂ presente en los gases de combustión para obtener la concentración requerida de ácido sulfuroso, por lo tanto, como la concentración de SO₂ a la entrada de la torre es de 6.83 %, debe obtenerse una concentración de 0.57 % a la salida de ésta.

VII.1.2.4.- Requerimientos de Flexibilidad

El sistema debe ser capaz de operar continuamente a una velocidad de flujo de 1.5 veces el mínimo calculado según la relación siguiente:

$$(L/V)_{\min} = \frac{Y_{SO_2 S} - Y_{SO_2 E}}{1 - Y_{SO_2 E}} - \frac{0 - X_{SO_2 \min}}{1 - X_{SO_2 \min}} \dots\dots\dots(1)$$

Donde :

Y_{SO₂ S} = fracción mol de SO₂ en el gas de salida de la columna.

Y_{SO₂ E} = fracción mol de SO₂ en el gas de entrada de la columna.

X_{SO₂ min} = Fracción mol mínima de SO₂ en el líquido, determinada según la línea de equilibrio.

VII.1.2.5.- Condiciones de operación.

La temperatura de operación de la columna es de 30 °C (86 °F) y su presión de operación es de 1 atm (14.7 psia).

VII.1.2.6.- Materiales de Construcción.

Nuevamente se tienen 2 alternativas para seleccionar el material del equipo : una es utilizar un material caro, como el Alloy 20; y la segunda es utilizar un material más económico protegido con el recubrimiento adecuado.

De las dos opciones anteriores, se seleccionó la segunda por su gran diferencia en costo. Se utilizará Acero al carbón con recubrimiento interno de hule de neopreno vulcanizado (con espesor de 1/4 de pulgada, según fabricante). En este equipo no es necesario utilizar materiales como los utilizados en la cámara de Oxidación-Apagado (ladrillos antiácidos y refractarios) ya que la temperatura de operación es baja (Ver Figura 20) comparativamente a la de la cámara de oxidación. Esta temperatura no representa problemas para el neopreno.

VII.2.3.- DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA DE ABSORCION

En esta sección, también se verificará la altura de empaque propuesta por el fabricante (20.5 ft), como se hizo en la sección VII.1.3, recurriendo nuevamente a datos obtenidos en la literatura abierta, así como el método de calculo presentado en ella, además del obtenido con el simulador de proceso PRO-2 (21 ft).

Para el dimensionamiento de la altura empacada, se siguió el método propuesto por Anthony L. Hines y Robert N. Maddox en 1984, suponiendo que solamente se tiene aire con SO₂ a la entrada de la torre, el cual se absorbe en agua, sin considerar los demás gases presentes para simplificar el método, que es el siguiente :

- 1.- Obtener o calcular los datos de equilibrio físico del SO₂ con el agua y graficarlos en un diagrama de fracción mol de SO₂ en líquido (X_{SO2}), contra la fracción mol del mismo en el gas, libre de soluto (Y_{SO2 LS}).
- 2.- Obtener la fracción mol mínima de SO₂ en el líquido (X_{SO2 min}) trazando una línea recta horizontal desde la concentración de SO₂ en el gas de entrada (0.0693) en el eje de las Y's, hasta intersectar a la curva de equilibrio y entonces leer verticalmente a que concentración en el líquido corresponde en el eje de las X's. (Grafica 1 en la página 122).
- 3.- Calcular la relación (L / V) mínima, mediante la ecuación (1) presentada en la página 115.
- 4.- Calcular la relación (L / V) real multiplicando la relación de flujo mínimo especificada en la sección V.1.2.4.- Requerimientos de flexibilidad, que es de 1.5., por la relación (L / V) mínima.
- 5.- Una vez obtenida la relación (L / V) real, se substituye por la relación (L / V) mínima en la ecuación (1) y se despeja el cociente de la fracción mol de SO₂ en el líquido, que ya no es la mínima sino la real, obteniéndose con la siguiente ecuación :

$$\frac{X_{SO2}}{1 - X_{SO2}} = X_{B SO2} - \frac{Y_{SO2 S} - Y_{SO2 E}}{1 - Y_{SO2 S} - \frac{1 - Y_{SO2 E}}{(L/V)_{real}}} \quad (2)$$

- 6.- Con esa fracción mol de SO₂ en el líquido, se traza sobre la misma gráfica donde se trazó la línea de equilibrio, una línea recta desde la concentración final de SO₂ en el gas (0.0057) hasta

intersecar a la línea horizontal que se trazó horizontalmente a partir de la concentración inicial de SO₂ en el gas (0.0683) justo en el punto vertical de la concentración de SO₂ real en el líquido obtenida mediante la ecuación (2), como se ve en la Gráfica 1 (página 122), que es la curva de operación.

7.- Se calcula la altura empacada mediante la siguiente fórmula :

$$Z = (V \text{ prom.} / K'y \text{ SO}_2) * (\text{INTEGRAL desde } Y_{\text{SO}_2 \text{ S}} \text{ hasta } Y_{\text{SO}_2 \text{ E}} \text{ de } (d Y_{\text{SO}_2} / (Y_{\text{SO}_2} - Y_{\text{SO}_2}^*) + 0.5 * \frac{\text{Ln } 1 - Y_{\text{SO}_2 \text{ S}}}{1 - Y_{\text{SO}_2 \text{ E}}})$$

donde :

(V prom. / K'y SO₂) = Hov = altura de una unidad de transferencia basada en el coeficiente de transferencia de masa global de la fase vapor. (m).

INTEGRAL + Ln = Nov = número de unidades de transferencia global.

V prom. = régimen de flujo de vapor promedio. (mol/hr m²)

K'y SO₂ = coeficiente global de transferencia de masa para la fase vapor y para un empaque seleccionado. (mol/hr m²)

Y_{SO₂ S} = fracción mol de SO₂ en el gas de salida de la columna.

Y_{SO₂ E} = fracción mol de SO₂ en el gas de entrada de la columna.

Y_{SO₂} = fracción mol de SO₂ en el gas en la curva de operación.

Y_{SO₂}^{*} = Fracción mol de SO₂ en el gas en la curva de equilibrio, la cual se mide trazando una línea recta horizontal desde la Y_{SO₂} seleccionada hasta intersectar la línea de operación. Desde este punto se traza una línea recta vertical hasta intersectar la curva de equilibrio y desde este punto, se traza otra línea horizontal hacia la izquierda hasta intersectar el eje de las Y's obteniéndose el valor deseado, (ver Gráfica 2, página 123).

Para seguir el procedimiento anterior, se requieren los siguientes datos, algunos de los cuales ya se mencionaron a lo largo de este punto :

- A) Relación de flujo real = 1.5 * flujo mínimo.
- B) Simplificación = se supone que solamente entra una mezcla de aire-SO₂ a la torre y se absorbe en agua.

C) Fracción mol de SO₂ en el gas a la entrada = Y SO₂ E = 0.0683

D) Fracción mol de SO₂ en el gas a la salida = Y SO₂ S = 0.0057

E) Datos de equilibrio SO₂-Agua a 30 °C y 1 atm. (5)

Fracción mol de SO ₂ en Agua	Presión parcial de SO ₂ en el vapor (mmHg)	Y SO ₂ en el vapor	Y SO ₂ LS en el vapor
0.0002	0.6	0.00078	0.00078
0.0005	1.7	0.0022	0.0022
0.001	4.7	0.0062	0.0062
0.003	19.7	0.026	0.0267
0.005	36.0	0.0474	0.0497
0.007	52.0	0.0684	0.0734

Donde la fracción Y SO₂ en el vapor se calcula mediante la siguiente fórmula a partir de los datos de fracción en líquido vs presión parcial de SO₂ :

$$Y \text{ SO}_2 = \text{Presión parcial} / 760 \text{ mmHg}$$

y la fracción mol libre de soluto se calcula mediante la fórmula :

$$Y \text{ SO}_2 \text{ libre de soluto} = Y \text{ SO}_2 / (1 - Y \text{ SO}_2)$$

que es la que se grafica en la curva de equilibrio (gráficas 1 y 2, en páginas 122 y 123).

F) Diámetro interno de la torre = 2.5 Ft = 0.7625 m.

G) Area transversal de la torre = $\Pi * \text{diámetro}^2 / 4 = 0.4566 \text{ m}^2$

H) Flujo de gas = 58.576 mol/hr (del balance de materia, Figura 12)

I) Flujo de gas por unidad de área en el fondo= Vb = 128.277 mol/hr m²

J) Coeficiente global de transferencia de masa de la fase vapor para SO₂-Agua usando empaque de anillos Super Intalox de 2" cerámico para las condiciones de 30 °C y 1 atm. (5) = K'y SO₂ = 60 mol/hr m³.

(NOTA : el empaque seleccionado es el más semejante posible al utilizado por el fabricante, que propone anillos tipo Glitch-CMR 2A de 2" cerámicos, de los cuales obviamente no existen datos en la literatura abierta para calcular la K'y SO₂)

Una vez obtenidos los datos, se continúa la secuencia de cálculo obteniéndose los siguientes resultados :

1.- Graficar los datos del equilibrio SO₂-Agua (Ver Gráfica 1)

2.- De la gráfica anterior, Y SO₂ mín = 0.0066

3.- Calcular (L / V) mínimo utilizando la ecuación (1) :

$$(L/V)_{\min} = \frac{0.0057}{1 - 0.0057} - \frac{0.0683}{1 - 0.0683} = 10.1709$$

$$\frac{0 - 0.0066}{1 - 0.0066}$$

4.- Calcular (L / V) real :

$$(L/V)_{\text{real}} = 1.5 * (L/V)_{\text{mínimo}} = 15.25$$

5.- Calcular la fracción mol de SO₂ real en el líquido (X SO₂) utilizando la ecuación (2) :

$$\frac{X_{SO_2}}{1 - X_{SO_2}} = \frac{XB_{SO_2}}{1 - XB_{SO_2}} = \frac{0.0057}{1 - 0.0057} - \frac{0.0683}{1 - 0.0683} = 15.25$$

$$XB_{SO_2} = 0.004311 \text{ y } X_{SO_2} = \frac{XB_{SO_2}}{1 + XB_{SO_2}} = 0.004411$$

6.- Se traza la línea de operación desde Y SO₂ = 0.0057 hasta el punto X SO₂ = 0.004411, Y SO₂ = 0.0683, como se ve en la gráfica 1.

7.- La integral se calcula gráficamente para lo cual es necesario construir la siguiente tabla siguiendo el procedimiento explicado para obtener las Y SO₂* (ver Gráfica 2) :

Y SO ₂	Y SO ₂ *	$\frac{1}{Y SO_2 - Y SO_2^*}$
0.0683	0.042	38.022
0.06	0.036	41.667
0.05	0.028	45.454
0.04	0.019	47.619
0.03	0.011	52.631
0.02	0.0065	74.074
0.01	0.0015	117.647
0.0057	0	175.438

$$0.5 * \ln \left(\frac{1 - 0.0057}{1 - 0.0683} \right) = 0.0325$$

$$\begin{aligned} \text{Nov} &= (0.0683 - 0.06) * (41.667 + 38.022) / 2 + (0.06 - 0.05) * (41.667 + 45.454) / 2 \\ &+ (0.05 - 0.04) * (45.454 + 47.619) / 2 + (0.04 - 0.03) * (47.619 + 52.631) / 2 \\ &+ (0.03 - 0.02) * (52.631 + 74.074) / 2 + (0.02 - 0.01) * (74.074 + 117.44) / 2 \\ &+ (0.01 - 0.0057) * (175.438 + 117.647) / 2 + 0.0325 \end{aligned}$$

$$\text{Nov} = 3.987 \approx 4 \text{ unidades.}$$

(Hov) prom. = (V prom. / K'y SO₂), por lo tanto, para calcular V prom. :

$$V_b = 128.277 \text{ mol / hr m}^2$$

$$V_m = V_b * (1 - Y_{SO_2 E}) = 128.277 * (1 - 0.0683) = 119.5 \text{ mol/h m}^2$$

$$V_{am} = V_m / (1 - Y_{SO_2 S}) = 119.515 / (1 - 0.0057) = 120.2 \text{ mol/h m}^2$$

$$V \text{ prom.} = (V_m + V_{am}) / 2 = (119.5 + 120.2) / 2 = 119.858 \text{ mol/h m}^2$$

$$(Hov) \text{ prom.} = 119.858 \text{ mol/h m}^2 / 60 \text{ mol/h m}^3 = 1.99 \approx 2$$

Donde :

V_b = flujo de vapor por unidad de area en el fondo.

V_m = Flujo de vapor expresado en base libre de solvente.

V_{am} = Flujo de vapor por unidad de area en el domo

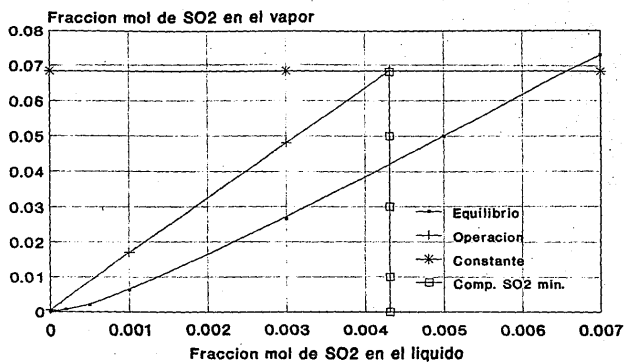
V prom. = Flujo de vapor promedio en la torre.

Finalmente, se calcula la altura Z :

$$Z = (\text{Nov}) * (\text{Hov}) = 4 * 2 = 8 \text{ m.} = 26.2 \text{ Ft.}$$

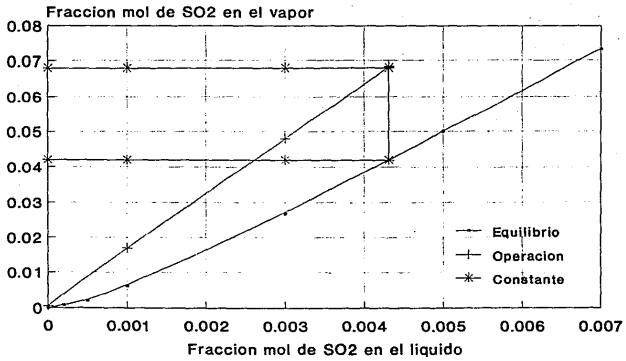
Efectivamente, la altura de empaque calculada mediante este procedimiento es semejante a la que propuesta por el fabricante (20.5 Ft) y esta última, casi idéntica a la obtenida mediante el simulador de proceso (21 Ft), por lo tanto, se acepta como correcta la altura propuesta por el fabricante en base a las razones tecnológicas expresadas anteriormente.

GRAFICA 1
Calculo de X SO₂ min.



X SO₂ min. = Fraccion mol minima de SO₂ en el liquido

GRAFICA 2
Calculo de Y_{SO_2}



Y_{SO_2} = fraccion mol de SO2 en el gas correspondiente al punto de equilibrio

VII.3.- SELECCION DE MATERIALES PARA BOMBAS, TUBERIAS Y VALVULAS

En toda la planta de producción de ácido sulfuroso se manejan sustancias corrosivas, desde el inicio del proceso, donde se encuentra gas ácido (que contiene H₂S), hasta el final, obteniéndose ácido sulfuroso diluido.

Estas sustancias químicas tienen una alta capacidad de corrosión por lo que si son manejadas por materiales comunes como el acero al carbón, este literalmente se deshace al estar en contacto con ellas, por lo que se hace imprescindible seleccionar materiales adecuados para el manejo seguro, considerando en primer lugar al personal y luego a las instalaciones y medio ambiente. Como se ha discutido a lo largo de esta tesis, se han considerado siempre en el diseño de los equipos dos alternativas para el material con el que se deben fabricar : utilizar materiales caros, como las aleaciones sofisticadas, o utilizar un material más económico, como el acero al carbón, provisto de un recubrimiento adecuado que resista el ataque químico de las sustancias manejadas. Se ha seleccionado la segunda opción, por su gran diferencia en costo y facilidad de obtención en el mercado. Por lo tanto, consideramos también dicha alternativa para la fabricación de las tuberías, válvulas y bombas de toda la planta.

Específicamente para las tuberías, válvulas y bombas, se propuso acero al carbon revestido interiormente con un material plástico (PVC).

Las bombas requeridas en la planta por el proceso son la GA-501 A/R, bomba del absorbedor y relevo, y la GA-502 A/R, bomba de alimentación de ácido y relevo, de las cuales se incluyen las hojas de datos que muestran un equipo típico, común y corriente, cuya virtud es la de estar recubiertas internamente con una capa plástica (PVC) que se aplica en una sola operación de extrusión, resultando así de una sola pieza.

Asimismo, la terminación de esta capa moldeada en las boquillas, configura un "empaquetado" haciéndose innecesario el uso de algún otro tipo de empaquetadura en el momento del acople.

Las tuberías, los arreglos de tuberías (Spools), y las válvulas, fueron adquiridas en base a un procedimiento de fabricación idéntico al de las bombas, lo que garantizó que los fluidos de proceso

involucrados en la planta, nunca estuvieron en contacto con superficies metálicas susceptibles de ataque químico por corrosión. Igualmente, al acoplar tuberías, válvulas y bombas, empacándolas con materiales de idéntica composición (PVC) garantizamos aún más la hermeticidad del sistema y una labor de erección en campo mucho más ágil.

Las hojas de datos de las bombas así como la información técnica-comercial del fabricante se encuentran en el anexo X.4.-Especificaciones Generales de Ingeniería, para brindar una información más completa.

VII.4.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACIDO

Este equipo cumple con la función de integrar el proceso de producción de ácido, objetivo de la presente tesis, con el equipo existente de deaereación, para acondicionar finalmente el agua de inyección. Como se mencionó en la sección VI.1.- Balance de Materia y Energía (página 88 - 90), el volumen de ácido que se necesita almacenar es de 4500 galones (17 m^3), y se considera además un sobrediseño del 15 % como factor de seguridad, por lo que el tanque debe tener la capacidad de almacenar un volumen máximo de 19.6 m^3 , ajustando a este volumen el control de nivel máximo (HHL), arriba del cual debe existir una pequeña altura (aprox. 30 cm.) disponible para ajustar las boquillas de entrada de producto, como recomendación del fabricante.

Para instalar el tanque en plataforma, se dispone de un area de poco más de 9 metros cuadrados, por lo que el diámetro del tanque será de 2.8 metros y la altura total de 3.5 metros. Con estos dos datos, diámetro y altura, se procede a realizar el calculo mecánico estructural simplificado de este tanque.

VII.4.1.- Cálculo mecánico estructural simplificado.

Para el diseño de este tanque, se utilizará el código del Departamento de Comercio de los Estados Unidos de América, Oficina Nacional de Estándares (U.S. Department of Commerce, National Bureau of Standards; abreviada como NBS Voluntary Product Standard PS 15-69 o más comúnmente como NBS PS 15 - 69), que indica los espesores de pared requeridos según el diámetro y la altura del tanque, para un líquido con una gravedad específica máxima de 1.2 (Gravedad específica de la solución de ácido = 1.01); además, se debe considerar un tubo interno para la alimentación de ácido y otro para su recirculación. (Las páginas necesarias del NBS PS 15 - 69 se pueden consultar en el Anexo X.4.- Especificaciones Generales de Ingeniería, página 155).

Se calcularán los espesores requeridos de la tapa, el cuerpo y el fondo.

Procedimiento :

En la Tabla 7 del NBS - PS 15 - 69 (ver anexo X.4.- Especificaciones Generales de Ingeniería, pág. 155), se busca el espesor para un tanque de 10 Ft de diámetro (Diámetro del Tanque = 2.8 m = 9.18 Ft, por lo tanto, se toma el valor inmediato superior de la tabla mencionada) y una altura de 12 Ft (Altura del Tanque = 3.5 m = 11.5 Ft), obteniendo el siguiente perfil de espesores (según el mismo código, el espesor mínimo recomendable para una tapa toriesférica es de 1/4 " y el del fondo debe ser igual o mayor al espesor de la parte inferior de la pared vertical para evitar el pandeo) :

TAPA :Toriesférica con espesor de 1/4 " (6.35 mm).

PARED VERTICAL (De arriba hacia abajo) :

Desde la tapa hasta 2 Ft debajo de esta : espesor de 3/16"
(4.76 mm).

Desde 2 Ft abajo de la tapa hasta 4 Ft abajo : espesor de 3/16"
(4.76 mm).

Desde 4 Ft abajo de la tapa hasta 6 Ft abajo : espesor de 1/4 "
(6.35 mm).

Desde 6 Ft abajo de la tapa hasta 8 Ft abajo : espesor de 1/4 "
(6.35 mm).

Desde 8 Ft abajo de la tapa hasta 10 Ft abajo : espesor de 1/4 "
(4.76 mm).

Desde 10 Ft abajo de la tapa hasta 12 Ft abajo : espesor de 5/16 "
(8.0 mm).

FONDO : plano con espesor de 5/16 " (8.0 mm).

Para mayores detalles, ver Figura 21, Detalle de Espesores del Tanque de Almacenamiento de Acido, en la página 129.

VII.4.2.- Hoja de Datos del Tanque de Almacenamiento

En esta hoja, se concentran los datos generales necesarios para la construcción de este tanque, como son : Datos de proceso, Dimensiones, espesores requeridos, materiales seleccionados y datos generales de diseño mecánico, además de un esquema en elevación que incluye altura aproximada de boquillas y niveles de líquido : mínimo, máximo de operación y de máximo de paro, y algunos detalles de los tubos internos requeridos. (Esta hoja de datos se puede consultar en la Figura 22, página 130).

FIGURA 21

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

TESIS : Antonio Mediavilla Sahagún

DETALLE DE ESESORES DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO

Diametro del Tanque: 2.8 m (9.18 Ft)

Altura de Tanque: 3.5 m (11.5 Ft)

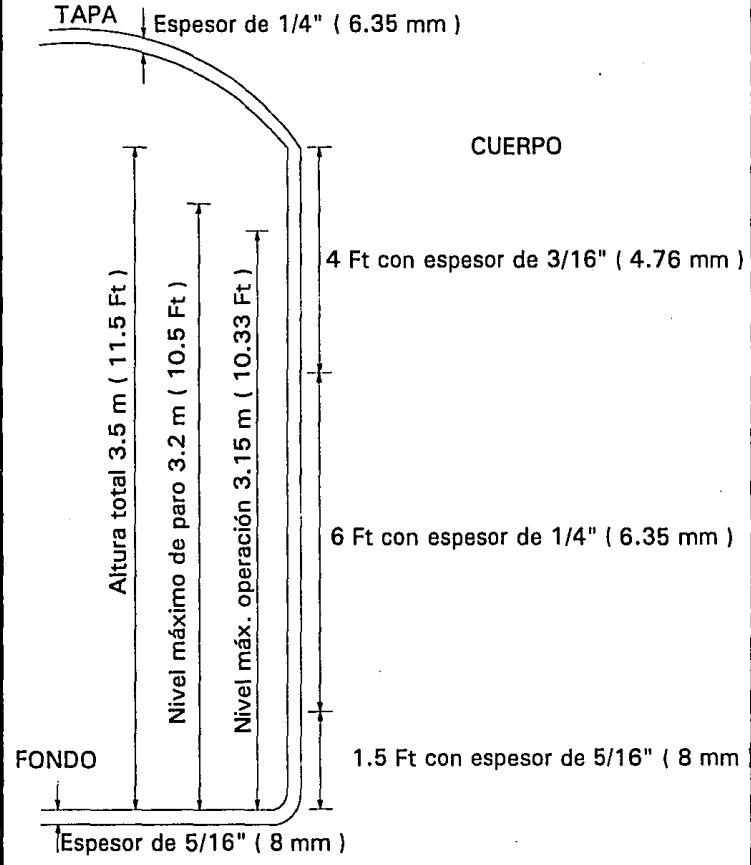


FIGURA 22

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

TESIS : Antonio Mediavilla Sahagún

HOJA DE DATOS DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACIDO

Cliente: Petroleos Mexicanos
Lugar: Abkatun, Sonda de Campeche

DATOS DE PROCESO

Capacidad (m3) Norm: 21.551; Oper: 17.253
Producto: Soln. Acido Sulfuroso
Densidad: 1010 Kg/m3
Presión Oper. cuerpo: Atmosférica
Temperatura de Oper. : 43.3 °C

CONSTRUCCION

Tipo: Cilíndrico Vertical
Diámetro: 2800 mm; Altura: 3500 mm
Tapa: Torisférica; Fondo: Plano
Espesor (mm) Cuerpo y Fondo: 8.0
Tapa: 6.35 mm

MATERIALES

Cuerpo y Tapas: FRP resina Vinil-Ester
Tubería Interna: FRP resina Vinil-Ester (3)
Boquillas: FRP resina Vinil-Ester
Bridas y Refuerzo: FRP resina Vinil-Ester
Marca Comercial de resina Vinil-Ester:
Derakene, Hetron o similar

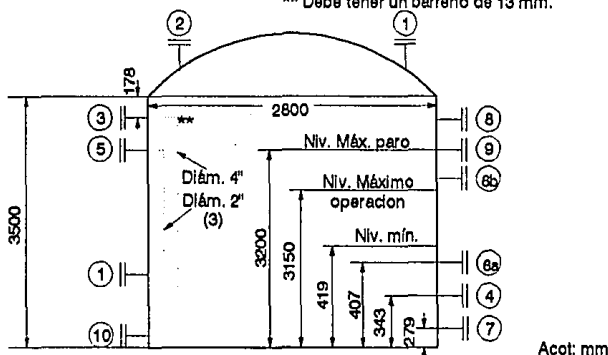
DATOS DE DISEÑO MECANICO

Códigos: NBS-PS 15-69
Prueba Hidrost.: Lleno de Agua+5' (5)
Presión Dis. Cuerpo: Lleno de Líquido (5)
Temperatura Dis.: 80°C
Carga de Viento: 277 Km/h
Coeficiente Sísmico: 0.16 g
Peso Vacío: 830 Kg
Peso Op.: 20861.7 Kg

NOTAS

- (1) Conc. Máx. 0.9% Peso
- (2) El vol. Indicado se considera del nivel mínimo a la boquilla de derrame, en su borde inferior.
- (3) Tubo de llenado (4" diam.) y recir. (2') de FRP con codo de descarga 152 mm arriba del fondo del tanque.
- (4) Codo de FRP venteo (152 mm diám.)
- (5) Lleno hasta altura de 3.5 m.

** Debe tener un barreno de 13 mm.

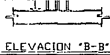


Ident.	1	2	3	4	5	6a,b	7	8	9	10
Cent.	2	1	1	1	1	2	1	1	1	1
Diám.	24"	6"	4"	6"	2"	2"	3"	6"	1 1/2"	3"
Clasif.	TODAS LAS BOQUILLAS CON 150# FF.									
Servicio	Man Hois	Venteo	Ent. Prod.	Sal. Prod.	Recir.	Ind. Niv.	Cont. Niv.	Dren.	HHL	Dren

VII.5.- Plano de Localización General de Equipos (PLG), Elevación

La localización y acomodo final de los equipos principales que configuran a la Planta Generadora de Acido Sulfuroso, se encuentran contenidos en otro documento típico de ingeniería : el Plano de Localización General (PLG).

Para la elaboración de este dibujo, considerando que la planta debía ser realizada en una instalación ya existente, los requerimientos de espacio tuvieron que ser adaptados desde un principio, como ya se expuso en capítulos anteriores, al área existente, y el resultado de todo lo anterior se encuentra en el Plano de Localización General (PLG), Figura 23, página 132.



ELEVACION "B-B"

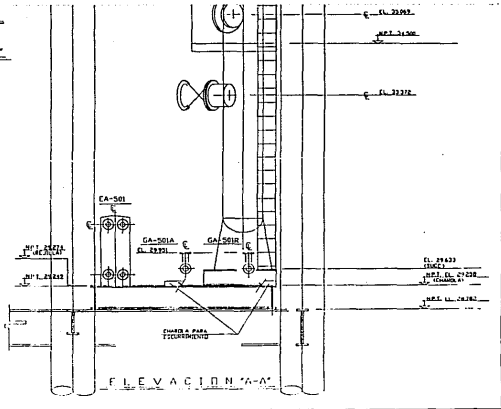
LISTA DE EQUIPO

- FA-502 TANQUE SEPARADOR DE GAS ACIDO
- BA-501 BOMBEO DE GAS ACIDO
- FA-501A CAMARAS DE ESTERILIZACION
- FA-501B CAMARA DE DESGASEO
- FA-502C BUNDO DE TRANSICION
- BA-501 TORNILLO ALTERNATIVO DE 50"
- FA-502 TORNILLO ALTERNATIVO DE 50"
- BA-502 COLUMNA DE LA PASADISERONA
- GA-501 EMPUJADOR DE SOLUCION DE H₂SO₄

NOTAS

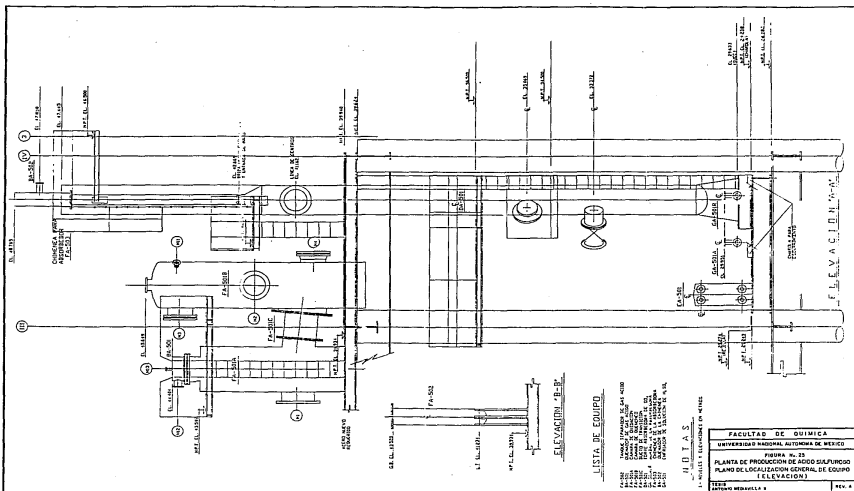
1- NIVELES Y ELEVACIONES EN METROS

INSTRUMENTAL	FACULTAD DE QUIMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	AREA No. 15
PLANTA DE PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO	PLANTA DE PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO
PLANTA DE PRODUCCION DE ACIDO SULFURICO	(ELEVACION)
INSTRUMENTAL	INSTRUMENTAL



EL. 2192
INSTRUMENTAL
EL. 2150
INSTRUMENTAL
EL. 2122
INSTRUMENTAL

ELEVACION "A-A"



VIII.- Conclusiones y Resultados

Considerando el caracter no renovable de los combustibles fósiles, así como su gran valor económico e importancia estratégica para México, resulta muy conveniente el uso de técnicas mejoradas para la extracción de hidrocarburos en yacimientos cuya presión normal ha declinado con el tiempo.

La inyección de sustancias como vapor, agua y salmuera, es un método relativamente sencillo para la recuperación de la presión interna de un yacimiento de hidrocarburos, y en consecuencia mantener la explotación en niveles aceptables.

Para la sonda de Campeche se ha determinado que en el caso del complejo Abkatún, su recuperación secundaria debe hacerse mediante la inyección de agua compatible con la del yacimiento.

Los análisis cualitativos del agua del yacimiento comparados con las del agua de los alrededores, demostraron que esta última debía acidificarse para hacerla compatible con la primera.

Para ello, existen varios métodos de acidificación posibles de llevarse a cabo en un complejo costa afuera, de los que destacan los expuestos en el capítulo V.- Establecimiento, Descripción y Evaluación de Alternativas para tratamiento de Agua de Inyección, de esta tesis, los que fueron descritos y evaluados para la selección del más indicado.

Una vez analizados los métodos de acidificación (control de pH) y considerando la seguridad del personal y la disponibilidad de materias primas a bordo, la generación de ácido sulfuroso (H_2SO_3) in - situ resultó la más adecuada.

Específicamente para la alternativa seleccionada, se necesitan dos procesos totalmente opuestos, la combustión del gas ácido (ambiente seco y caliente), y el apagado o "quencheo" de los gases de combustión (ambiente frío y húmedo). Estos dos procesos pueden realizarse en un solo equipo o en dos independientes.

Resulta riesgoso utilizar un solo recipiente para llevar a cabo ambas operaciones tan distintas y opuestas debido a los choques térmicos naturales en estos eventos.

La utilización de dos recipientes, uno para cada función, proporciona una mayor seguridad en el comportamiento de los equipos y su eficiencia en el proceso.

Para el manejo de sustancias altamente corrosivas, resulta más conveniente la utilización de materiales económicos como el acero al carbón, recubiertos con materiales anticorrosivos adecuados, que la utilización de aleaciones sofisticadas (como el Alloy 20), por su gran diferencia en costo.

Comentario Final :

El proyecto de la Planta Generadora de Acido Sulfuroso para tratar el Agua de Inyección del Complejo de Mantenimiento de la Presión en el Campo Abkatún, es una aportación importante para el país, ya que a nivel mundial no existe actualmente una planta costa afuera que modifique adecuadamente las condiciones del agua de mar que como técnica de recuperación secundaria, se inyecte en algun yacimiento de hidrocarburos con el fin de mantener la producción a niveles razonables.

A la fecha (Abril de 1994), este proyecto se encuentra en sus últimas etapas de construcción, y las pruebas y arranque, están programadas para realizarse durante el primer semestre de 1994.

BIBLIOGRAFIA

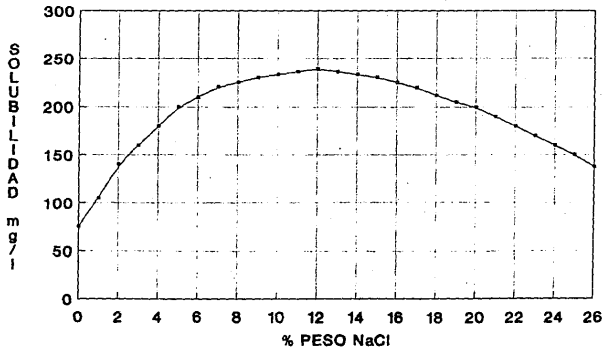
- (1) " Abkatun pressure maintenance project, seawater acidification study ", Instituto Mexicano del Petróleo-Bechtel Petroleum Inc., APRIL 1985.
- (2) Skoog & West, " Química Analítica ", McGraw Hill, 4^a ed., México D.F., 1989.
- (3) Bechtel Corp. Confidential Technical Information Report, Houston, Tx. U.S.A. 1982
- (4) Noticia del periódico LA JORNADA, " Denuncia formal del PEM sobre el accidente del buquetanque BETULA (Treinta grupos piden castigar culpables), Lunes 26 de Julio de 1993.
- (5) Hines, A.L. & Maddox, R.N., Transferencia de masa, Prentice-Hall Hispanoamericana, 1^a ed, México D.F., 1987.
- (6) Noticia del periódico LA JORNADA, " Se descarriló un tren con 200 mil litros de ácido sulfúrico en Sonora (Peligro de Muerte). Página 10, Año 10, No. 3246, Miércoles 22 de Septiembre de 1993.
- (7) Grancijer, P. " Advances in Claus Technology ", Hydrocarbon Processing, July 1978, page 155-160.
- (8) Maadah, A.G. & Maddox, R.N. " Predict Claus Products ", Hydrocarbon Processing, August 1978, page 143-146.
- (9) Fischer, H. " Burner/Fire box design improves sulfur recovery ", Hydrocarbon Processing, October 1974, page 125-130.
- (10) Gene Goar, B. " Impure feeds cause Claus problems ", Hydrocarbon Processing, July 1974, page 129-132.
- (11) Maadah, A.G. " Calculated chemical reaction equilibrium for the Clauss process ", PhD Thesis, Oklahoma State Univ., U.S.A., 1978
- (12) Rangel Dávalos, H. & Rosas Molina A. " Generación de H₂SO₄ para tratamiento de agua de inyección en la Sonda de Campeche, México " ,3er. Congreso Latiniamericano de Hidrocarburos, CONEXPO ARPEL 92, Río de Janeiro, Brasil.
- (13) Kern, D.K.; " Procesos de Transferencia de Calor "; C.E.C.S.A., México D.F., 1989, 21^a reimpresión.
- (14) Bird, R.B., Stewart, W.E. & Lightfoot, E.N.; " Fenómenos de Transporte ", Repla-Reverté S.A., Barcelona, España, 1982.
- (15) Fair, J.R., " Designing Direct-Contact Coolers/Condensers ", Chemical Engineering, June 12, 1972, page 91-100
- (16) Eckert, J.S., " Selecting the Proper Distillation Column Packing ", Chemical Engineering Progress, March 1970, page 39-44

X.- ANEXOS

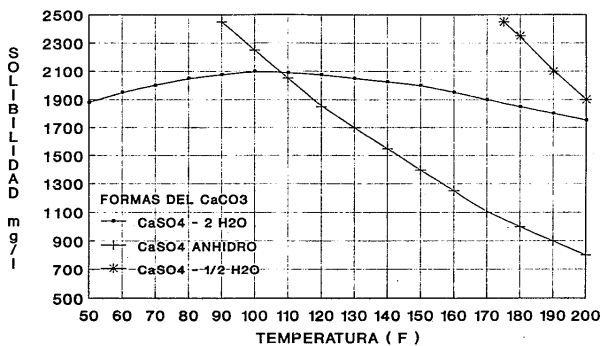
ANEXO X.1.- GRAFICAS

Gráfica 3.- Solubilidad del CaCO_3 en solución salina	137
Gráfica 4.- Solubilidad del diferentes formas de CaCO_3 a presión atmosférica	138
Gráfica 5.- Solubilidad del CaSO_4 anhidro a presión atmosférica	139
Gráfica 6.- Solubilidad del CaSO_4 a 212 °F en solución salina	140

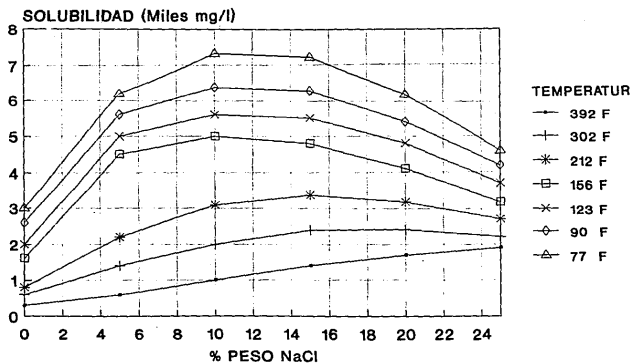
GRAFICA 3
SOLUBILIDAD DEL CaCO_3 EN SOLUCION SALINA
A 77 GRADOS FARENHEITH Y 760 PSIA



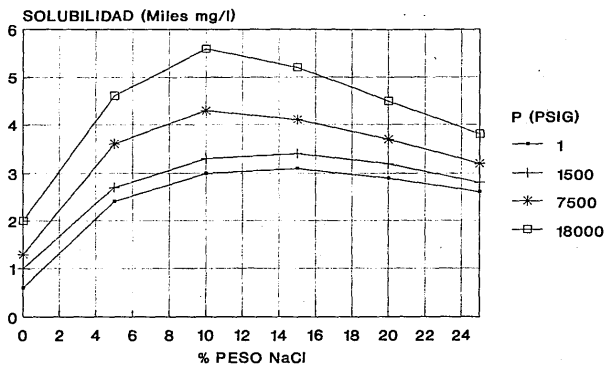
GRAFICA 4
 SOLUBILIDAD DE DIFERENTES FORMAS DE
 CaSO₄ A PESION ATMOSFERICA



GRAFICA 5
SOLUBILIDAD DEL CaSO₄ ANHIDRO EN
SOLUCION SALINA A PRESION ATMOSFERICA



GRAFICA 6
SOLUBILIDAD DEL CaSO4 ANHIDRO EN
SOLUCION SALINA A 212 GRADOS FARENHEITH



ANEXO X.2.- ESPECIFICACIONES DE REFRACTARIOS

**HARBISON-WALKER REFRACTORIES**

Dresser Industries, Inc.

One Gateway Center, Pittsburgh, Pennsylvania 15222

**technical
data**

12/90: 420562

UFALA*Classification: High Alumina BrickPhysical Data: (Typical)

	English Units (Mean)	Standard Deviation	SI Units	Standard Deviation
	lb/in ²	σ	kg/cm ²	σ
Bulk Density	157	1.8	2,515	28.8
Apparent Porosity, %	14.0	0.95	14.0	0.95
	lb/in ²	σ	N/mm ²	σ
Crushing Strength At 70°F (21°C)	8,410	1,450	58	10.0
Modulus of Rupture At 70°F (21°C)	2,500	450	17	3.1
Loss of Strength, % 5 Cycles at 2200°F (1205°C)	69.0		69.0	
Reheat Test Permanent Linear Change, % After Heating at 2910°F (1599°C)				-0.1
Load Test, 25 psi (2 kg/cm ²) % Linear Subsidence After Heating at 2640°F (1449°C)				0.4
Creep Test, DIN Furnace 28.4 psi (2 kg/cm ²) % Subsidence in Period Between 20-50 Hours Hold at 2460°F (1349°C)				0.24

Chemical Analysis: Approximate
(Calcined Basis)

Silica	(SiO ₂)	37.1 %
Alumina	(Al ₂ O ₃)	58.8
Titania	(TiO ₂)	2.3
Iron Oxide	(Fe ₂ O ₃)	1.4
Lime	(CaO)	0.1
Magnesia	(MgO)	0.1
Alkalies	(Na ₂ O+K ₂ O+Li ₂ O)	0.2



HARBISON-WALKER REFRACTORIES
 Dresser Industries, Inc.
 One Gateway Center, Pittsburgh, Pennsylvania 15222

**technical
 data**

3/91: 410175

KORUNDAL XD*

Classification: High Alumina Brick

Physical Data: (Typical)

	English Units	Standard Deviation	SI Units	Standard Deviation
	(Mean)			
	lb/ft^3	σ	kg/m^3	σ
Bulk Density	188	2.4	3,011	38.4
Apparent Porosity, %	16.6	1.05	16.6	1.05
	lb/in^2	σ	N/mm^2	σ
Crushing Strength At 70°F (21°C)	12,000	-	83	-
Modulus of Rupture At 70°F (21°C)	2,670	555	18	3.8
At 2700°F (1482°C)	1,360	-	9	-
Loss of Strength, % 5 Cycles at 2200°F (1205°C)	18.0	-	18.0	-
Reheat Test Permanent Linear Change, % After Heating at 3140°F (1727°C)				+0.8
Load Test, 25 psi (2 kg/cm^2) % Linear Subsidence After Heating at 3100°F (1705°C)				0.2
Creep Test, 28.4 psi (2 kg/cm^2) % Subsidence in Period Between 20-50 Hours Hold at 2800°F (1538°C)				0.1

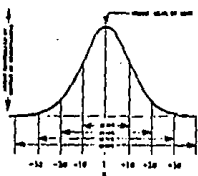
Chemical Analysis: Approximate
 (Calined Basis)

Silica	(SiO ₂)	8.7 %
Alumina	(Al ₂ O ₃)	90.8
Titania	(TiO ₂)	0.1
Iron Oxide	(Fe ₂ O ₃)	0.1
Lime	(CaO)	0.1
Magnesia	(MgO)	Trace
Alkalies	(Na ₂ O+K ₂ O+Li ₂ O)	0.2

technical data

STANDARD DEVIATION σ

The Standard Deviation indicates how large a variance might be expected between any individual value in a set of data and the mean value or average:



The data are typical of the properties for the most commonly produced commercial sizes. The data are subject to reasonable variations and should not be used for specification purposes.

ASTM Test Methods, where applicable, used for determination of data. Standard deviations are shown where sufficient statistical data is available.



501 East Spruce Avenue P.O. Box 1559 King of Prussia, PA 19381
 (215) 337-1103 • FAX (215) 337-4337 • AIAA (215) 337-1111

LITE WATE® 80 CASTABLE

PRODUCT DATA

DESCRIPTION LITE WATE® 80 castable is a medium weight insulating castable with a 2500°F service limit. This castable exhibits superior strength and a lower porosity than comparable castables in this product class.

RECOMMENDED METHOD OF APPLICATION

Casting and gunning

CHEMICAL ANALYSIS - CALCINED BASIS (%)

Al ₂ O ₃	47.0	Fe ₂ O ₃	1.9
SiO ₂	36.8	TiO ₂	0.5
CaO	11.9	Alk ¹	1.4

PHYSICAL PROPERTIES

Test Temp (°F.)	Bulk Density (pcf)	Cold Crushing Strength (psi)	Modulus of Rupture ² (psi)	Permanent Linear Change ¹ (%)	Thermal Conductivity (Btu-in./hr./ft. ² °F.)
230	90	1200	385	—	4.0
1500	82	1000	360	-0.1	2.2
2000	83	—	330	-0.4	1.9
2300	82	700	385	-0.7	1.8

RECOMMENDED MAXIMUM SERVICE TEMPERATURE

2500°F.

DRY MATERIAL REQUIRED PER CUBIC FOOT

83 lbs.

PACKAGING

80 lb. bags

¹By ASTM C-491

²Estimated

SUPER CASTABLE 32



PRODUCT DATA

901 East Eighth Avenue #PO Box 1559 King of Prussia, PA 19406
 (215) 337-1100 • TWX 510-680-4937 • FAX (215) 337-1111

DESCRIPTION: SUPER CASTABLE 32 is a high alumina, low iron castable that can be cast or gunned. It has excellent spalling and abrasion resistance as well as high strengths and volume stability.

RECOMMENDED MAXIMUM SERVICE TEMPERATURE: 3000°F.

MATERIAL REQUIRED PER CUBIC FT.: 131 lbs.

PCE: 34 - 35

HOT LOAD DEFORMATION 25 Psz, 2640°F.: 2.7%

PHYSICAL PROPERTIES:

Temp. Supp. (°F)	Bulk Density (pcf)	Calc. Cracking Strength (psi)	Hot Modulus of Rupture (psi)	Perm. Linear Change (%)	Modulus of Rupture (psi)	Thermal Conductivity (Btu/ft.°F. Hr.-Sq. Ft.)	Apparent Porosity (%)
320	123	2377	-	-	632	9.3	22.2
1200	121	2294	-	-1.2	493	8.2	22.8
2000	120	2212	15	-1.3	324	6.4	23.1
2800	120	1712	261	-1.3	1732	-	23.3
3200	-	-	3-5	-	-	-	-
3260	120	2276	-	-1.3	3401	-	23.8

CHEMICAL ANALYSIS CALCINED BASIS (Wt. %):

Al ₂ O ₃	95.4	Fe ₂ O ₃	0.8
SiO ₂	38.9	TiO ₂	1.4
CaO	3.1	MgO	0.1
		Alk	0.2

5392
900326

Please refer to the reverse side of the Product Data Sheet for further information with respect to the product and the product data set forth herein.

Ameron

Amercoat® 738

Polyaloxane inorganic coating

Patent No. 4,113,868

Product Data

- Patented polyaloxane technology provides a unique combination of properties, not available in other products
- Protects stainless steel from chloride attack under insulation
- Heat resistance to 2000°F
- Resistant to severe acid conditions and moisture
- Chemical resistant
- Suitable to protect steel under thermal insulation at high temperatures
- Does not require post-cure by baking before service
- Applied direct to metal
- High solids
- VOC compliant

Amercoat 738 is a polyaloxane-based inorganic coating used for protection of steel surfaces in high-temperature environments. Amercoat 738 is resistant to a wide range of mineral and organic acids, including glacial acetic acid. (See Chemical Resistance Guide).

Typical Uses

Amercoat 738 is used for protection of steel in industrial power plants, refineries and chemical facilities. It may be used as a lining for exhaust ducts and stacks, and under insulation on equipment and pipe sections.

Amercoat 738 Chemical Resistance Guide

Amercoat 738 may be exposed to the following chemicals under splash and spillage conditions:

Chemical	Temperature
Soft water (3%)	up to 200°F
DI Water	up to 200°F
Sodium silicate	up to 75°F
Ethylene glycol	up to 75°F
Acetone	up to 75°F
Methylene chloride	up to 75°F
Xylene	up to 75°F
Mineral spirits	up to 75°F
JP-4 fuel	up to 140°F
Petroleum ether	up to 75°F
Kerosene	up to 140°F
Transmission fluid	up to 75°F
Acetic acid (all concentrations)	up to 75°F
Turk oil fatty acid	up to 120°F
Sulfuric acid (15%)	up to 75°F
Nitric acid (5%)	up to 75°F
Hydrochloric acid (20%)	up to 75°F

Note: Not recommended for organic solvents. Amercoat 738 is not recommended for the lining of furnaces or storage tanks.

Surface Preparation

Coating performance is, in general, proportional to the degree of surface preparation. Prior to coating all surfaces must be clean, dry, undamaged and free of all contaminants, including salt deposits.

Physical Data

Finish	Flat
Color	Deep gray (approx ANSI-33), gray (approx GR-3)
Components	2
Curing mechanism	Chemical reaction, and solvent release
Volume solids (calculated)	90% ± 3%
Dry film thickness per coat	3 - 10 mils (120 - 250 microns) System must exceed 20 mils total
Coats	1 - for high heat only 2 - highly corrosive service
Theoretical coverage	sq ft / gal
1 mil (25 microns)	144
10 mils (250 microns)	14.4
VOC mixed	lb/gal
mixed/thinned (A/p/gal)	0.8
1.2	144
Temperature resistance, dry*	°F °C
continuous	2000 1093
with 878 topcoat	1000 538
with 892 topcoat	750 400
with 741 topcoat	750 400
over Dimetacote®	750 400
Flash point (SETA)	°F °C
liquid	33 17
Amercoat 934	90 32
Amercoat 7	102 39
Amercoat 12	0 -18

Application Data

Applied over Prepared or primed steel, stainless steel types 304 & 316, concrete or Dimetacote

Surface preparation

- steel or stainless steel
- types 304 & 316
- concrete
- Dimetacote 9 or 21-9
- Dimetacote 3LT or 31-3

Method

Mixing ratio (by weight)
Part A to 70° Part B (2:1 ratio)
6 hours

Environmental conditions

Temperature
air and surface
45 to 120 °F to 49 °C

Relative humidity during

application and initial drying
minimum
maximum

40%
95%
Surface temperatures must be at least 5°F (1°C) above dew point to prevent condensation during application and initial drying through.

*Water color will appear on high temperatures

Application Data Summary

See Application Instructions for complete information on surface preparation, equipment, environmental conditions and application procedures. For conditions outside the requirements or limitations described, contact your Ameron representative.

Safety Precautions

Read each component's material safety data sheet before use. Mixed material has hazards of each component. Improper use and handling of this product can be hazardous to health and cause fire or explosion.

This product is for industrial use only. Not for residential use in California.

Warranty

Ameron warrants its products to be free from defects in material and workmanship. Ameron's obligation and Buyer's remedy is limited to the product and Buyer's remedy is limited, at Ameron's option, to either replacement of product or refund conforming to this Warranty or credit to Buyer's account in the unced amount of the nonconforming product. Any claim under this Warranty must be made by Buyer to Ameron in writing, within five (5) days of Buyer's discovery of the claimed defect, but in no event later than the expiration of the applicable shelf life, or one year from the delivery date, whichever is earlier. Buyer's failure to notify Ameron of such nonconformance as required herein shall bar Buyer from recovery under this Warranty.

Ameron makes no other warranties concerning the product. No other warranties, whether express, implied, or statutory, such as warranties of merchantability or fitness for a particular purpose, shall apply. In no event shall Ameron be liable for consequential or incidental damages.

Any recommendation or suggestion relating to the use of the product made by Ameron, whether in its technical literature, or in response to specific inquiry, or otherwise, is based on data believed to be reliable; however, the products and information are intended for use by buyers having requisite skill and know-how in the industry, and therefore it is for Buyer to satisfy itself of the suitability of the product for its own particular use and it shall be deemed that Buyer has done so, at its sole discretion and risk. Variation in environment, changes in jurisdiction of law, or extrapolation of data may cause unsatisfactory results.

Limitation of Liability

Ameron's liability on any claim of any kind, including claims based upon Ameron's negligence or strict liability, for any loss or damage arising out of, connected with, or resulting from the use of the products, shall in no case exceed the purchase price attributable to the products or part thereof which give rise to the claim. In no event shall Ameron be liable for consequential or incidental damages.

Drying time** (ASTM D1610)(hours) °F/°C

	120/49	90/32	70/21	50/10	40/4
Through @ 50% R.H. thinned w/934	1/2	1	1 1/2	2	3
thinned w/7	1/2	2	3	4	6
Through @ 50% R.H. thinned w/934	14	20	28	48	72
thinned w/7	14	20	36	60	80
Through @ 75% R.H. thinned w/934	7	10	14	24	36
thinned w/7	7	18	18	30	40

Cure** (days)

Service temp. up to 1000°F

Service temp. above 1000°F same as Dry Through time

(thinned or unthinned)

@ 40% R.H.	4	8	12	30	50
@ 75% R.H.	2 1/2	4	7	19	32
Chemical resistance (days)					
@ 50% R.H.					
unthinned	6	10	18	40	60
thinned	10	15	25	60	NA
@ 75% R.H.					
unthinned	3	6	10	21	40
thinned	6	10	15	30	72

Thinner

Amercoat 934 (below 75°F)

Amercoat 7 (above 75°F)

Equipment cleaner

Thinner or Amercoat 13

Shipping Data

Packaging unit	1-gal	5-gal
Shipping weight (approx)	15	76
1-gal unit		
liquid	3.7	2.6
powder	11	5
5-gal unit		
liquid	29	13.2
powder	32.8	24
Shelf life when stored indoors at 40 to 100°F (4 to 38°C)		
liquid	8 months from manufacture date	
powder	3 years from shipment date	

Ameron.

Protective Coatings
Division

ANEXO X.3.- CORRIDAS ORIGINALES DEL PROGRAMA DE REFRACTARIOS

" STEADY STATE HEAT FLOW ANALYSIS / PC VERSION "

**BABCOCK & WILCOX. INSULATING PRODUCTS DIV
A DIVISION OF McDERMOTT INC.**

STEADY STATE HEAT FLOW ANALYSIS/PC VERSION

CONDITIONS : VERT.CYL ATMOSPHERE : STANDARD
 AMBIENT TEMP: 90 EMISSIVITY : 0.90 VELOCITY : 44 FPS

MAT. CODE	THICK.	PRODUCT NAME	PRODUCT MANUFACTURER	
707	4.50 IN	UFALA	HARBISON-WALKER	HF 2600 F USELMT.EXCEED
705	3.00 IN	LITE WATE 80	PREMIER	IF1 2155 F USELMT.EXCEED

DIAMETER :	48.00	COLD FACE	215 F.
HEAT SOURCE :	INTERIOR	HEAT LOSS	19420 BTU/LF/HR.
		HEAT STORAGE	0 BTU/LIN.FT.

**EFFECTIVE THICKNESS NOT OPERABLE
DIAMETER GREATER THAN 36 INCHES**

BABCOCK & WILCOX INSULATING PRODUCTS DIV
 A DIVISION OF McDERMOTT INC.

STEADY STATE HEAT FLOW ANALYSIS/PC VERSION

CONDITIONS : VERT.CYL ATMOSPHERE : STANDARD
 AMBIENT TEMP: 90 EMISSIVITY : 0.90 VELOCITY : 44 FPS

MAT. CODE	THICK.	PRODUCT NAME	PRODUCT MANUFACTURER
709	6.50 IN	KNIGHT-WARE	KOCH
			HF 2215 F USELMT.EXCEED

DIAMETER :	48.00	COLD FACE	123 F.
HEAT SOURCE :	INTERIOR	HEAT LOSS	4924 BTU/LF/HR.
		HEAT STORAGE	0 BTU/LIN.FT.

EFFECTIVE THICKNESS NOT OPERABLE
 DIAMETER GREATER THAN 36 INCHES

BABCOCK & WILCOX INSULATING PRODUCTS DIV
 A DIVISION OF McDERMOTT INC.

STEADY STATE HEAT FLOW ANALYSIS/PC VERSION

CONDITIONS : VERT.CYL ATMOSPHERE : STANDARD
 AMBIENT TEMP: 90 EMISSIVITY : 0.90 VELOCITY : 44 FPS

MAT. CODE	THICK.	PRODUCT NAME	PRODUCT MANUFACTURER
709	4.50 IN	KNIGHT-WARE	KOCH
			HF 2000 F USELMT.EXCEED

DIAMETER :	48.00	COLD FACE	126 F.
HEAT SOURCE :	INTERIOR	HEAT LOSS	5485 BTU/LF/HR.
		HEAT STORAGE	0 BTU/LIN.FT.

EFFECTIVE THICKNESS NOT OPERABLE
 DIAMETER GREATER THAN 36 INCHES

ANEXO X.4.- ESPECIFICACIONES GENERALES DE INGENIERIA

Figura 24.- Hoja de Datos de Bomba GA-501 A/R	153
Figura 25.- Hoja de Datos de Bomba GA-501 A/R	154
Codigo NBS - PS 15 - 69 (para altura de tanques de FRP)	155
Especificaciones de Bombas y Válvulas	157

FIGURA 24

HOJA DE DATOS DE BOMBAS		GA-501 A/R															
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO																	
TESIS : Antonio Mediavilla Sahagún																	
Proyecto: Inyección de Agua Sitio: Campo Abkatun, Sonda de Campeche		Servicio: Bomba de Absorbedor Marca: Durco Tamaño y Tipo: 4*3 T-13 Grupo II Numero de Etapas: una															
No. Bombas Req. 2	Accionadores del motor: DOS Numero de Ident.: GA-501 A/R Motor provisto por: Fabric. Motor montado por: Fabric.	Accionador de Turbina: NO Turbina proporcionado por : Turbina montada por:															
LIQUIDO	CONDICIONES DE OPERACION	CONDICIONES DEL SITIO															
Nombre: Acido Sulfuroso Temperatura de Bombeo (°F) Normal: 110; Max. 125 Gravedad Esp. @ 110 °F : 1.02 Presión de Vapor (psia): 4.91 Viscosidad (cp) @ 110 °F: 1.04 Agente Corrosivo: Acido Sulfuroso al 0.8% Max.	Capacidad (U.S. GPM) Normal: 356; Promedio: 480 Presión de Desc. (psig): 49.0 Presión de Succ. prom. (psig): 0.5 Diferencia de pres. (psi): 48.5 Cabeza Diferencial (Ft): 110 NPSH disp. (Ft): 23 Potencia Hidr. (HP): 13.0	Temp. (°F) Max. 102, Min. 53.5 Humedad Rel. (%) 100 Altitud: Nivel del Mar A la intemperie Sin calentamiento Clasificación del Area: Zona: B Factor sísmico: 0.3															
COMPORTAMIENTO																	
Velocidad (RPM): 1750 Eficiencia: 64% Potencia promedio (BHP): 20.3	Flujo Continuo Min. (GPM): estable: 231 Max. Cabeza disp.(Ft): 138 Max. potencia hidr.(HP): 27.24	NPSH req. (Ft agua): 12 Ft Vel. esp. Succ.(RPM): 7181															
CONSTRUCCION																	
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="width: 20%;">Boquillas:</th> <th style="width: 20%;">Diámetro</th> <th style="width: 20%;">Rating</th> <th style="width: 20%;">Posición</th> <th style="width: 20%;">Cara</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Succión</td> <td>4"</td> <td>150#</td> <td>Abejo</td> <td>FF</td> </tr> <tr> <td>Descarga</td> <td>3"</td> <td>150#</td> <td>Arriba</td> <td>FF</td> </tr> </tbody> </table>	Boquillas:	Diámetro	Rating	Posición	Cara	Succión	4"	150#	Abejo	FF	Descarga	3"	150#	Arriba	FF	Montura de Carcaza: al pié Tipo de carcaza: Radial, sencilla Presión Max. perm.: a 60 °F : 170 psig a temp. normal: 170 Presión de prueba (psig): 255	Adicionales: Sin Drenaje Ventilación propia Coples: con guardia metálico Tipo: spacer; Modelo: SC8 Tipo de Lubricación: Aceite de anillos
Boquillas:	Diámetro	Rating	Posición	Cara													
Succión	4"	150#	Abejo	FF													
Descarga	3"	150#	Arriba	FF													
	Diámetro del Impulsor (in): Prom.: 11"; Max.: 13"; Min.: 9" Sellos mecánicos Codigo API: BSAF (carbón vs cerámica) Fabricante: Durametallic Modelo: RAC EXTERNO																
MATERIALES																	
Revestimiento: D.I. línea con Teflón Impulsor: Acero al Carb. recub. Teflón	Flacha: Wet End 316 SS. Power end CS. Canal: Drip Rim. Casquillo: Teflón																
MOTOR																	
30 HP; 1800 RPM Armazón: 286 T Volts/Fase/Hz.: 230-460/3/60	Aumento de temp. (°C): 80° @ 40°C AMB. Carga Completa (AMPS): 37.0 Rotor Bloqueado (AMPS): 205	Lubricante: Grasa Aislamiento: Clase 'B' Factor de Servicio: 1.0															
PESO																	
Bomba: 365 lb Base: 234 lb Motor: 455 lb TOTAL: 1054 lb																	

FIGURA 25

HOJA DE DATOS DE BOMBAS		GA-502 A/R																	
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO																			
TESIS : Antonio Mediavilla Sahagún																			
Proyecto: Inyección de Agua Sitio: Campo Abkatun, Sonda de Campeche		Servicio: Bomba de Alim. de Acido Marca: Durco Tamaño y Tipo: 4*3 T-13 Grupo II Numero de Etapas: una																	
No. Bombas Req. 2	Accionadores del motor: DOS Numero de Ident.: GA-502 A/R Motor provisto por: Fabric. Motor montado por: Fabric.	Accionador de Turbina: NO Turbina proporcionado por : Turbina montada por:																	
LIQUIDO	CONDICIONES DE OPERACION	CONDICIONES DEL SITIO																	
Nombre: Acido Sulfuroso Temperatura de Bombeo (°F) Normal: ; Max. 125 Gravedad Esp. @ 110 °F: 1.02 Presión de Vapor (psia): 4.91 Viscosidad (cp) @ 110 °F: 1.04 Agente Corrosivo: Acido Sulfuroso al 0.8% Max.	Capacidad (U.S. GPM) Normal: 134; Promedio: 180 Presión de Desc. (psig): 30.6 Presión de Succ. prom. (psig): 2.2 Diferencia de pres. (psi): 28.4 Cabeza Diferencial (Ft): 64.0 NPSH disp. (Ft): 20.0 Potencia Hidr. (HP): 3.0	Temp. (°F) Max. 102, Min. 53.5 Humedad Rel. (%) 100 Altitud: Nivel del Mar A la Intemperie Sin calentamiento Clasificación del Area: Zona: B Factor sísmico: 0.3																	
COMPORTAMIENTO																			
Velocidad (RPM): 1150 Eficiencia: 49% Potencia promedio (BHP): 6.12	Flujo Continuo Min. (GPM): estable: 149 Max. Cabeza disp.(Ft): 71 Max. potencia hldr.(HP): 3.0	NPSH req. (Ft agua): 4 Ft Vel. esp. Succ.(RPM): 5128																	
CONSTRUCCION																			
<table border="1" style="width: 100%;"> <thead> <tr> <th>Boquillas:</th> <th>Diámetro</th> <th>Rating</th> <th>Posición</th> <th>Cara</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Succión</td> <td>4"</td> <td>150#</td> <td>Abajo</td> <td>FF</td> </tr> <tr> <td>Descarga</td> <td>3"</td> <td>150#</td> <td>Arriba</td> <td>FF</td> </tr> </tbody> </table>	Boquillas:	Diámetro	Rating	Posición	Cara	Succión	4"	150#	Abajo	FF	Descarga	3"	150#	Arriba	FF	<table border="1" style="width: 100%;"> <thead> <tr> <th>Adicionales:</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Sin Drenaje</td> </tr> <tr> <td>Ventilación propia</td> </tr> </tbody> </table>	Adicionales:	Sin Drenaje	Ventilación propia
Boquillas:	Diámetro	Rating	Posición	Cara															
Succión	4"	150#	Abajo	FF															
Descarga	3"	150#	Arriba	FF															
Adicionales:																			
Sin Drenaje																			
Ventilación propia																			
Montura de Carcaza: al plé Tipo de carcaza: Radial, sencilla Presión Max. perm.: a 60 °F: 170 psig a temp. normal: 170 Presión de prueba (psig): 255	Diámetro del impulsor (in): Prom.: 12"; Max.: 13"; Min.: 9" Sellos mecánicos Codigo API: BSAF (carbón vs cerámica) Fabricante: Durametallic Modelo: RAC EXTERNO	Coples: con guardia metálico Tipo: spacer; Modelo: SC8 Tipo de Lubricación: Aceite de anillos																	
MATERIALES																			
Revestimiento: D.I. línea con Teflón Impulsor: Acero al Carb. recub. Teflón	Flacha: Wet End 316 SS. Power end CS. Canál: Drip Rim. Casquillo: Teflón																		
MOTOR																			
15 HP; 1200 RPM Armazón: 284 T Volts/Fase/Hz.: 230-460/3/60	Aumento de temp. (°C): 80° @ 40°C AMB. Carga Completa (AMPS): 20.0 Rotor Bloqueado (AMPS): 105	Lubricante: Grasa Aislamiento: Clase "B" Factor de Servicio: 1.0																	
PESO																			
Bomba: 385 lb Base: 234 lb Motor: 400 lb TOTAL: 999 lb																			

A UNITED STATES
DEPARTMENT OF
COMMERCE
PUBLICATION



NBS Voluntary Product Standard

PS 15-69

CUSTOM CONTACT-MOLDED REINFORCED- POLYESTER CHEMICAL-RESISTANT PROCESS EQUIPMENT

U.S.
DEPARTMENT
OF
COMMERCE
National
Bureau
of
Standards

A Voluntary Standard
Developed by Producers,
Distributors, and Users With the
Cooperation of the
National Bureau of Standards

TABLE 7. Minimum wall and bottom thickness of vertical tanks relative to diameter and distance from top¹

Distance from top feet	Minimum wall and bottom thickness for tanks of diameter:														
	2 ft	2½ ft	3 ft	3½ ft	4 ft	4½ ft	5 ft	5½ ft	6 ft	7 ft	8 ft	9 ft	10 ft	11 ft	12 ft
2	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16
4	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16
6	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	1/4	1/4
8	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4
10	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	5/16	5/16
12	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	5/16	5/16	5/16
14	3/16	3/16	3/16	3/16	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	5/16	5/16	5/16	3/8	3/8
16	3/16	3/16	3/16	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	5/16	5/16	3/8	3/8	3/8	3/8
18	3/16	3/16	3/16	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	5/16	5/16	5/16	3/8	3/8	3/8	7/16
20	3/16	3/16	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	5/16	5/16	5/16	3/8	3/8	3/8	7/16	1/2
22	3/16	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	5/16	5/16	5/16	5/16	3/8	3/8	7/16	1/2	1/2
24	3/16	1/4	1/4	1/4	1/4	1/4	5/16	5/16	5/16	3/8	3/8	7/16	1/2	1/2	9/16

¹ Based on a safety factor of 10 to 1 using mechanical property data in table 1 and a liquid specific gravity of 1.2. For tanks intended for service above 160 °F (82.2 °C) consideration in design should be given to the physical properties of the material at the operating temperature. Tanks with physical loadings, such as agitation, should be given special design consideration.

Durco MARK II T-LINE Pumps

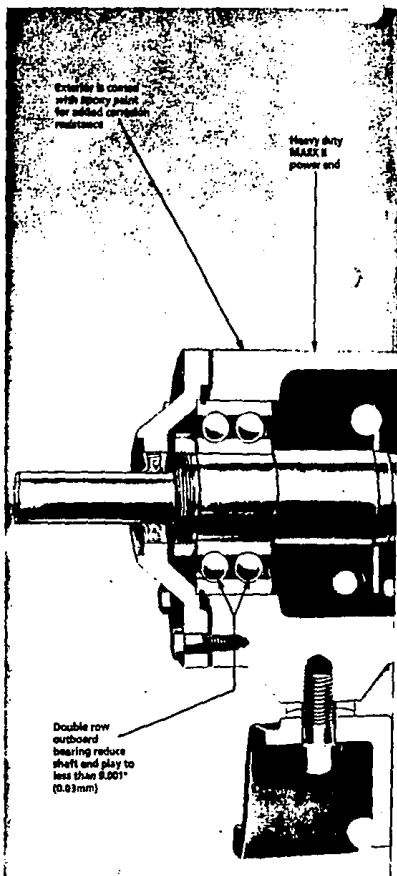
End Corrosion With The Durco T-LINE ANSI Pump
It's a completely lined pump, with all wetted parts molded by Durco's own MIP Division. To provide additional life in severely corrosive environments, the outside of the pump is epoxy painted, and all trim is stainless.

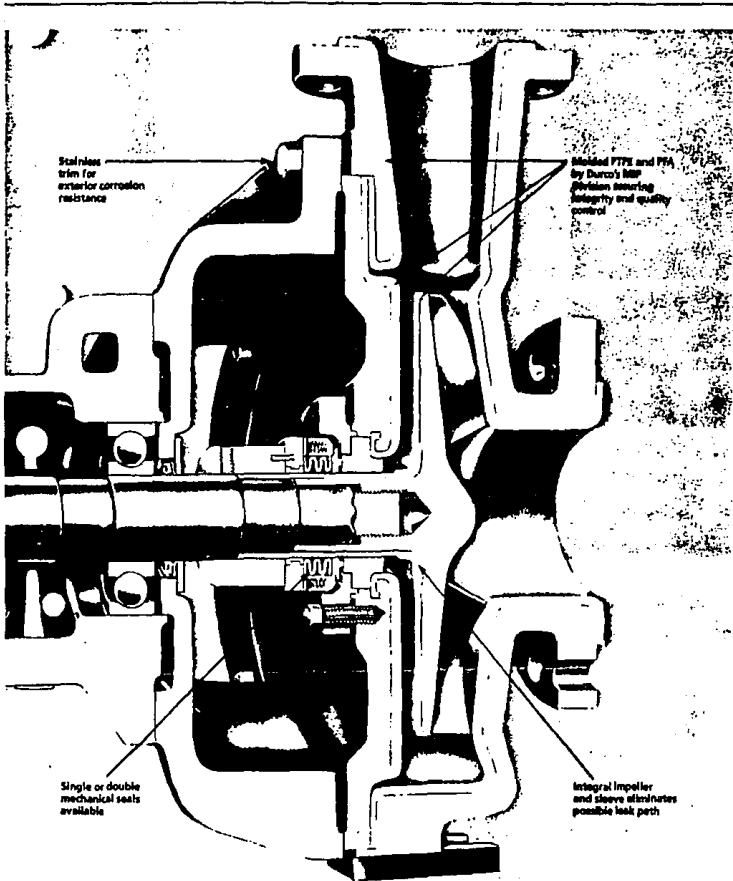
The T-LINE pump offers heads to 300 ft (91m) TDH, capacities to 900 gpm (204m³/h), and is rated for the toughest corrosive services to 300°F (149°C)

The T-LINE pump is dimensionally interchangeable with ANSI standard B73.1 high alloy pumps that may presently be high maintenance expense items.

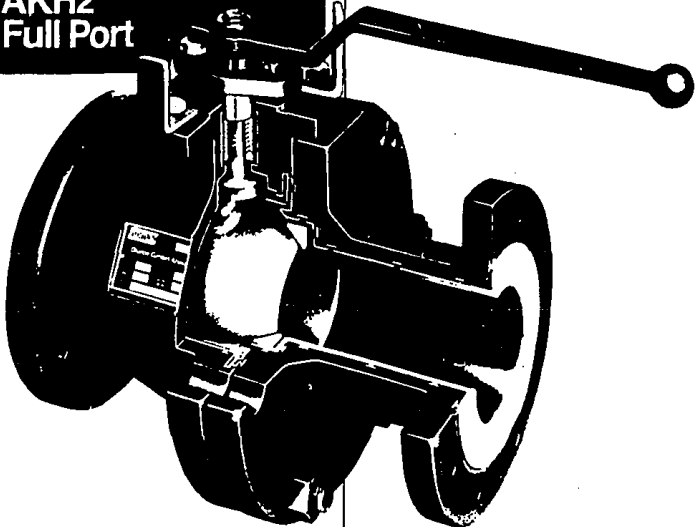
The following is a listing of applications where the T-LINE pump has been used with excellent results.

- Toluenesulfonyl Chloride
- Sulfuric with Hydrofluoric Acid
- 60% Nitric Acid
- 6% Sulfuric with Bromine
- 35% Sulfuric Acid
- Hydrochloric Acid with free Chlorine Gas and Methylene Chloride
- Ferric Chloride
- Chlorinated Hydrocarbons
- 98% Sulfuric Acid with Chlorine Gas
- Chromic Acid with Catalyst
- Arsenic Slurry with 3% Hydrochloric Acid, 3% Carbon
- Lithium Hydroxide
- Lithium Hypochlorate with free Chlorine Gas
- 10% Caustic and 5% Hypochlorite
- 37% Hydrochloric Acid
- Alcohol and Acetone
- Ethylene Dibromide
- Mixed Acids
- Waste Organics
- 75% Nitrobenzene
- Chromic Acid
- Methyl Bromide
- 73% NaOH
- Chromium Trioxide
- Chlorosulfonic Acid
- Acid Brine
- Chlorinated Brine





Atomac Ball Valve AKH2 Full Port



Unique Joint Body Design

The Atomac AKH2 ball valve sets high safety standards and is constructed in accordance with BS 5351. The two-piece body has a substantial connection flange for added strength and long-term protection against external leakage.

Full Port Valves

The full port design minimizes pressure loss and increases flow capacity to reduce energy and pumping costs.

AKH2 Ball Valves Have Minimum Cavity Space

Atomac ball valves are designed to minimize the retention of line media within the body cavity, reducing product contamination problems.

Long Life Seats

Long-life seats minimize downtime and maintenance.

Floating Ball Seat Design

The floating ball principle provides bubble-tight shut-off across the full pressure range.

Anti-Blow-Out Stem

The stem is internally assembled so that the possibility of a blow-out is eliminated — even in the event of top works disassembly.

Actuator Mounting Flanges Designed in Accordance with ISO 5211

AKH2 ball valves can be easily automated with pneumatic, electric or hydraulic actuators without removing the valve from the line.

Details on valve actuation are available upon request.

Anti-Static Design

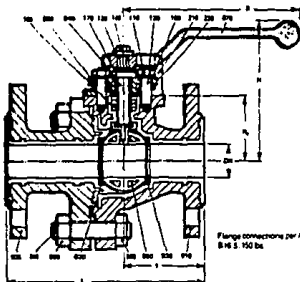
Valves are supplied with an anti-static device, which provides protection against a potentially dangerous electrostatic discharge.

Valves are also available with conductive material for the linings, seals and gland packings.

Prevention of External Leakage to Atmosphere

Long term protection against external leakage to the atmosphere is provided by the PTFE chevron packing rings in the deep stuffing box, by the high strength body flanges and the molded liner/seal.

Atomac Ball Valve AKH2 Full Port



Flange connections per ANSI
8" & 10" 150 lbs

Size in (mm)	C ₁
1/2 (12.7)	3.1
3/4 (19.0)	5.0
1 (25.4)	8.0
1 1/2 (41.3)	24.0
2 (50.8)	32.0
3 (76.2)	100.0
4 (101.6)	154.0
6 (152.4)	252.5
8 (203.2)	322.5
10 (254.0)	426.0

See "Flange and Bolt" section for details.

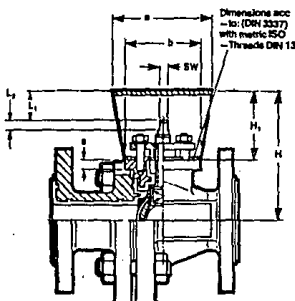
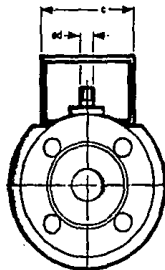
Size	L	R	R ₁	R ₂	L ₁	L ₂	Weight AKH2
1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	2.4
3/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	3.8
1	3 1/4	3 1/4	3 1/4	3 1/4	3 1/4	3 1/4	10.1
1 1/2	5 1/4	5 1/4	5 1/4	5 1/4	5 1/4	5 1/4	24.3
2	7 1/4	7 1/4	7 1/4	7 1/4	7 1/4	7 1/4	36.9
3	11 1/4	11 1/4	11 1/4	11 1/4	11 1/4	11 1/4	52.7
4	15 1/4	15 1/4	15 1/4	15 1/4	15 1/4	15 1/4	82.8
6	21 1/4	21 1/4	21 1/4	21 1/4	21 1/4	21 1/4	172.5
8	27 1/4	27 1/4	27 1/4	27 1/4	27 1/4	27 1/4	308.8
10	33 1/4	33 1/4	33 1/4	33 1/4	33 1/4	33 1/4	442.9

See "Flange and Bolt" section for details.

Part	Qty	Description	Material
010	1	Body	Ductile Iron A 295, FCFRAPP
020	1	Body gasket	Ductile Iron A 295, FCFRAPP
030	2	Ball ring	PTFE
040	1	Stem	Stainless Steel A 351 CD-3MC ₂ PFA
050	1	Ball	Ductile Iron A 295, FCFRAPP, Alloy in CD-3MC ₂
060	1	Ball support	Stainless Steel A 351 CD-3MC ₂ PTFE Coating
070	1	Ball cover	Nitralloys Iron A 220
080	4-8	Stud bolt	A 193 B 7
090	8-16	Hexagon nut	A 194 SA 2H
100	1	Washer	PTFE/PTFE Coating
110	2	Ball support nut	A 194 SA 2H
120	2	Stud bolt	A 193 B 7
130	1	Hexagon washer	ASTM SA
140	1	Hexagon nut	A 193 B 7
150	1	Locking washer	SA
170	1	Grounding device	Stainless Steel A 351 CD
180	1	Hexagon nut	Stainless Steel A 351 CD
220	2	Hexagon bolt	Stainless Steel A 193 B 8

See "Flange and Bolt" section for details.

Actuator Mounting of the AKH2 Full Port



Dimensions acc. to: (DN 3337) with metric ISO - Threads DIN 13

Size	H	H ₁	L ₁	L ₂	L	B	D	C	d	S	ISO 2271	ISO 2272
1/2	4 1/4	2 1/4	1 1/4	1 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	1/2	1/4	F06 J	F06 J
3/4	4 1/4	2 1/4	1 1/4	1 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	3/4	1/4	F08 J	F08 J
1	4 1/4	2 1/4	1 1/4	1 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	1	1/4	F10 J	F10 J
1 1/2	5 1/4	3 1/4	2 1/4	2 1/4	3 1/4	3 1/4	3 1/4	3 1/4	1 1/4	1/4	F12 J	F12 J
2	6 1/4	4 1/4	3 1/4	3 1/4	4 1/4	4 1/4	4 1/4	4 1/4	1 3/4	1/4	F14 J	F14 J
3	8 1/4	5 1/4	4 1/4	4 1/4	5 1/4	5 1/4	5 1/4	5 1/4	2 1/4	1/4	F16 J	F16 J
4	8 1/4	5 1/4	4 1/4	4 1/4	5 1/4	5 1/4	5 1/4	5 1/4	2 1/4	1/4	F18 J	F18 J
6	12 1/4	8 1/4	6 1/4	6 1/4	8 1/4	8 1/4	8 1/4	8 1/4	3 1/4	1/4	F22 J	F22 J
8	12 1/4	8 1/4	6 1/4	6 1/4	8 1/4	8 1/4	8 1/4	8 1/4	3 1/4	1/4	F24 J	F24 J

Standard part

Size	Weight	ISO 2271	ISO 2272
1/2 (12.7)	5.3	5.3	5.3
3/4 (19.0)	5.3	5.3	5.3
1 (25.4)	13.2	17.7	17.7
1 1/2 (41.3)	35.4	61.8	61.8
2 (50.8)	108.2	177.0	177.0
3 (76.2)	205.5	468.7	468.7

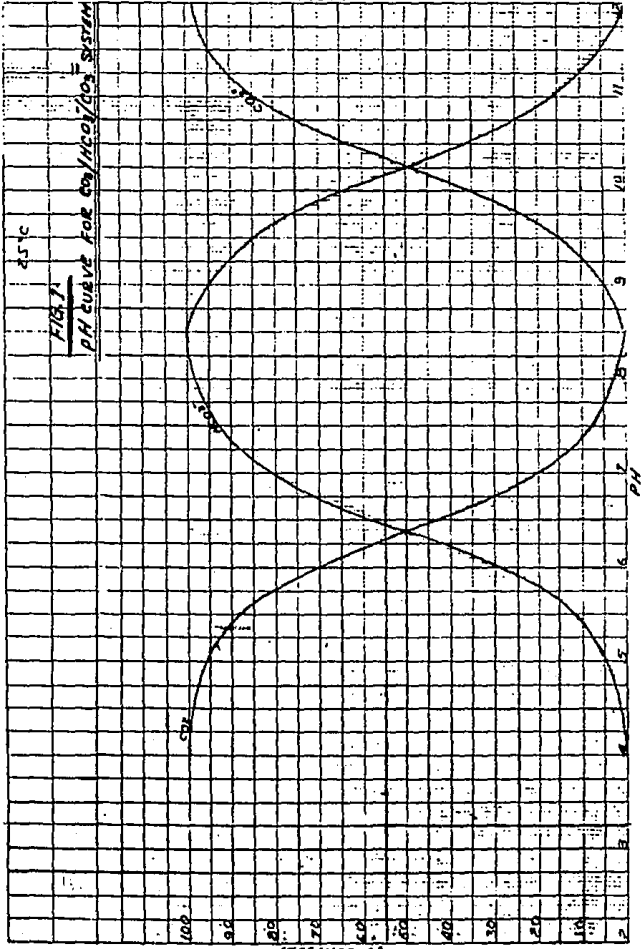
See "Flange and Bolt" section for details.

ANEXO X.5.- CURVAS DE EQUILIBRIO DE IONES EN FUNCION DEL pH

Gráfica 7.- Curva de pH para el sistema CO_2 / HCO_3^- / CO_3^{2-}	162
Gráfica 8.- Equilibrio de los iones SO_3^{2-} y SO_4^{2-} vs pH (*)	163

(*) Tomada de : Perez, V; " Química de las Soluciones, diagramas y calculos gráficos ", Alhambra S.A., 1^a ed, Barcelona España, 1979.

GRAFICA 7



$b_{10} = 20 + 20$ $p_1 = 1.78$ $p_2 = 2.21$ $d_{10} = 1m$

GRAFICA 8

