



**UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
CUAUTITLAN**



**U. N. A. M.**

**“ESTADO DEL ARTE DE LAS TECNOLOGIAS DE  
TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA.  
SELECCION TECNICO - ECONOMICA DEL PROCESO  
PARA EL TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA  
PROVENIENTE DE UNA PLANTA CATALITICA F.C.C.”**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE**

**INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A N :**

**MA. DEL ROSARIO MEJIA ROLDAN**

**DAVID MEJIA ROLDAN**

**Asesor: Dr. Fernando Orozco Ferreyra**

**Cuautitlán Izcalli, Edo. de México 1995**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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



UNIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN  
SECRETARIA ACADEMICA  
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR,  
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

U. N. A. M.  
FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES CUAUTITLAN



Departamento de  
Exámenes Profesionales

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

DR. JAINE KELLER TORRES  
DIRECTOR DE LA FES-CUAUTITLAN  
P R E S E N T E .

AT'N: Jefe del Departamento de Exámenes  
Profesionales de la F.E.S. - C.

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS TITULADA:  
Estado del Arte de las Tecnologías de Tratamiento de Agua Amarga.  
Selección técnico-económica del proceso para el Tratamiento de  
Agua Amarga proveniente de una Planta Catalítica F.O.C.

que presenta la pasante: María del Rosario Mejía Roldán.  
con número de cuenta: 8640547-8 para obtener el TITULO de:  
Ingeniera Química ; en colaboración con :  
David Mejía Roldán.

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

A T E N T A M E N T E .  
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"  
Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 18 de Noviembre de 1994

PRESIDENTE I. Q. Fernando Orozco Ferrer   
VOCAL I. Q. J. Alvaro Leo Ramirez   
SECRETARIO I. Q. Ariel Esteban Salgado   
PRIMER SUPLENTE Ing. C. Ricardo P. Hernández García   
SEGUNDO SUPLENTE I. Q. M. Elena Quirós Mator 



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN  
SECRETARÍA ACADÉMICA  
UNIDAD DE LA ADMINISTRACIÓN ESCOLAR  
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES

U. N. A. M.  
FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES CUAUTITLÁN



Departamento de  
Exámenes Profesionales

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

DR. JAIME KELLER TORRES  
DIRECTOR DE LA FES-CUAUTITLÁN  
P R E S E N T E .

AT'N: Jefe del Departamento de Exámenes  
Profesionales de la F. E. S. - C.

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS TITULADA:  
Estado del Arte de los Tecnologías de Tratamiento de Agua Amarga.  
Selección técnico-económica del proceso para el Tratamiento de  
Agua Amarga proveniente de una Planta Catalítica F.C.C.

que presenta el pasante: David Mejía Roldán.  
con número de cuenta: 8510895-6 para obtener el TÍTULO de:  
Ingeniero Químico ; en colaboración con :  
María del Rosario Mejía Roldán.

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXÁMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

A T E N T A M E N T E .  
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"  
Cuautitlán Izcalli, Sdo. de Méx., a 1º de Noviembre de 1994

PRESIDENTE J. C. Fernando Orozco Perreyre

VOCAL Dr. C. Alvaro Leo Ramírez

SECRETARIO Dr. C. Ariel Brutista Salgado

PRIMER SUPLENTE Dr. C. Ricardo P. Hernández Goyco

SEGUNDO SUPLENTE Dr. C. María Elena Quiroz-Rodríguez

## DEDICATORIAS

A nuestro padre el Sr. Ramón Mejía Téllez  
quien con su brillante ejemplo y esfuerzo  
nos ha impulsado al éxito en nuestra vida

Gracias Papá.

A nuestra madre la Sra. Remedios Roldán de Mejía  
por su gran labor de madre y constante dedicación  
por conducirnos siempre por el camino de la  
superación y el éxito.

Gracias Mamá.

A nuestro hermanos, hermanas y parientes  
quienes siempre nos han brindado el  
apoyo necesario.

## AGRADECIMIENTOS

A Gabriel:

Por todo el amor y felicidad que ha traído a mi vida, y que han sido motivos de mi superación personal y profesional.

Gracias Gordito.

A un gran amor, quién me brindó durante toda mi etapa profesional apoyo y comprensión motivándome a seguir siempre adelante.

Gracias Faby.

A todos nuestros profesores que contribuyeron en nuestro desarrollo y en especial al Dr. Fernando Orozco Ferreyra, por el interés que siempre ha manifestado en nuestra formación profesional.

Al Departamento de Diseño de Proceso del Instituto Mexicano del Petróleo por la orientación, ayuda y material proporcionado para la elaboración de esta Tesis.

A nuestra Máxima Casa de Estudios la " UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO" por el orgullo de formar parte de ella.

GRACIAS.

	Página
<b>INDICE.</b>	1
<b>INTRODUCCION.</b>	6
<b>CAPITULO I. ESTADO DEL ARTE DE LAS TECNOLOGIAS PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS.</b>	
1.1 Tratamiento de Aguas Residuales.	10
1.1.1 Tratamiento Primario.	15
1.1.2 Tratamiento Secundario.	19
1.1.3 Tratamiento Terciario.	26
1.2 Estrategia en el Tratamiento de Aguas de desecho en una Refinería.	29
1.3 Tratamiento de Aguas Amargas dentro del esquema global de tratamiento de aguas residuales.	32

1.4	Aguas Amargas como efluentes de una Refinería.	34
1.4.1	Usos del agua en una Refinería.	35
1.4.2	Importancia del agua amarga en el consumo global de agua.	37
1.4.3	Características y origen de las Aguas Amargas.	38
1.4.4	Aguas amargas en la Refinería "Miguel Hgo". Tula, Hgo.	45
1.4.5	Caracterización de las Aguas Amargas provenientes de una Planta Catalítica.	46
1.5	Estado del Arte de las Tecnologías de Tratamiento de Aguas Amargas.	49
1.5.1	Agotamiento con vapor.	50
1.5.2	Agotamiento con gases de combustión y gases combustibles.	56
1.5.3	Agotamiento con vapor y extracción.	59
1.5.4	Intercambio Iónico.	63
1.5.5	Evaluación de las tecnologías de punta para el Tratamiento de Aguas Amargas.	68

**CAPITULO II. PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS QUE  
ADOPTAN LA TECNOLOGIA SELECCIONADA.**

2.1	Proceso Convencional.	75
2.2	Proceso Convencional modificado con Recirculación Externa (Pump-around).	84
2.3	Proceso WWT Chevron.	87
2.4	Estudio comparativo entre los procesos.	93

**CAPITULO III. PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE Y CON RECIRCULACION  
EXTERNA (PUMP AROUND).**

3.1	Bases de Diseño.	96
3.2	Lista de Equipo.	112
3.3	Descripción de Proceso.	116
3.4	Balance de Materia y Energía.	122
3.5	Requerimientos de Servicios Auxiliares.	136
3.6	Criterios Generales de Diseño.	136
3.7	Filosofías Básicas de Operación.	148
3.8	Diagramas de Flujo de Proceso.	156
3.9	Diagramas de Servicios Auxiliares.	156
3.10	Simulación de los Agotadores.	159

## CAPITULO IV. DISEÑO DE EQUIPO.

4.1	Diseño de Recipientes.	186
4.1.1	Tanque Acumulador de Agua Amarga, FA-101, FA-201.	186
4.1.2	Tanque Acumulador de Reflujo del Agotador, FA-102.	196
4.2	Diseño de Intercambiadores de Calor.	201
4.2.1	Pre calentador de Carga/Fondos del Agotador de Agua Amarga, EA-101, EA-201.	210
4.2.2	Rehervidor del Agotador de Agua Amarga, EA-102, EA-202	215
4.2.3	Condensador de Producto de Domos, EA-103.	218
4.2.4	Enfriador Lateral del Agotador, EA-203.	220
4.2.5	Enfriador de Producto de Fondos del Agotador, EA-104, EA-204.	221
4.3	Diseño de Bombas.	240
4.4	Diseño de los Agotadores de Agua Amarga.	249
4.4.1	Medios de contacto utilizados en Columnas de Destilación.	251
4.4.2	Selección del medio de contacto más adecuado.	252
4.4.3	Diseño Hidráulico de los Agotadores de Agua Amarga, DA-101, DA-201.	257
4.4.4	Internos y Hojas de Datos de los Agotadores, DA-101, DA-201.	261

**CAPITULO V. EVALUACION TECNICO-ECONOMICA DE LOS PROCESOS  
CONVENCIONAL SIMPLE Y CON RECIRCULACION  
EXTERNA (PUMP-AROUND).**

5.1 Evaluación Técnica.	277
5.2 Evaluación Económica.	281
5.2.1 Inversión del Capital Fijo.	286
5.2.1.1 Proceso Convencional Simple.	287
5.2.1.2 Proceso Convencional con recirculación externa.	290
5.2.2 Costo total del producto.	291
5.2.2.1 Proceso Convencional.	291
5.2.2.2 Proceso Convencional con recirculación externa.	293
5.3 Análisis Económico Comparativo.	294
5.4 Integración de Gas Acido a la Planta de Recuperación de Azufre.	295
<b>CONCLUSIONES.</b>	<b>297</b>
<b>BIBLIOGRAFIA.</b>	<b>300</b>
<b>APENDICE.</b>	<b>304</b>

## **INTRODUCCION.**

La cantidad de agua utilizada en los diversos procesos de una refinería es demasiado grande. Según estadísticas, en 1986 la cantidad de agua empleada por barril de crudo procesado fué de 90 a 100 galones. En estos últimos años se ha luchado por disminuir considerablemente el consumo de agua y gran parte se ha logrado mediante recirculación de la misma, previo a un tratamiento adecuado, el cual proporciona la calidad del agua necesaria para su reuso.

Precisamente, uno de los efluentes más importante para su tratamiento y reuso es el agua amarga; llamada así por su característico olor desagradable, debido a su contenido de ácido sulfhídrico y amoníaco principalmente.

Las aguas amargas provienen de varios procesos de una refinería y se originan, entre otros fenómenos, por condensación de corrientes que poseen ácido sulfhídrico y amoníaco.

Los objetivos de este trabajo son los siguientes:

Ilustrar la importancia que en nuestros días reflejan el tratamiento de aguas residuales; resaltar la necesidad del tratamiento de Aguas Amargas por ser efluentes de gran impacto ecológico; dar solución a la problemática existente en la Refinería "Miguel Hidalgo", que consisten en insuficiente capacidad de Tratamiento de Aguas Amargas, baja remoción de  $H_2S$  y  $NH_3$ , poco reuso de agua, etc. mediante una revisión de procesos existentes en base a tecnologías de punta; manejar adecuadamente los simuladores de proceso; confirmar la integración de los gases ácidos a plantas de recuperación de azufre y; lograr una mejor calidad del agua desflemada que cumpla con las condiciones suficientes para su causa. Con la finalidad de cumplir con los objetivos anteriores el estudio se estructuró como a continuación se menciona.

En primer lugar, uno de los propósitos es proporcionar información acerca de los principales métodos de tratamiento de aguas residuales con el fin de ubicar dentro de un esquema general de tratamiento al agotamiento con aire ó vapor, que es el método clave para tratar el agua amarga.

No está de más mencionar que para poder efectuar un buen estudio de tratamiento de aguas, es indispensable caracterizar perfectamente los flujos de agua residual que se deseen tratar. En el primer capítulo se proporciona toda la información necesaria con la que se debe contar para el estudio del tratamiento de Aguas Amargas, tal como: características,

composición, cantidad, fuentes que la originan, etc.

Al efectuar un estudio profundo del tratamiento de aguas amargas, se requiere de una investigación completa de todas las tecnologías y procesos existentes para tal tratamiento. Esta evaluación de las tecnologías de punta permite dar solución a los problemas-objetivo de una manera más práctica y eficiente.

Las tecnologías existentes implican, básicamente, la eliminación de ácido sulfhídrico y amoníaco del agua amarga, mediante un agotamiento que puede efectuarse ya sea con vapor, gases de combustión o gases combustibles; por intercambio iónico y por agotamiento-extracción.

Entre los procesos de tratamiento de agua amarga, basados en las tecnologías anteriores se encuentran: el Proceso Convencional con todas sus variantes, el Proceso WWT Chevron, el Proceso Convencional con recirculación externa (Pump-Around), el Proceso Agotamiento-Extracción y el Proceso de Intercambio Iónico.

La selección y aplicación de los procesos anteriores, se realiza considerando entre otros factores a los siguientes: características del agua amarga, eficiencia del proceso, condiciones de operación y factores económicos.

La descripción de cada una de las tecnologías, procesos y selección de los mismos, se efectúa en los capítulos primero y segundo.

En los capítulos tercero y cuarto se efectúa el diseño del equipo para la evaluación de los procesos seleccionados, mediante el apoyo de simuladores los cuales permiten analizar

los efectos producidos por un cambio continuo en las variables de operación, y así, obtener una selección rápida y certera. Finalmente, en el quinto capítulo, se seleccionan técnica y económicamente los procesos estudiados, proporcionando fundamentos sólidos para su selección. Como un complemento a este estudio se menciona la disposición de los productos obtenidos del tratamiento del agua amarga: gas ácido, ( $H_2S, NH_3$ ) y agua desflemada.

El gas ácido se incorpora completamente a la planta de azufre, mientras que el agua desflemada se reusa principalmente en las desaladoras de crudo.

Una vez efectuado todo este estudio, se verán reflejados los resultados propuestos en un inicio: mayor reuso del agua desflemada y una integración completa del gas ácido a la planta de azufre, cumpliendo de esta manera con las normas ecológicas establecidas.

## **CAPITULO I ESTADO DEL ARTE DE LAS TECNOLOGIAS PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS.**

### **1.1 TRATAMIENTOS DE AGUAS RESIDUALES.**

El uso, reuso y reciclado del agua eficiente e inteligente en refinerías y plantas petroquímicas, junto con la disposición final de los residuos, representan un reto creciente en su manejo. Con un interés cada vez mayor y continuo tanto de la población como del gobierno por abatir la contaminación, las industrias no solamente se encuentran luchando contra el tiempo para reducir la contaminación, sino también en un mercado competitivo con otros usuarios del agua. Esta lucha por el agua, aunada con los cambios de actitud de la población hacia la contaminación, ha conducido a muchos líderes a efectuar planes para el uso, reuso y reciclado del agua.

Para propósitos de definición, el reuso se define como la utilización del agua que ha sido usada previamente para otro

propósito; mientras que la recirculación es el reuso de la misma agua en una o varias veces para el mismo propósito.

El cómo tratar un agua residual depende de muchos factores, entre ellos: composición, concentración, caudal, y claro, intereses específicos de cada planta como: límites del efluente, cantidad, facilidad para reuso y, capacidad para drenar ciertas aguas residuales para un tratamiento especial.

El objetivo de cualquier tratamiento es básicamente el mismo: eliminar ciertos materiales residuales, según normas, con el fin de eliminar efectos perjudiciales que esos residuos podrían provocar en el medio ambiente.

¿Qué materiales tienen que ser eliminados?. Un flujo de agua residual puede poseer una gran variedad de sustancias químicas, pero solamente algunas son reguladas específicamente, y los demás contaminantes son colocados en categorías más amplias:

1.- Orgánicos Solubles: incluye ciertos químicos sintéticos al igual que muchos productos naturales de vida animal y vegetal. Aunque muchos microorganismos se degradaran en el medio ambiente, no son deseables, debido a que su crecimiento biomásico puede agotar el oxígeno en el seno del agua en el cual son arrojados. El contenido de orgánicos solubles se expresa regularmente como la demanda bioquímica o química de oxígeno. La demanda bioquímica de oxígeno en 5 días (DBO) es la cantidad de oxígeno (mg/l) que tiene que ser adicionada al agua residual para soportar la actividad de sus microorganismos en un periodo de 5 días.

Una medida semejante es la demanda química de oxígeno (DQO), la cual es la cantidad de oxígeno (mg/l), a partir de dicromato de potasio, requerida para oxidar químicamente un agua residual dada.

La determinación de orgánicos no biodegradables se efectúan a través del carbón orgánico total (COT, mg/l), el cual se mide mediante la oxidación de materia orgánica a dióxido de carbono. Esta categoría incluye ciertos químicos que provocan olores, sabores y espumas en abastecimientos de agua.

2.- Iones de metales pesados tales como mercurio, plomo y otros iones tóxicos como el cianuro, son objeto de restricciones debido a que son venenosos.

3.- Acidez y alcalinidad son también perturbadores para la vida, de manera que las aguas residuales ácidas o alcalinas tienen que ser neutralizadas.

4.- Aceites, grasas y otros materiales flotantes son estéticamente indeseables y deben eliminarse completamente.

5.- Nutrientes tales como el nitrógeno y fósforo se requieren en el tratamiento biológico, pero no debe existir un exceso de nitrógeno y fósforo pues éstos aceleran el crecimiento de algas en lagos y estanques, los cuales pueden agotar el oxígeno del agua mediante un proceso conocido de eutroficación.

6.- Sólidos suspendidos y coloides opacan el agua; un agua clara debe estar libre de éstos. Un efluente a menudo posee células provenientes del proceso de tratamiento biológico, éstas son altamente volátiles.

7.- Color, turbidez y olor son desagradables y tienen que ser eliminados. El color es de interés en las plantas de pulpa y papel y textiles. El olor puede ser originado por materiales tales como sulfuros y amoníaco en aguas amargas.

8.- La prioridad de los contaminantes son: las sustancias químicas orgánicas específicas, metales pesados y iones que se encuentran regulados en forma especial e individual mediante la Ley General del Equilibrio Ecológico y Protección del Ambiente, el Reglamento para la prevención y control de la contaminación del Agua, Normas Técnicas Ecológicas, EPA (Environmental Protection Agency), y otras. Existen más de 100 contaminantes, los límites efluentes para cada uno se especifican regularmente en partes por billón (microg/l).

Obviamente existen muchos residuos diferentes para ser tratados. Para efectuar ésto en forma económica se requiere en muchos casos una combinación de varios procesos.

El diagrama de bloques de la figura 1-1 ilustra un sistema integrado capaz de tratar una gran variedad de aguas residuales. El esquema se centra sobre las series convencionales de los procesos de tratamiento primario y secundario, pero también se incluyen tratamientos terciarios y tratamientos individuales de ciertos flujos<sup>36</sup>.

La idea de elaborar este esquema es con la finalidad de ubicar dentro de un panorama general de tratamiento, al proceso de tratamiento del agua amarga.



### 1.1.1 Tratamiento Primario.

El tratamiento primario prepara el agua residual para poder enviarse al tratamiento biológico, ésto se hace minimizando variaciones en concentraciones y flujos de aguas residuales no tóxicas y, eliminando una gran variedad de contaminantes como grandes sólidos y gránulos, los cuales se eliminan mediante sedimentación y floculación respectivamente. Sin embargo existen aguas residuales las cuales tienen que ser pretratadas en planta para eliminar contaminantes no degradables o tóxicos.

El tratamiento en planta es necesario para flujos ricos en metales pesados, pesticidas y otras sustancias que podrían pasar a través del tratamiento primario e inhibir el tratamiento biológico.

El tratamiento en planta es muy adecuado para flujos de bajo volumen ricos en materiales no degradables, debido a que en éste es más fácil y mucho menos costoso eliminar un contaminante específico a partir de un flujo pequeño concentrado que de uno enorme y diluido. Los procesos empleados para el tratamiento incluyen: precipitación, oxidación química, agotamiento con aire o vapor, intercambio iónico, ósmosis inversa y electrodiálisis.

Las aguas residuales que van a ser tratadas biológicamente tienen que presentar ciertos estándares. Es decir, el pretratamiento y el tratamiento primario tienen que cumplir con lo siguiente: variación de carga de orgánicos menor de 2:1;

pH de 6-9; aceites y grasas menor a 15 mg/l; sulfuros menores a 50 mg /l ; y de metales pesados menos de 1 mg/l. Los procesos empleados para esto son bastante simples:

1.- Las membranas eliminan bastantes sólidos y se emplean ampliamente en conservas (latas), bebidas e industrias de pulpa y papel. Dependiendo de su aplicación pueden emplearse membranas estáticas, rotatorias o vibratorias.

2.- La uniformidad de las aguas residuales minimiza variaciones hora tras hora de flujo y composición, y prevee choques de carga que se originan de perturbaciones en los flujos del proceso.

3.- La neutralización generalmente se lleva a cabo mezclando ácido o álcali con los residuos, pero de qué tanto se requiera, depende de los flujos del proceso.

La cal ( $\text{CaO}$  o  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) es el agente neutralizador más común para ácidos debido a que no es caro y es fácil de adicionar, pero requiere de un tiempo de reacción largo y esto puede conducir a problemas con la precipitación del Sulfato de Calcio. Muchos de los ácidos fuertes pueden emplearse para neutralizar aguas residuales alcalinas; el ácido sulfúrico es regularmente el más barato.

4.- La sedimentación elimina sólidos suspendidos. Ciertas partículas como las de los residuos de pulpa y papel o aguas domésticas se aglomeran, formando agregados que tiene que eliminarse pues afectan la velocidad de agregación.

En general, la arena y otros gránulos deben de ser eliminados lo más pronto posible, con el fin de prevenir el desgaste abrasivo en bombas, obstrucción de tuberías y acumulaciones en

recipientes de proceso.

5.- La flotación permite que los aceites, grasas y otros materiales sean separados del agua residual. La separación gravitacional se emplea cuando los glóbulos de aceite son lo suficientemente grandes para flotar en la superficie durante un tiempo razonable. Existen dos tipos básicos de separadores gravitacionales: el separador API que es básicamente un enorme tanque separador y, el interceptor de platos corrugados, el cual posee platos paralelos inclinados que provocan la unión de pequeños glóbulos en otros más grandes.

La flotación con aire mejora la separación de materiales flotantes mediante la unión de burbujas de aire con las partículas (flotación con aire disuelto, FAD). En la flotación con aire inducido (FAI) el aire se introduce mecánicamente a través de difusores de finos orificios. La flotación no eliminará aceite disperso o emulsificado, sino hasta que se adicionen coagulantes.

#### 1.1.2 Tratamiento Secundario.

El tratamiento secundario es la degradación de compuestos orgánicos solubles contenidos en las aguas residuales, a partir de un tratamiento biológico.

En el tratamiento biológico, las bacterias y otros microorganismos descomponen y metabolizan los materiales orgánicos solubles y coloidales en el agua residual, reduciendo

por consiguiente la Demanda Bioquímica y Química de Oxígeno (DBO y DQO).

No todos los orgánicos son degradados.

El tratamiento biológico generalmente se efectúa aeróbicamente. Aquí el agua es aereada y los microorganismos convierten el carbono orgánico a dióxido de carbono y nuevas células. En un tratamiento anaeróbico, los organismos producen metano ( $\text{CH}_4$ ) y  $\text{CO}_2$ . En ambos procesos, la materia celular y ciertos materiales no degradables se agregan en el agua hasta formar un lodo.

Algunos procesos para el tratamiento biológico son :

#### 1) Tratamiento Aeróbico.

El tratamiento aeróbico de aguas residuales involucra dos reacciones bioquímicas, una para el crecimiento y metabolismo normal de la bacteria y otras células, y otra para la oxidación de su propio material celular. Para que el proceso se lleve adecuadamente, las células deben poseer un crecimiento más rápido que su desgaste (ésto origina lodos).

Con respecto a los metales pesados, no solamente inhiben a la bacteria sino que algunos son adsorbidos por el lodo dificultando su eliminación.

La aereación también contribuye a la eliminación de orgánicos mediante el agotamiento de compuestos volátiles.

## 2) Proceso de lodos activados.

En un sistema de lodos activados los orgánicos solubles son degradados por bacterias en una pila aereada y la biomasa es transportada con el efluente hacia un clarificador, donde los sólidos presentes se agregan, se concentran y posteriormente se eliminan.

Parte del lodo agregado es obtenido como residuo y el resto es reciclado a la pila de aereación para conservar una alta concentración de bacterias. La figura 1-2 muestra dos sistemas de mezclado perfecto, en los cuales la aereación ocurre en un recipiente agitado mecánicamente, también se muestra un sistema flujo pistón, en el cual la pila larga y estrecha es agitada por aire introducido por el fondo.

Generalmente la carga orgánica del proceso puede ser descrita por la relación de alimento de microorganismos, F/M (mg DBO / mg de sólidos volátiles suspendidos, SVS) o mediante la edad del lodo,  $Q_c$ , la cual es la magnitud de tiempo promedio en que los organismos son retenidos en el sistema antes de ser eliminados como lodo residual.

Carga Orgánicos

$$F/M = S_o/X_v \cdot t$$

donde:

F= mg DBO;  $S_o$ = DBO ó DQO en mg/l

t= Tiempo

Edad del lodo

$$Q_c = X_v \cdot t / dX_v$$

donde:

$X_v$ = Concentración de

SVS en mg/l

M= mg SVS

$dx_v$  = Gradiente de  
concentraciones.

La carga orgánica varía inversamente con la edad del lodo. Esto significa que ir del 90% de la DBO eliminada al 95% puede requerir más volumen del reactor que ir de 0 a 90%.

Para que el proceso trabaje adecuadamente el lodo tiene que agregarse fácilmente en el clarificador y esto será si la bacteria se aglomera en agregados bien definidos. Un exceso de filamentos orgánicos da lugar a agregados difusos que se unen muy lentamente, esto se favorece cuando existe un bajo contenido de oxígeno, sin embargo cuando el contenido de  $O_2$  es alto se favorece a los organismos floculantes.

Si los orgánicos están muy concentrados, alguna cantidad de la biomasa existirá como partículas dispersas que pasarán a través de un clarificador originando un gran efluente. En tal caso, el efluente tiene que ser coagulado antes del clarificador o en un reactor clarificador como el que se muestra en la figura 1-3. El proceso de lodos activados elimina ciertos orgánicos que tienen prioridad sobre otros contaminantes con eficiencia del 95% o más, dejando los niveles del efluente por debajo de 30 microgramos/l. Algunos orgánicos son eliminados por biodegradación, pero otros son agotados mediante aire <sup>36</sup>.

### 3) Lagunas aereadas.

Una laguna aereada es una pila de 8-16 pies de profundidad. En una laguna aeróbica, el oxígeno disuelto y los sólidos

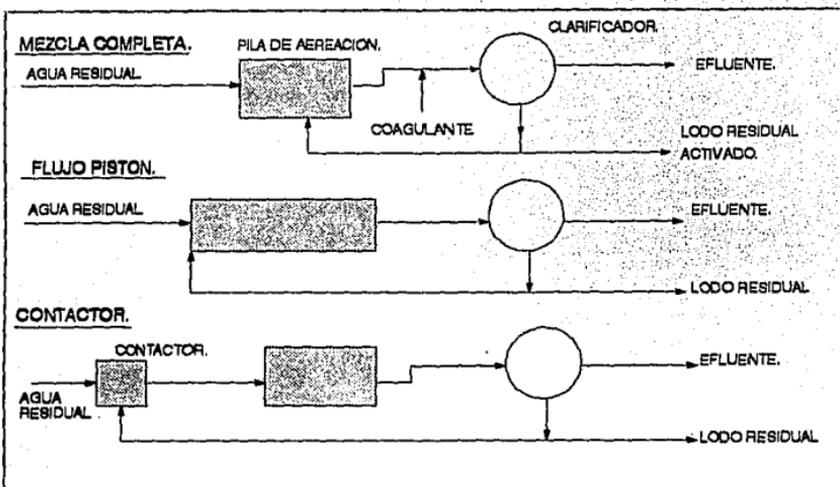


FIG. 1-2 PROCESO DE LODOS ACTIVADOS

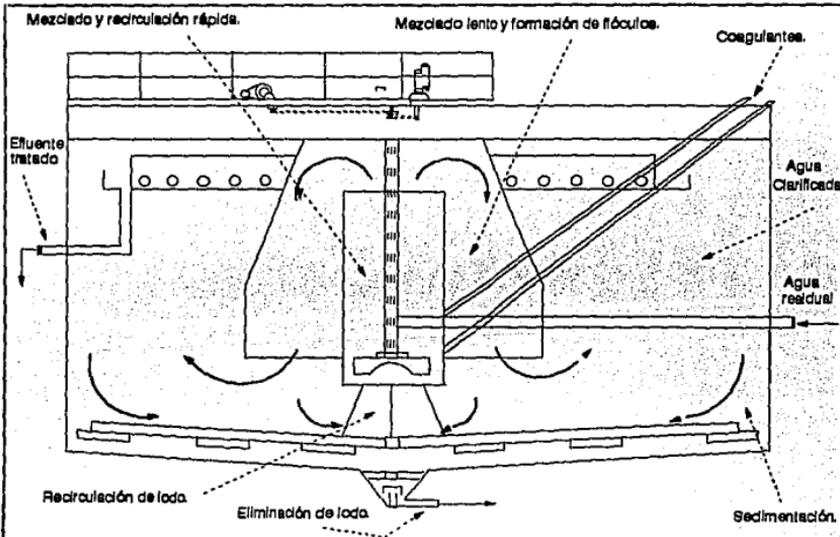


FIG. 1-3 REACTOR CLARIFICADOR DISEÑADO TANTO PARA COAGULACION COMO PARA SEDIMENTACION.

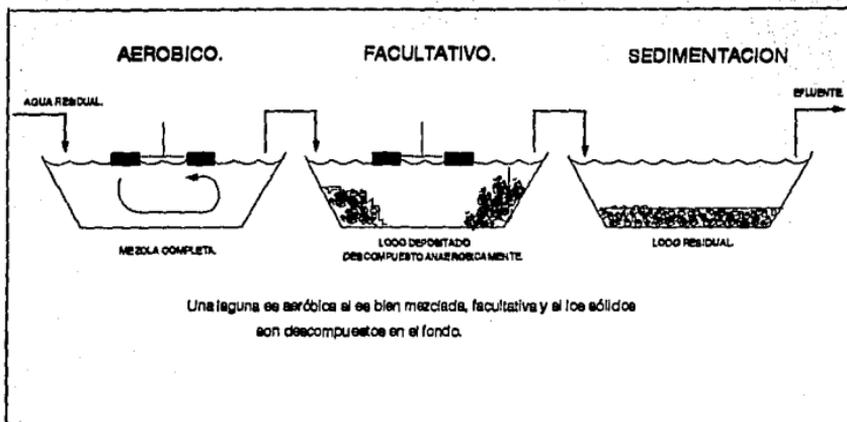
suspendidos se encuentran completamente bien mezclados y todos los microorganismos presentes son aeróbicos. En una laguna facultativa, solamente se agita la superficie y algunos de los sólidos agregados en el fondo. Aquí la materia es descompuesta por organismos anaeróbicos, el metano y otros productos son oxidados mediante organismos aeróbicos que se encuentran sobre la superficie.

La figura 1-4 muestra una laguna óptima, la cual está constituida por una laguna aeróbica seguida de una facultativa y posteriormente de una laguna de agregación; ésta laguna se emplea si se requiere limpiar el efluente de sólidos suspendidos. La laguna aeróbica degrada a los orgánicos solubles e incrementa en gran parte la concentración de biomasa. El tiempo de residencia es de 1-3 días. La laguna facultativa elimina la DBO residual y muchos de los sólidos suspendidos en un tiempo de residencia de 3-6 días. Si se requiere que los sólidos efluentes sean mínimos (menor a 50 mg/l), se necesita una laguna de agregación. Una laguna debe ser lo suficientemente grande como para contener la cantidad de lodo de 10 años.

Las lagunas aeróbicas son también empleadas para pretratar residuos antes de enviarse a un tratamiento especial.

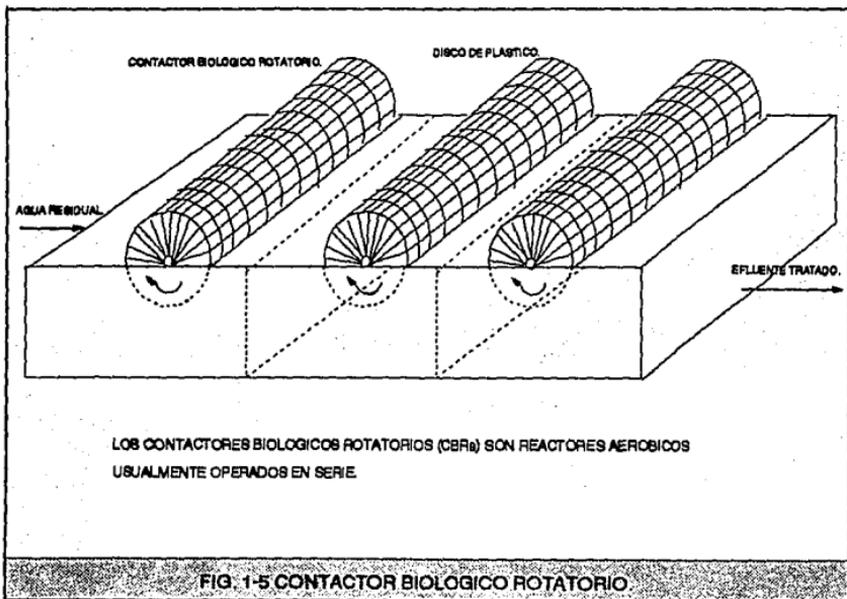
#### 4) Contactores biológicos rotatorios.

Un contactor biológico rotatorio (CBR), el cual se muestra en la figura 1-5, está constituido de numerosos discos plásticos



Una laguna es aeróbica si es bien mezclada, facultativa y si los sólidos son descompuestos en el fondo.

FIG. 1-4 LAGUNA AEROBICA



LOS CONTACTORES BIOLÓGICOS ROTATORIOS (CBR) SON REACTORES AERÓBICOS USUALMENTE OPERADOS EN SERIE.

FIG. 1-5 CONTACTOR BIOLÓGICO ROTATORIO

grandes montados sobre un eje rotatorio con aproximadamente el 40% de su volúmen sumergido en un tanque de agua residual.

Los discos soportan una película de 1-4 mm de microorganismos. A medida que el contactor gira, éste acarrea una cierta cantidad de agua residual a través del aire permitiendo a los microorganismos oxidar a los orgánicos solubles. En el agua las fuerzas cortantes eliminan el exceso de biomasa para ser colectada en un clarificador.

El disco medio generalmente es de polietileno de alta densidad. Un sistema CBR generalmente consiste de 2-4 CBR'S en serie. Debido a que el CBR emplea menos energía que el proceso de lodos activados, resulta ser económicamente más atractivo.

#### 5) Tratamiento anaeróbico.

El tratamiento anaeróbico se emplea para aguas residuales de gran intensidad que poseen por lo menos 1500 mg/l de DQO y que pueden manipular niveles de DQO de 10,000 mg/l o más. En un reactor anaeróbico los orgánicos solubles son convertidos a ácidos volátiles mediante una fermentación ácida, después a metano y  $CO_2$  mediante fermentación de metano.

El gas generado posee 65-75% de metano y puede ser empleado como combustible para calentar al reactor. Se produce también lodo pero solamente una quinta parte del producido en el tratamiento aeróbico. En la figura 1-6 se muestran cuatro opciones para el tratamiento anaeróbico.

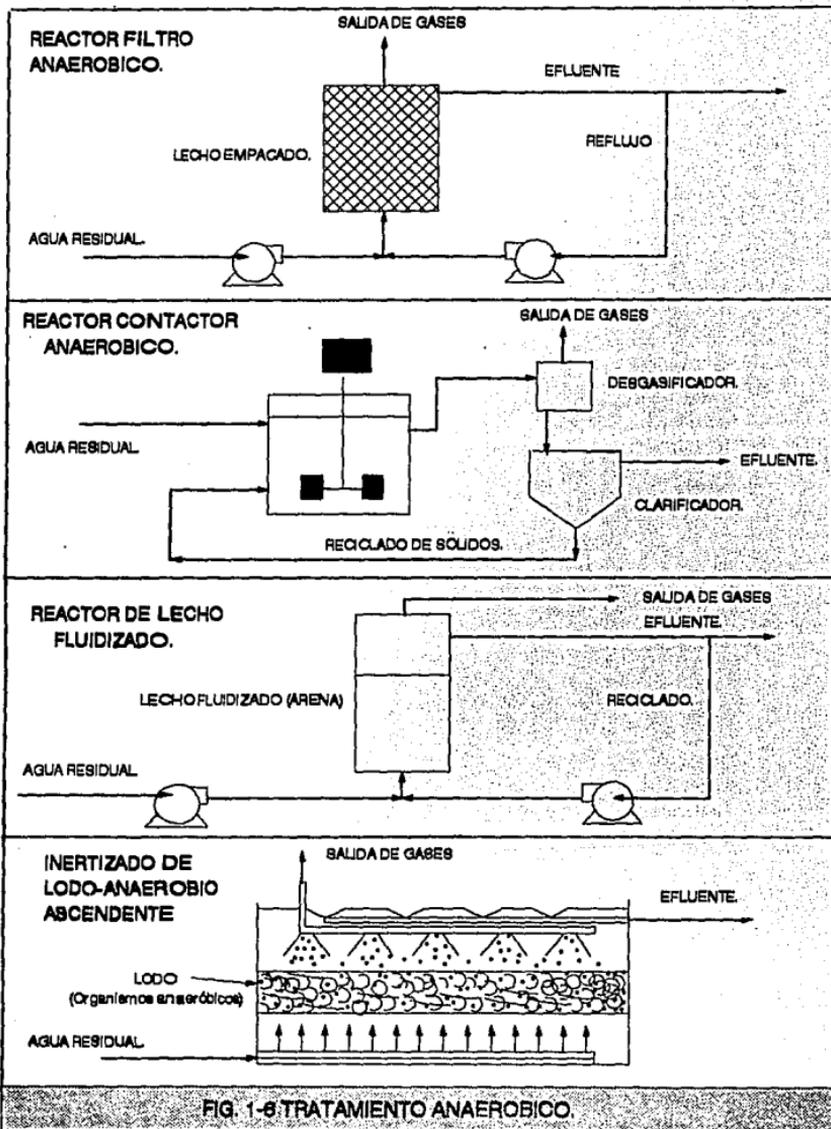


FIG. 1-6 TRATAMIENTO ANAERÓBICO.

El filtro anaeróbico es similar al filtro por goteo. Una capa de biomasa es retenida en la sección empacada y los flujos pueden ser ascendentes o descendentes. El proceso de reactor-contactor anaeróbico es similar al de lodos activados: éste utiliza un reactor seguido de un clarificador, en este sistema se recircula una porción de lodo. El reactor de lecho fluidizado emplea arena como una superficie de crecimiento para los microorganismos.

En el inertizado del lodo anaeróbico pasa el agua residual con flujo ascendente a través de una densa capa de organismos anaeróbicos, obteniendo por la parte superior de la pila gases y agua con un menor contenido de orgánicos.

La eficiencia de eliminación de DQO para tratamientos anaeróbicos es del 85-90% .

### **1.1.3 Tratamiento Terciario.**

#### **1) Filtración.**

Los filtros son empleados para pretratar aguas residuales con un bajo contenido de sólidos y para eliminar precipitados y sólidos arrastrados del tratamiento biológico. La arena y otras partículas son empleadas como medio filtrante. Los filtros son clasificados por: la dirección del flujo (ascendente o descendente), el manejo de fuerza (gravitacional o presión), la homogeneidad del lecho (sencillo, dual o multimedio.) y la

profundidad de filtración (superficial o lecho profundo).

En general, los filtros poseen de 2-5 pies de profundidad.

Avances recientes han permitido el uso de filtros de lecho móvil en los cuales la capa superior del mismo es eliminada continuamente, permitiendo con ésto un lavado perfecto de las capas más profundas que constituyen el filtro.

Un filtro lento es un reactor biológico de lecho empacado en el cual el empaque de plástico o roca está cubierto por una película de microorganismos aeróbicos. A medida que el agua residual pasa a través del lecho, el oxígeno se difunde en él, los orgánicos son descompuestos por la película y el  $\text{CO}_2$  es liberado.

## 2) Adsorción mediante carbón activado.

Los orgánicos no biodegradables pueden ser eliminados mediante adsorción con carbón activado. Las aplicaciones típicas de este proceso son: eliminación de pesticidas orgánicos halogenados y compuestos que producen color.

Generalmente el carbón utilizado se regenera mediante una oxidación controlada en un horno en donde todos los orgánicos son destruidos. La adsorción mediante carbón activado puede eliminar más del 90% de orgánicos contenidos en aguas residuales industriales.

El carbón activado puede utilizarse en el tratamiento biológico mezclándose en la pila de aereación, logrando de esta manera

eliminar más del 95 % de orgánicos no degradables, lo cual no se lograría con el simple tratamiento biológico.

### 3) Ozonólisis

Algunos orgánicos contenidos en aguas residuales pueden oxidarse con Ozono ( $O_3$ ) en la planta o después del tratamiento secundario. El Ozono se genera mediante la aplicación de una descarga eléctrica de alto voltaje a Oxígeno ó aire seco. Una vez generada la mezcla de Ozono/Oxígeno (o aire) se burbujea en la corriente líquida.

El Ozono y el Oxígeno reaccionan con compuestos aromáticos e insaturados contenidos en el agua para formar ácidos orgánicos, cetonas y alcoholes, los cuales pueden ser biodegradados ó adsorbidos con carbón.

### 4) Eliminación de metales pesados.

Los metales contenidos en el agua residual pueden ser: Arsénico, Cadmio, Níquel, Cobre, Plomo, Cromo, etc.. Si el metal se tiene en forma inorgánica, generalmente precipita como Hidróxido cuando se le adiciona sosa cáustica. Existen diversos métodos para la elimianción de metales pesados entre ellos están:

- Intercambio iónico, empleando sosa cáustica para aumentar la selectividad de la resina.
- Adsorción mediante carbón activado, y
- Osmosis inversa y evaporación.

## 1.2 ESTRATEGIA EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO EN UNA REFINERIA.

El sistema de Tratamiento de Aguas de una refinería usualmente tiene las siguientes funciones:

1.- Remoción de aceite.- La primera separación de aceite es propiciada por un separador API o con uno de placas corrugadas. Los efluentes de estos separadores primarios contienen aproximadamente de 50-100 ppm de aceite.

2.- Remoción de sólidos suspendidos.- La remoción de sólidos suspendidos y aceite es usualmente acompañada por sedimentación química o flotación con aire. Los efluentes de esta separación intermedia contienen aproximadamente de 5 a 20 ppm de aceite y 25 a 60 de sólidos suspendidos.

3.- Reducción de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO). Algunos tipos de oxidación son requeridos como un tratamiento secundario para reducir la DBO de las aguas de desecho tratadas. Las aguas de desecho típicas de una refinería pueden tener de 150-350 ppm  $DBO_5$ , que puede ser reducido hasta en un 75% con un separador bien diseñado.

4.- Remoción de compuestos orgánicos disueltos. Algunos efluentes de plantas petroquímicas pueden tener productos orgánicos disueltos que no son posibles de degradar biológicamente, ésto puede requerir un tratamiento

terciario para remover los compuestos orgánicos disueltos.

La adsorción con carbón activado puede remover hasta el 95 % de los orgánicos disueltos de las aguas de desecho típicas en la industria.

Con el fin de lograr satisfactoriamente lo anterior se emplean varios métodos para tratamiento entre los cuales se encuentran los siguientes:

- 1) Tratamiento Primario: Incluye coagulación, sedimentación, flotación, etc.
- 2) Tratamiento Secundario: Incluye filtración, procesos aeróbicos y anaeróbicos, lodos activados, etc.
- 3) Tratamiento Terciario: Incluye adsorción, filtración, ozonólisis, etc.

Todos estos métodos mencionados se describen con más detalle en el inicio del capítulo. Como un buen ejemplo de aplicación de todos estos métodos, en la figura 1-7 se muestra un sistema completo de Tratamiento de Aguas Residuales de una Refinería.

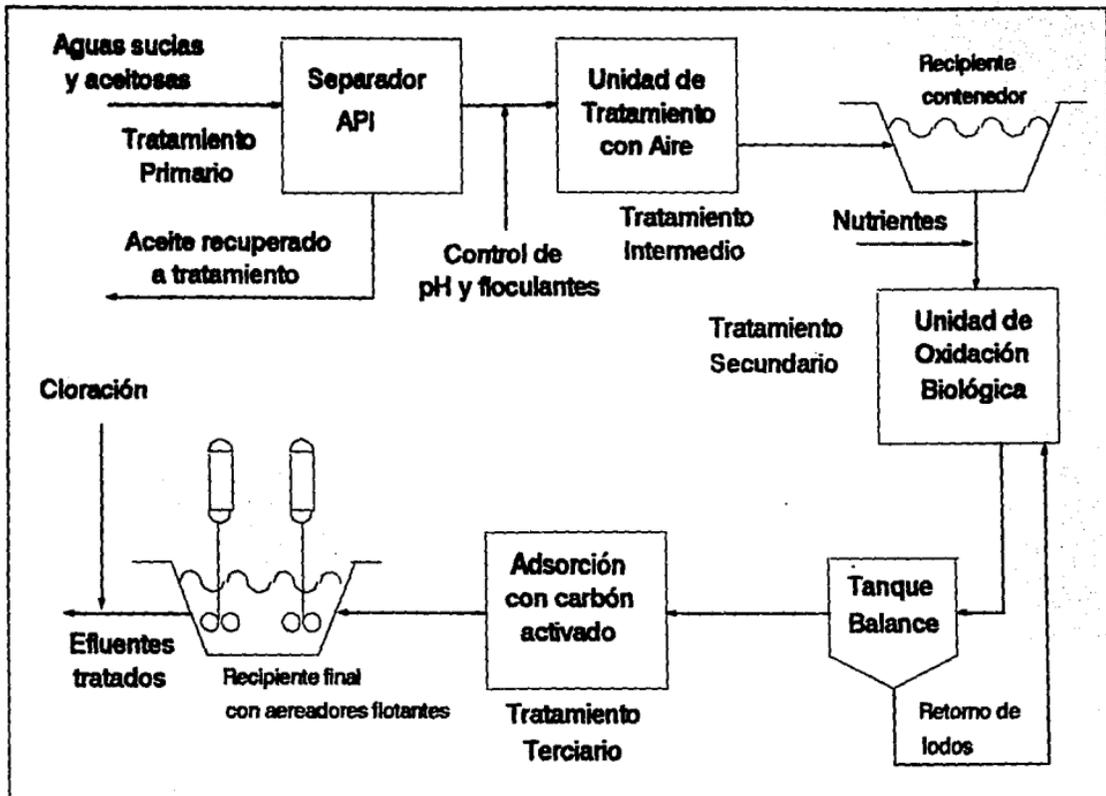


FIG. 1-7 Sistema completo de Tratamiento de Aguas Residuales de una Refinería.

### **1.3 TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS DENTRO DEL ESQUEMA GLOBAL DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.**

Los límites de contaminación de los efluentes en industrias de procesos químicos han sido cada vez más estrictos pero también han mejorado los sistemas de tratamiento de agua residual.

Para satisfacer las restricciones anteriores, las plantas tienen que valerse de procesos químicos y físicos sofisticados, debido a que el tratamiento biológico por sí sólo no resulta ser suficiente.

Una muestra de la gran variedad de procesos para tratar aguas residuales se presentó en la figura 1-1, donde se muestran todas las posibles relaciones existentes entre los diferentes procesos. La selección del proceso más adecuado para tratar un determinado tipo de agua residual puede requerir de la combinación de varios procesos de tratamiento; en el caso del agua amarga su proceso para tratamiento será el agotamiento, presentado en la figura 1-1 como agotamiento con aire o vapor. Este proceso fué seleccionado debido a las características que presenta el agua amarga. Por el momento se menciona que el agua amarga contiene  $H_2S$ ,  $NH_3$  y trazas de  $CO_2$  principalmente, ya que en el siguiente capítulo se detallarán sus características y origen.

El agotamiento con aire o vapor forma parte del conjunto de los tratamientos en planta, lo que significa que el agua amarga puede ser tratada directamente en la misma planta sin problema alguno. Un tratamiento en planta debe cumplir con los siguientes requisitos:

1.- Analizar los contaminantes de los efluentes y determinar si pueden ser reciclados internamente. En el caso del agua amarga, ver la posibilidad de reciclar el agua desfleada (agua libre de contaminantes) y bajo qué condiciones se efectuaría.

2.- Determinar la disponibilidad de los productos obtenidos, es decir si se requiere o no de otro tratamiento para ellos y si se puede o no efectuar en planta. En el caso del agua amarga los productos obtenidos ( $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ) pueden disponerse fácilmente en la refinería, pues se trasladan para su tratamiento a la Planta de Recuperación de Azufre (Proceso Claus).

En algunos casos puede convenir más tratar un agua residual fuera de la planta debido a los siguientes factores:

- a) Limitaciones de espacio en la planta original.
- b) El agua residual requiera de varios procesos de tratamiento.
- c) Disposición de contaminantes.
- d) Tipo y cantidad de contaminantes.
- e) No exista posibilidad de reuso.

En resumen, el proceso de Tratamiento de Aguas Amargas puede ser un tratamiento en planta y efectuarse por agotamiento con aire o vapor.

#### 1.4 AGUAS AMARGAS COMO EFLUENTES DE UNA REFINERIA.

Las características de las aguas residuales provenientes de plantas petroquímicas y refinerías varían considerablemente; tanto su calidad como su cantidad pueden fluctuar significativamente dentro de una planta. En general, las plantas de refinación de petróleo y las industrias petroquímicas han sido líderes durante mucho tiempo en proveer buenos tratamientos de residuos, así como también de originar bastantes aguas residuales con diferentes tipos de contaminantes.

Algunos tipos de aguas residuales originadas son: sosas gastadas y residuos ácidos gastados provenientes de procesos de hidrodesulfuración y tratamientos químicos de productos de la refinería, residuos fenólicos provenientes del cracking catalítico, aguas amargas provenientes de plantas catalíticas combinadas y otras, aguas aceitosas con sólidos en suspensión y otras más.

Las principales fuentes de contaminación en una refinería se muestran en la figura 1-8.

En el esquema se observa que los mayores flujos de efluentes se encuentran en las unidades de crudo y en las plantas de tratamiento de agua amarga, por lo que desde este momento se resalta la enorme importancia que representa el tratar el agua

amarga para su reuso.

#### 1.4.1 Usos del Agua en una Refinería.

El balance completo de agua en una refinería es parte de un plan bien organizado. Esto debe tenerse en mente antes de proceder con los proyectos de reuso de agua de cualquier magnitud, especialmente si la refinería tiene como meta "cero de descarga de efluentes". El plan incluiría factores técnicos, ambientales, metas económicas y otros más, así como también la identificación y caracterización de los flujos de agua de procesos individuales.

Los consumos de agua de una refinería que procesa 150,000 BPD de crudo se muestra en la figura 1-9, distinguiendo entre las áreas de enfriamiento, calderas, proceso y sanitarios; en ella se observa que la mayor proporción se emplea en el enfriamiento, le sigue en orden de importancia el área de calderas, proceso y sanitarios.

En el caso de la refinería de Tula, lugar donde se ubicará la planta de este estudio, si consideramos su capacidad total de 300,000 BPD, el agua que tiene que suministrarse es el doble de la que se muestra en la figura 1-9. Con esto se reitera la enorme cantidad de agua que se emplea y la necesidad de concientizar en forma más seria sobre el reuso de la misma.

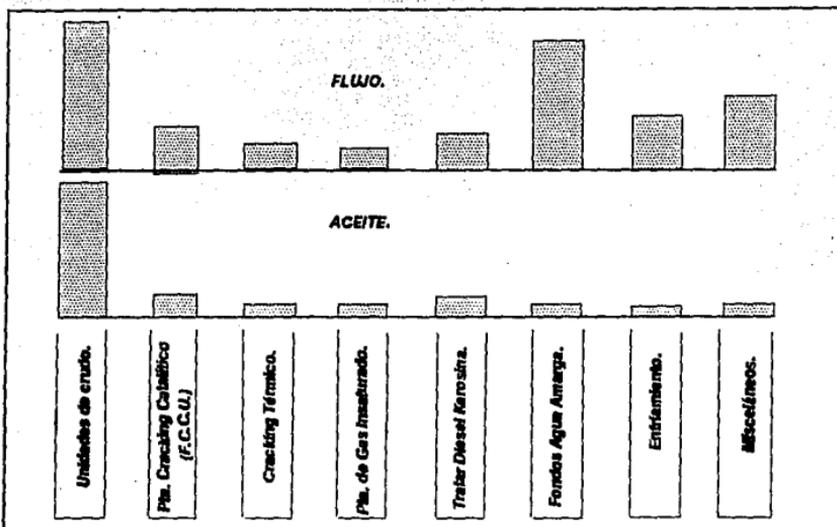


FIG. 1-8 PRINCIPALES FUENTES DE CONTAMINACION EN UNA REFINERIA

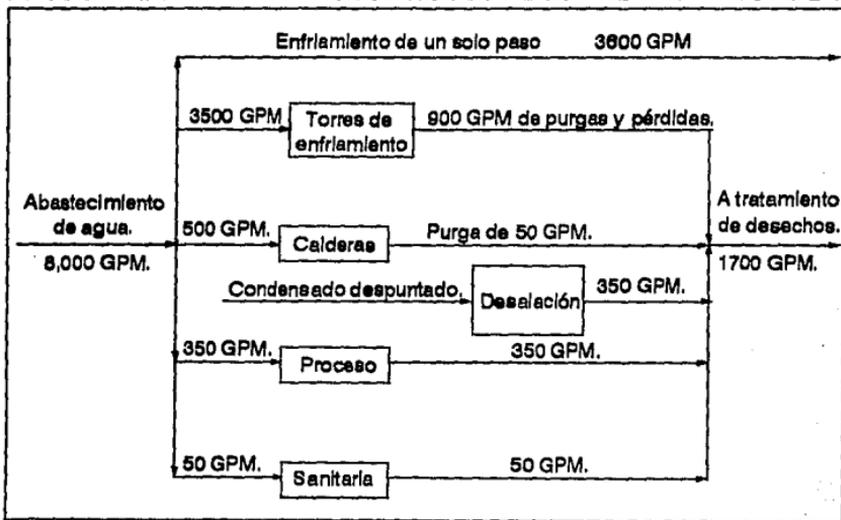


FIG. 1-9 USOS DEL AGUA EN UNA REFINERIA

#### 1.4.2 Importancia del Agua Amarga en el consumo global de Agua.

Si se analizan, en la figura 1-9 los desechos, se observa que la mayor contribución la tiene el sistema de enfriamiento, seguido por los efluentes generados en el área de proceso, los cuales representan aproximadamente una cuarta parte del total de tales desechos.

Por estadísticas se ha demostrado que las aguas amargas constituyen un 20% del agua residual efluente en una refinería, esto significa que si el agua es tratada adecuadamente, se reduciría en la misma proporción el agua efluente residual y por ende el suministro de agua a la refinería.

Además de poder reusar el agua desflemada proveniente del tratamiento de agua amarga, es importante dar una disposición adecuada a los productos obtenidos ( $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ) pues éstos son una fuente importante de contaminación.

Lo anterior se comprueba numéricamente de la siguiente manera: una refinería que procesa 150,000 BPD de crudo utiliza aproximadamente 340 litros de agua por cada barril, (contemplado un sobrediseño) así, se emplea un total de 51,000  $\text{m}^3/\text{día}$  de agua que se distribuyen de la siguiente manera:

Servicio	Volumen( $\text{m}^3/\text{día}$ )
- Enfriamiento	24,959.4
- Caldera	9,766.5

- Proceso	14,106.6
- Sanitario	2,167.5

De los servicios anteriores se tienen aproximadamente 11,000 m<sup>3</sup>/día de agua residual, de los cuales 2,200 m<sup>3</sup>/día son de agua amarga. Las aguas que requieren de tratamiento son las aguas de desecho de proceso, las cuales se tratan en planta dependiendo de sus contaminantes y cantidad. Las que no sufren ningún tratamiento son las manejadas por los drenajes sanitarios pluviales, pues se envían fuera de la refinería al drenaje municipal.

Las aguas de desecho del proceso son tratadas en los separadores API u otros y finalmente en el clarifloculador, saliendo con calidad necesaria para ser reutilizada como agua contra incendio, de lavado, etc.

El agua que no se reusa se envía fuera de la refinería al sistema de drenaje municipal.

#### 1.4.3 Origen y características de las Aguas Amargas.

Muchos procesos en la refinación del petróleo y en industrias petroquímicas, emplean vapor como medio de agotamiento en las operaciones de destilación, y como diluyente para reducir la presión parcial de los hidrocarburos en el cracking catalítico o térmico. El vapor es frecuentemente condensado. La condensación del vapor generalmente ocurre simultáneamente con la condensación de hidrocarburos líquidos y en presencia de una

fase vapor de hidrocarburos que contiene  $H_2S$  y  $NH_3$  los cuales proporcionan un olor desagradable al agua, de aquí el nombre de "agua amarga".

El  $NH_3$  en el agua amarga se tiene por las siguientes razones:

- a) El amoníaco generalmente es suministrado en el sistema fraccionador para neutralizar al  $H_2S$  y evitar la corrosión causada por la acidez del  $H_2S$  en el condensado amargo.
- b) El nitrógeno de H.C en el proceso de alimentación es hidrogenado y forma amoníaco libre.

En la figura 1-10 se reportan datos de aguas amargas para 13 diferentes refineries, con los cuales se observa que :

- El equilibrio alcanzado es tal que el agua contiene amoníaco y sulfhídrico en una relación de 0.75 en peso o de 1.5% en mol.

Las unidades de proceso que producen agua amarga son:

- Destilación de crudo.

Por el domo de la columna de destilación de crudo se produce un efluente acuoso. La principal fuente de este efluente es vapor de agotamiento, el cual se emplea en el sistema de destilación y se condensa a lo largo de éste con el producto nafta superior. Esta agua o condensado tendrá  $H_2S$  y  $NH_3$  muy probablemente en forma de  $NH_4SH$  (algunas veces se inyecta  $NH_3$  por la parte superior del sistema para control de pH dentro del mismo). El pretratamiento de crudo para eliminar sales inorgánicas es conocido como "desalación" y origina otro efluente acuoso el cual contiene una buena cantidad de  $NaCl$ , una pequeña cantidad

de fenoles y muy poco sulfuro o ácido sulfhídrico libre.

- Destilación al vacío de aceite pesado.

La mayor parte del agua efluente de este proceso se origina a partir de la condensación del vapor motriz del eyector de vacío. El vapor de agotamiento condensado y el vapor de calentamiento son también fuentes que participan en el agua efluente del proceso. Esta agua puede contener una pequeña cantidad de  $H_2S$  si el cracking térmico se origina en la unidad de vacío y con una alimentación más caliente. Este efluente también puede poseer pequeñas cantidades de fenoles y probablemente una pequeña cantidad de aceite.

- Hidrotratamiento de Nafta.

La hidrogenación catalítica de naftas para originar sulfuros orgánicos y liberar  $H_2S$  no produce un efluente acuoso. Por el contrario, el fraccionamiento subsecuente de la nafta hidrotratada para eliminar el  $H_2S$  libre puede originar un flujo acuoso amargo. El  $H_2S$  libre y cualquier cantidad de agua disuelta en la nafta poseen volatilidades relativas (en sistemas hidrocarbonados) por lo cual, el  $H_2S$  y el  $H_2O$  aparecerán aunque el fraccionamiento del etano y propano ocurra en la parte superior de la columna. Generalmente la nafta hidrotratada es debutanizada y posteriormente depentanizada o

parcialmente dehexanizada. El debutanizador puede producir un pequeño flujo de agua amarga el cual ha estado en contacto líquido-líquido con butano e hidrocarburos ligeros.

Desde el momento que el proceso de hidrot ratamiento convierte el nitrógeno orgánico a amoniaco libre, el agua amarga probablemente contendrá  $\text{NH}_4\text{HS}$  en lugar de  $\text{H}_2\text{S}$  libre y de  $\text{NH}_3$  libre. El agua amarga producida por hidrot ratamiento de naftas tendrá muy poco fenol y probablemente muy poco aceite. El agua amarga proveniente del hidrot ratamiento del craqueo de naftas puede poseer una pequeña cantidad de fenoles, pero solamente si el condensado ha estado en contacto líquido-líquido con la nafta resultante del cracking. De nuevo, estos efluentes poseerán muy poco aceite si la separación de agua de la nafta e hidrocarburos ligeros es buena.

#### - Cracking Catalítico.

Cualquier cracking catalítico o térmico de aceites pesados puede originar la producción de fenoles, tiofenoles,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{NH}_3$  y cianuros. El efluente de la reacción y el fraccionador principal subsecuente emplean vapor de agotamiento. Así, por el domo del fraccionador se produce un condensado amargo que contiene  $\text{NH}_4\text{HS}$ , fenoles y tal vez cianuros. La compresión y el fraccionamiento posterior del gas residual proveniente del fraccionador principal produce un condensado contaminado similar. Los condensados contaminados provenientes del cracking del aceite pesado, son una de las fuentes más importantes de

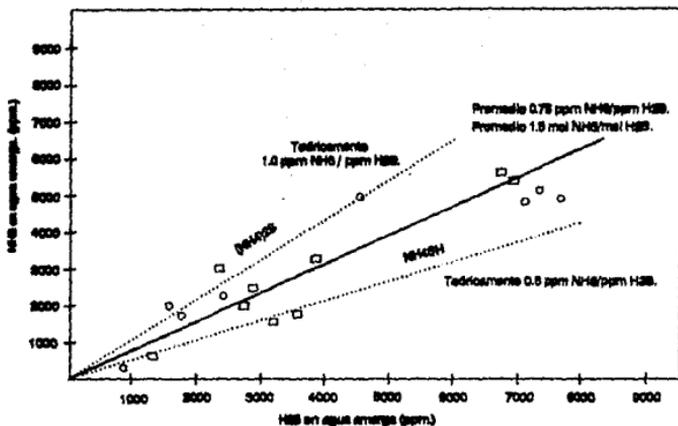


FIG. 1-26 CONCENTRADOR DE CONDENSADOR AMARGO.

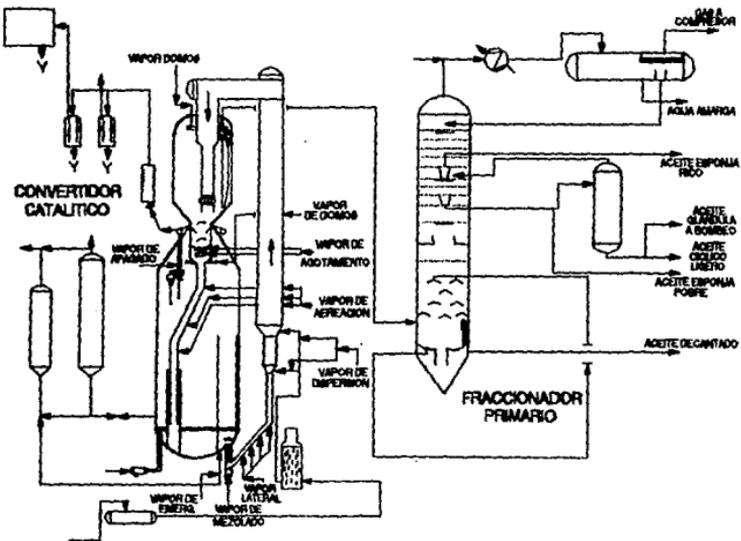


FIG. 1-11 PLACA CATALITICA.

contaminación acuosa en una refinería típica de aceite.

En general el cracking térmico produce el mismo tipo de condensados que el cracking catalítico.

- Hidrocracking.

Este proceso empezó a usarse en toda su extensión desde hace 25 años. Combina la hidrogenación catalítica con funciones de cracking. Los efluentes acuosos de estos procesos pueden ser ricos en  $H_2S$  y  $NH_3$  probablemente en la forma de  $NH_4HS$ .

De hecho, la cantidad de  $H_2S$  y  $NH_3$  de los efluentes, puede hacer económicamente atractivo este proceso ya que pueden obtenerse como co-productos del tratamiento de agua amarga.

- Isomerización Catalítica.

Estas son plantas para la conversión de parafinas normales a isoparafinas. La aplicación más grande es la producción de isobutano a partir de n-butano. La gran variedad de procesos de isomerización disponibles dificulta generalizar sus problemas de efluentes acuosos, pero de cualquier manera se puede decir lo siguiente:

a) En muchos casos, la alimentación tiene que ser cuidadosamente desulfurizada. Por consiguiente, muy probablemente se tendrá presente  $H_2S$  y  $NH_3$ .

b) Muchos de los procesos emplean como catalizador el metal platino y una atmósfera de hidrógeno durante la reacción. Estos procesos no originarán problemas de efluentes acuosos.

c) En general, los procesos de isomerización no producen ningún efluente contaminado con fenoles o de alguno con gran demanda de oxígeno.

d) Estos procesos involucran cloruro de aluminio, HCl, etc, los cuales pueden originar problemas específicos de efluentes.

De todos los procesos anteriormente mencionados el que más nos interesa es la desintegración catalítica, pues de esta planta proviene el agua amarga que se suministra a la planta de tratamiento que se va a estudiar posteriormente. La Tabla A muestra algunas composiciones típicas de las plantas antes mencionadas y en la figura 1-11 se muestra un esquema de una planta catalítica.

**TABLA A**  
**CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE AGUAS AMARGAS.**

PLANTA	FENOLES (PPM)	CL (PPM)	GRASAS/ACEITES (PPM)	NH <sub>3</sub> (PPM)	SULFUROS (PPM)	CN (PPM)
COMBINADA	7.3	8.0	31	157	172	---
HDS	5.5	9.3	160	1123	12156	---
CATALITICA	135	14.2	100	4500	6500	---
T. A. AMARGA I	26	3.4	20	61	414	---

#### 1.4.4 Aguas Amargas en la Refinería "Miguel Hidalgo" Tula, Hgo.

La refinería cuenta con un sistema de proceso integral consistente tanto de procesos primarios como secundarios. Los procesos primarios son las dos plantas de destilación atmosférica de 150,000 BPD cada una. La planta de destilación atmosférica I como la planta de destilación al vacío I están en operación y se están integrando las nuevas plantas de destilación atmosférica y vacío II. Los procesos secundarios con que cuenta actualmente la refinería son aquellos formados por las siguientes plantas: Hidrodesulfuradora y Reformadora de naftas que mejoran la calidad de la gasolina, obteniéndose en estas plantas una gasolina de alto octano y bajo azufre. En la Hidrodesulfuradora de destilados intermedios se reduce el contenido de azufre del diesel, la kerosina y la turbosina. Para aumentar el rendimiento del crudo se cuenta con una Planta de Desintegración Catalítica, así como una Planta Reductora de Viscosidad que dependiendo de las necesidades del mercado transformará, la primera de ellas, los gasóleos ligeros y pesados en gasolina, y la segunda, residuos de vacío en parte de productos ligeros. Asimismo la refinería cuenta con un almacenamiento en tanques de más de 11 millones de barriles. De todos los equipos y plantas antes mencionadas, el agua amarga se obtiene de las siguientes: Planta Combinada, Hidrodesulfuradora de Naftas, Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios, Planta Catalítica I, y Planta Reductora de

Viscosidad; generalmente se obtiene por operaciones de lavado y condensación de flujos de corrientes que contienen  $H_2S$  y  $NH_3$  principalmente. Lo anterior puede observarse en el diagrama de bloques de la refinería en la figura 1-12.

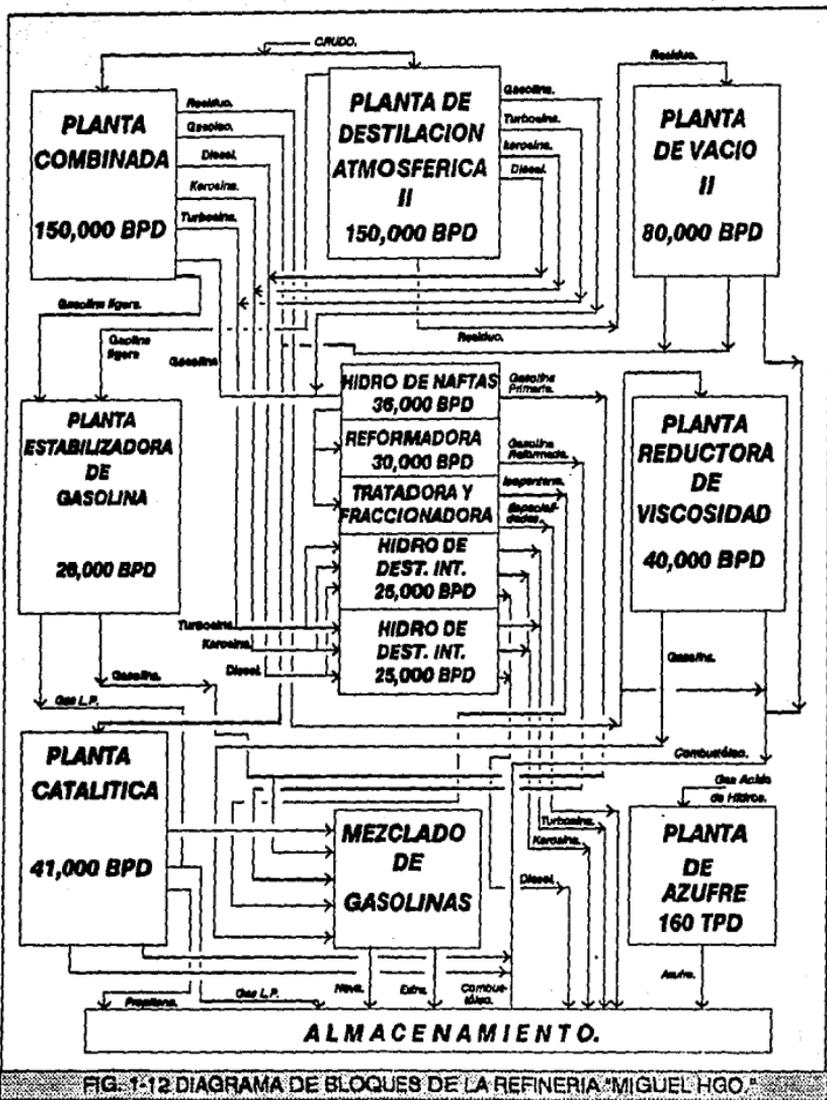
#### 1.4.5 Caracterización de las Aguas Amargas provenientes de una Planta Catalítica F.C.C..

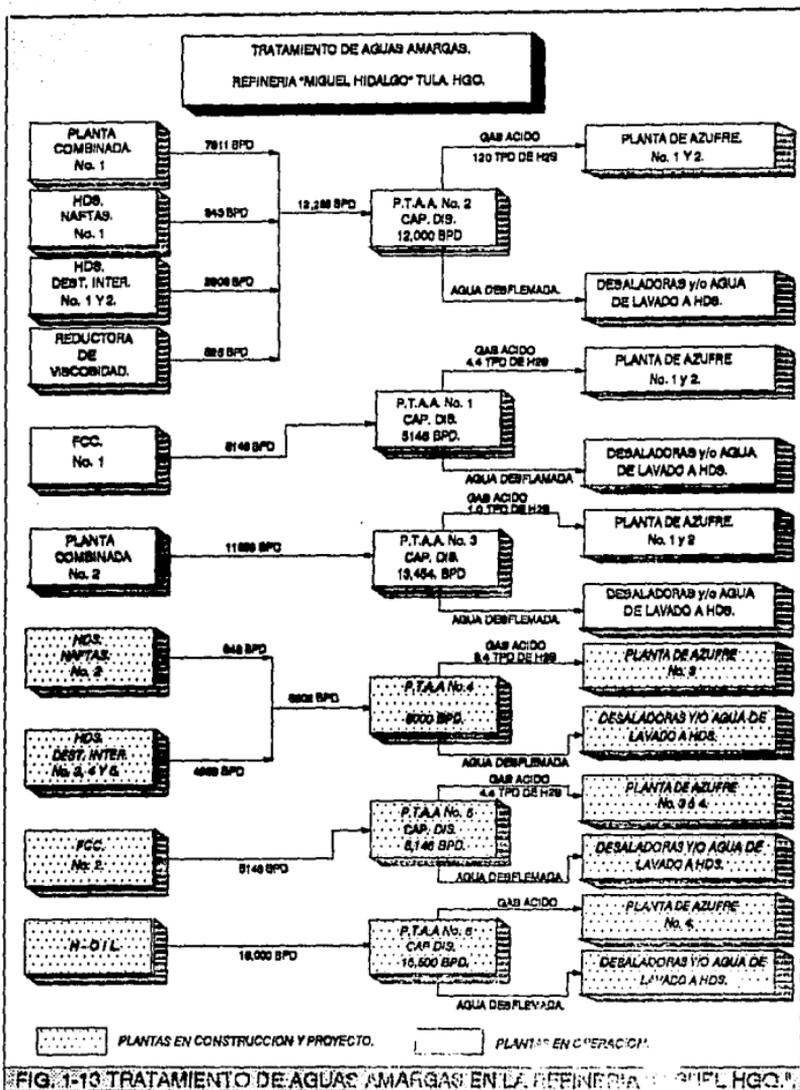
Las aguas amargas provenientes de una Planta Catalítica F.C.C. son esencialmente soluciones acuosas de  $NH_3$  y  $H_2S$ , las cuales contienen en promedio, 10,000 y 7,500 ppm en peso de  $H_2S$  y  $NH_3$  respectivamente, de fenoles 200-300 ppm y de hidrocarburos 100 ppm.

Estos datos fueron obtenidos de análisis promedio de laboratorio de las descargas emitidas de agua amarga por la Planta Catalítica No. 1 de la Refinería Miguel Hidalgo.

Con esta caracterización se asegura el diseño de un equipo que cumpla estrictamente con las condiciones de remoción, aún presentándose fluctuaciones en las concentraciones de los contaminantes.

En la figura 1-13 se presentan los flujos de agua amarga que se producen en cada planta de proceso de la Refinería Miguel Hidalgo. La planta de tratamiento de aguas amargas que se va a diseñar en este estudio corresponde a la planta que va a tratar el agua amarga de la futura planta Catalítica No. 2.





**FIG. 1-13 TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS EN LA REFINERIA "MIGUEL HIDALGO"**

## 1.5 ESTADO DEL ARTE DE LAS TECNOLOGIAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS.

Se ha escrito en años recientes una enorme cantidad de material acerca del tratamiento y reuso de aguas residuales. Esto es en parte, debido a los grandes cambios tecnológicos que se han reportado en este campo.

Las nuevas regulaciones en aguas residuales resultan ser también un factor que a diario presenta modificaciones, las cuales suelen ser cada vez más rigurosas.

Los procesos de separación tales como agotamiento con vapor, extracción e intercambio iónico, pueden remover selectivamente solutos tóxicos, refractarios o valiosos, cuando la corriente está en su punto más concentrado antes de que otras corrientes acuosas se contaminen.

De los tres procesos mencionados, la extracción está en segundo lugar y ha sido el menos usado; el agotamiento es más efectivo para solutos altamente volátiles y el proceso de intercambio iónico permite obtener aguas prácticamente con cualquier pureza deseada.

El tratamiento de las aguas amargas implica el utilizar cualquiera de los procesos descritos en los párrafos anteriores. En las siguientes secciones se realiza un análisis tecnológico de estos procesos enfocados solamente al tratamiento de aguas amargas que conducirá posteriormente a una selección del proceso

adecuado, de tal manera que este último cumpla con todas las regulaciones mencionadas en un inicio y, para que el agua desflepada sea reusada sin problema alguno.

Las principales restricciones que se tienen para el reuso del agua amarga se centran estrictamente en el contenido de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  que presenten; para efectos de este estudio se considera que el contenido de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  del agua para reuso será de 25 y 5 ppm. respectivamente.

El análisis tecnológico contempla las siguientes tecnologías para el tratamiento de aguas amargas (Ver tabla 1.0):

- a) Tratamiento de Aguas Amargas, mediante Agotamiento con Vapor.
  - a.1 Vapor como medio de calentamiento.
  - a.2 Vapor como gas de agotamiento.
- b) Tratamiento de Aguas Amargas a través de un Agotamiento con Gases Combustibles y de Combustión.
- c) Tratamiento de Aguas Amargas por medio de Agotamiento con Vapor y Extracción.
- d) Tratamiento de Aguas Amargas por Intercambio Iónico.

#### 1.5.1 Agotamiento con vapor.

Veáse figura 1-14.

A) Vapor como medio de calentamiento.

B) Vapor como gas de agotamiento.

El  $\text{NH}_3$  y el  $\text{H}_2\text{S}$  constituyen algunos de los principales contaminantes encontrados en las aguas residuales del proceso de refinado del petróleo. Tradicionalmente estos efluentes han sido

## CARACTERISTICAS DE LAS TECNOLOGIAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS.

a) Tratamiento de Agua Amarga mediante agotamiento con vapor.

Remoción simultánea de H<sub>2</sub>S y NH<sub>3</sub>. P < 3 Kg/cm<sup>2</sup>

b) Tratamiento de Agua Amarga a través de un agotamiento con Gases de combustión y Gases combustibles.

Remoción simultánea de H<sub>2</sub>S y NH<sub>3</sub>. P < 3 Kg/cm<sup>2</sup>.

c) Tratamiento de Agua Amarga por medio de agotamiento con vapor y extracción.

Primera Etapa : Remoción parcial de H<sub>2</sub>S.

Segunda Etapa : Remoción de NH<sub>3</sub> por extracción.

Tercera Etapa : Regeneración del solvente.

d) Tratamiento de Agua Amarga por Intercambio Iónico.

Primera Etapa : Remoción de NH<sub>3</sub> en un lecho de resina de intercambio iónico.

Segunda Etapa : Remoción de H<sub>2</sub>S por agotamiento con vapor.

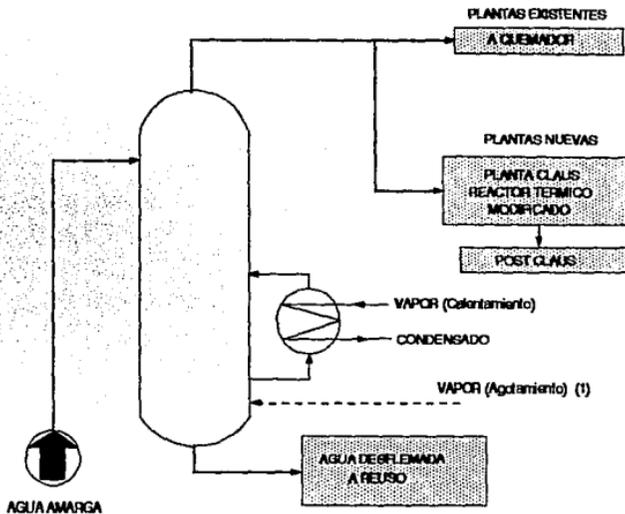
Tercera Etapa : Remoción de fenoles en un lecho de intercambio aniónico. (1)

(1) Si el contenido de fenoles presentes en el agua amarga lo requiere.

TABLA 1.0 TECNOLOGIAS PARA TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS.

## ALTERNATIVA 1

### TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA MEDIANTE AGOTAMIENTO CON VAPOR.



#### VENTAJAS

- Aprovechamiento de las plantas existentes de Tratamiento de Agua Amarga.
- Se requiere menos equipo en el Tratamiento de Agua Amarga con respecto a otras tecnologías.

#### DESVENTAJAS

- Se requiere instalar un reactor térmico de diseño especial para manejar la mezcla gaseosa  $H_2S + NH_3$ .

(1) Puede utilizarse sólo vapor de calentamiento o vapor de agotamiento (vapor vivo).

Esta alternativa se basa en la conservación de la tecnología de Tratamiento de Agua Amarga actual e implementarla en las plantas nuevas.

Plantas Existentes

1 solo agotador  
Gas ácido:  $H_2S + NH_3$

Plantas Nuevas

1 solo agotador  
Gas ácido:  $H_2S + NH_3$

**FIG. 1-14 TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS MEDIANTE AGOTAMIENTO CON VAPOR.**

tratados a través de un agotamiento con vapor previo a la descarga del efluente a un destino final. En el pasado, la principal función del agotamiento era remover  $H_2S$  del agua residual y una parte del  $NH_3$  junto con aquél; ésto ocurrió hasta que fueron adoptadas regulaciones más estrictas sobre la calidad de los efluentes, por lo cual, la máxima remoción de  $NH_3$  llegó a ser también un objetivo principal. La composición de las aguas amargas es altamente variable y depende la naturaleza del proceso que genera el agua residual. Además del  $NH_3$  y el  $H_2S$  otros contaminantes son bastantes comunes en este tipo de aguas, éstos incluyen fenoles,  $CO_2$ , cianuro (libre y formando complejos), y ácidos carboxílicos (incluyendo ácidos nafténicos) que pueden crear un medio tóxico para la vida acuática. El hecho de que las corrientes de aguas amargas contribuyan con un 20% o más de las aguas efluentes totales de la refinería, ilustra la importancia de un eficiente tratamiento.

Se entiende por agotamiento, una operación en la cual ocurre una separación de los componentes apreciablemente más volátiles de un sistema mediante la aplicación de energía calorífica, conformando de esta manera un proceso de destilación.

El  $NH_3$  y el  $H_2S$ , se clasifican como una base y un ácido débil volátil respectivamente. Aplicando calor, es posible evaporar parcialmente el agua amarga -la cual puede considerarse como una solución diluída de  $NH_3$  y  $H_2S$  únicamente- y crear de esta forma una fase gaseosa que consta de agua, amoníaco y ácido sulfhídrico. Puesto que el gas es más rico en  $NH_3$  y  $H_2S$  que el

líquido residual se logra un cierto grado de separación. Mediante la manipulación adecuada de las fases, o mediante evaporaciones y condensaciones repetidas, es generalmente posible lograr una separación tan completa como se requiera, obteniendo un efluente de calidad y una recuperación de los componentes del agua amarga.

Las condensaciones y evaporaciones acontecen a través de varias etapas las cuales permiten el ingreso de las fases, el contacto íntimo, la transferencia de masa y el egreso de las fases resultantes; el conjunto de etapas de contacto conforma un dispositivo que puede ser una columna de destilación. Si esta última sólo opera en la sección de agotamiento recibe el nombre de columna agotadora. Puede tenerse la opción de que la columna opere en las dos secciones, es decir, en rectificación y en agotamiento.

El agotamiento de agua amarga implica por tanto, agotar los componentes volátiles de la misma en una columna por evaporación. El vapor suministrado en la torre constituye un medio de calentamiento y/o un medio de agotamiento como se explica a continuación: el vapor puede suministrarse a través de un rehervidor donde se llevará acabo la evaporación parcial del agua amarga, este vapor que se produce en el fondo de la torre provocará un agotamiento de los componentes volátiles. Es necesario, identificar las funciones del vapor; el vapor suministrado a través del rehervidor se le llama vapor de calentamiento, y el vapor producido a partir del agua amarga por

calentamiento representa el gas de agotamiento.

Cuando se fracciona una solución acuosa en la cual el componente más volátil es el no acuoso, de forma que el agua se elimina como producto residual, el calor requerido puede proporcionarse admitiendo vapor directamente en el fondo de la columna; entonces el rehervidor se puede eliminar.

Otra opción por lo tanto, en el agotamiento de agua amarga lo constituye el uso de vapor directo o vivo, el cual siguiendo el mismo orden de ideas tiene dos funciones: es un vapor de calentamiento al provocar la evaporación parcial del agua amarga, al mismo tiempo que forma un medio de agotamiento junto con el vapor producido a partir del agua amarga.

En resumen, el agotamiento con vapor puede llevarse a cabo por dos vías: a) empleando vapor como medio de calentamiento a través de un rehervidor, ó b) empleando vapor como gas de agotamiento por suministro directo del mismo.

El agotamiento con vapor es la tecnología más utilizada, donde se emplea vapor de baja presión durante el tratamiento. La cantidad disponible de este agente de separación en las plantas de la refinería "Miguel Hidalgo" es mayor a la requerida por lo que no se tiene limitaciones al respecto, garantizando contar con su suministro.

La eficiencia de agotamiento varía ampliamente entre las plantas de tratamiento de aguas amargas debido a los diversos tipos y tamaños de columnas, así como por el medio de contacto utilizado constituido por un conjunto de platos o un lecho empacado. Un

agotamiento eficiente implica la remoción de ácido sulfhídrico en 98-99% y de amoníaco en 90-97%, también fenoles son removidos durante el agotamiento aproximadamente en un 20%.

### 1.5.2 Agotamiento con gases de combustión y gases combustibles.

Veáse figura 1-15.

El agotamiento de agua amarga mediante gases de combustión consiste en eliminar los componente volátiles presentes en la misma empleando como medio de separación gases de combustión.

El uso de los gases de combustión como medio de agotamiento permite la introducción de  $\text{CO}_2$  al sistema constituido por el agua amarga. La cantidad de  $\text{CO}_2$  en el gas de combustión oscila entre 10-15% en volumen.

La constante primaria de disociación del  $\text{H}_2\text{CO}_3$  (ácido formado por el  $\text{CO}_2$  en contacto con el agua) es  $4.3 \cdot 10^{-7}$ , mientras que la del  $\text{H}_2\text{S}$  es  $6.3 \cdot 10^{-8}$ , por lo que ambos se comportan como ácidos débiles en soluciones acuosas; sin embargo el  $\text{CO}_2$  es ligeramente más fuerte y por tanto tiende a desplazar el  $\text{H}_2\text{S}$  del  $\text{NH}_4\text{SH}$ , que es la especie presente en el agua amarga debido al equilibrio establecido entre el  $\text{NH}_3$  y el  $\text{H}_2\text{S}$ :

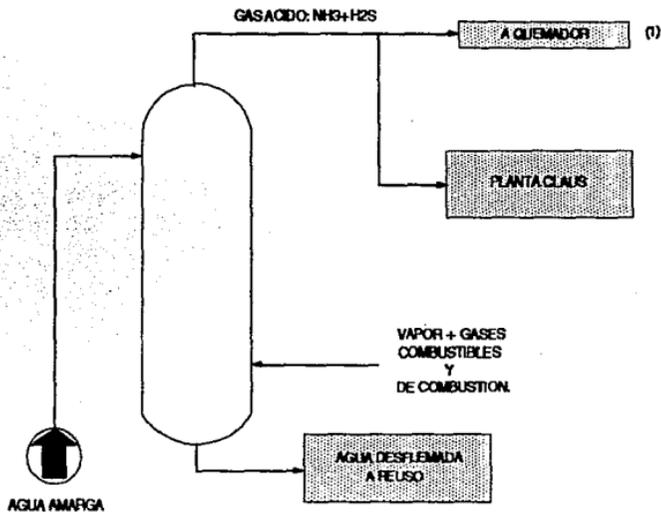


Por otro lado, el  $\text{CO}_2$  tiene una constante de Henry mayor que la del  $\text{H}_2\text{S}$ . Así, el  $\text{CO}_2$  es más ácido y menos soluble que el  $\text{H}_2\text{S}$ . Considerando la estequiometría de  $\text{CO}_2$  que reemplaza al  $\text{H}_2\text{S}$ :



## ALTERNATIVA 2

### TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA A TRAVES DE UN AGOTAMIENTO CON GASES COMBUSTIBLES Y DE COMBUSTION.



#### VENTAJAS

- Ahorro en el consumo de vapor como medio de agotamiento único.

#### DESVENTAJAS

- Se requiere de un compresor para el suministro de los gases de combustión, debido a la baja presión con que usualmente se dispone de ellos.
- Contaminación del gas combustible con  $\text{H}_2\text{S}$  y agua, lo que conduce a problemas de corrosión en el sistema de distribución.

Plantas Existentes

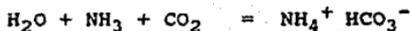
1 solo agotador  
Gas ácido:  $\text{H}_2\text{S} + \text{NH}_3$

Plantas Nuevas

1 solo agotador  
Gas ácido:  $\text{H}_2\text{S} + \text{NH}_3$

(1) A FALLA DE PLANTA CLAUUS

FIG. 1-15 TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS CON GASES COMBUSTIBLES Y DE COMBUSTION



se puede analizar que se requiere una mol de  $\text{CO}_2$  para reemplazar una mol de  $\text{H}_2\text{S}$ .

La única ventaja de usar gas de combustión radica en el ahorro del vapor que de otro modo sería requerido para llevar el agua amarga a una temperatura de agotamiento eficiente. La principal desventaja se encuentra en que el  $\text{CO}_2$  al fijar el  $\text{NH}_3$  como  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  en la fase acuosa, sólo se presenta el agotamiento del  $\text{H}_2\text{S}$  presente en el agua amarga, siendo significativamente pequeña la remoción de  $\text{NH}_3$ . El beneficio que reporta el empleo de gas de combustión como medio de separación es marginal; no se dice nada de las tuberías de diámetro grande e impulsores del gas de combustión que pueden requerirse debido a la baja presión con la que el gas se dispone usualmente.

En ocasiones, el medio de agotamiento está formado por vapor más gas de combustión; cuando esto sucede la cantidad de amoníaco removida es mayor.

En la tabla 2.0 se muestran los índices de remoción de los principales componentes del agua amarga, así como el consumo del medio de agotamiento en procesos que adoptan las tecnologías mencionadas hasta el momento.

Agotamiento mediante gases combustibles ó inertes.

Veáse figura 1-15.

Los gases combustibles o cualquier otro gas inerte por ejemplo el aire, pueden ser usados para remover  $\text{H}_2\text{S}$  del agua amarga, sin embargo para remover el amoníaco utilizando índices adecuados

del medio de agotamiento, se requiere un nivel de temperatura de 20 °C o más (Ver tabla 2). Así, si la remoción de amoníaco también se desea, el vapor debe usarse para calentar el agua si el gas agotador es gas combustible, gas de combustión o gas inerte.

Otra alternativa consiste en acidificar la carga agregando un ácido mineral ( $H_2SO_4$ ,  $HCl$ ) al agua amarga, fijando al amoníaco en la fase acuosa como  $(NH_4)_2SO_4$  o  $NH_4Cl$  según el ácido empleado liberando sólo ácido sulfhídrico.

El agotamiento de  $H_2S$  mediante esta tecnología tiene la desventaja de que el gas se contamina tanto de agua como de  $H_2S$ , lo cual conduce a problemas de corrosión en el sistema de distribución del gas combustible o del gas inerte.

### 1.5.3 Agotamiento con vapor y extracción.

En términos generales, los procesos de separación involucran la transferencia de un componente de una fase a otra. Por ejemplo la remoción de un componente particular de un gas mediante su absorción en un solvente líquido es un proceso de separación. Otro ejemplo es la extracción líquido-líquido donde se emplea un solvente líquido para extraer selectivamente componentes específicos de otra fase líquida.

La mayoría de las aplicaciones de la extracción al tratamiento de líquidos residuales de refinería involucra la extracción de fenoles (extracción líquido-líquido).

**TABLA 2 ANALISIS TECNOLOGICO COMPARATIVO.**

DESCRIPCION	MEDIO DE AGOTAMIENTO (ft <sup>3</sup> std/gal.)	%REMOCION H <sub>2</sub> S	NH <sub>3</sub>	TEMPERATURA FONDOS (°F)
<b>Agotadores de vapor</b>				
-Con acidificación.	4-6	97-100	0	230-250
-Sin acidificación.	8-32	96-100	69-95	230-270
<b>Agotadores con gas de combustión.</b>				
-Con vapor.	12.7	88-98	77-90	235
-Sin vapor.	11.9	99	8	140
<b>Agotadores con gas combustible.</b>				
-Con acidificación.	7.5	98	0	70-100

Un sistema de extracción líquido-líquido está formado de tres compuestos: agua, soluto y solvente, además de 2 fases líquidas la acuosa y la del solvente.

Los componentes transferibles, se distribuirán entre la fase acuosa y el solvente de acuerdo con el coeficiente de

distribución  $K_D$ , que se define como:

$$K_D = \frac{\text{ppm de componente transferible en el solvente.}}{\text{ppm de componente transferible en el agua.}}$$

La extracción de un componente de las aguas residuales cubre dos pasos básicos:

- 1.- Debe existir la mezcla y el contacto íntimo de la corriente de agua residual con un solvente. En este paso el material a remover se extrae del agua y se disuelve en el solvente.
- 2.- La separación de la fase acuosa y la fase solvente. Para facilitar la separación, estas fases deben ser inmiscibles entre si y tener gravedades específicas diferentes.

Después del mezclado y contacto de fase agua con fase solvente, y asumiendo que el equilibrio se alcanzó, la distribución del componente transferible entre el solvente separado y el agua estará de acuerdo con la relación anterior ó  $K_D$ . Las cantidades relativas de agua y solvente no afectan la distribución del equilibrio.

Una unidad de extracción puede consistir de una o más etapas de contacto, siendo posible diferentes arreglos de flujo en una unidad de multietapas.

Como se mencionó, la extracción se aplica principalmente en la remoción de fenoles.

En la discusión sobre las tecnologías hasta el momento, sólo se ha considerado la presencia de amoníaco y ácido sulfhídrico en

el agua amarga. Sin embargo, el agua puede contener otros contaminantes tales como el fenol. La concentración de fenoles en el agua amarga depende del origen de ésta última. El agua amarga proveniente de las Plantas Catalíticas (tipo de efluentes considerado en este estudio), presenta un rango de 300-500 ppm de fenoles, el cual frente a los rangos de 5,000-10,000 y 3,000-7,500 ppm (4) de ácido sulfhídrico y amoníaco respectivamente, resulta ser pequeño. Puede decirse que la presencia de fenoles no afecta el equilibrio que en un principio se estableció y que considera sólo la presencia de  $H_2S$  y  $NH_3$  en el agua amarga.

La extracción permite la remoción de amoníaco en el agua amarga. Se ha desarrollado un método patentado para llevar acabo la extracción de amoníaco presente en una mezcla de gas ácido ó en flujos que contienen  $NH_3$ ,  $H_2S$ ,  $CO_2$  y otros componentes.

El proceso que adopta esta técnica de remoción, se ajusta bien para la extracción selectiva de amoníaco en el agua amarga. Está constituido por dos etapas de agotamiento: en la primera el agua amarga entra a una columna agotadora donde se remueve una fracción de los gases ácidos presentes, originando que el pH del sistema se incremente; el agua parcialmente agotada se envía a un extractor donde el amoníaco se extrae por el solvente, para que nuevamente la corriente se recircule al agotador. Este agotamiento/extracción puede repetirse tantas veces como sea necesario. El solvente cargado de amoníaco abandona el extractor y pasa a un agotador de temperatura elevada y/o baja presión,

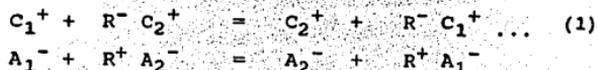
donde el amoníaco se separa y por tanto el solvente se regenera.

La figura 1-16 muestra un diagrama esquemático de este proceso. El proceso agotamiento/extracción, permite obtener un agua desfleada de calidad, así como también la separación individual de los principales componentes del agua amarga que se desea para vender el amoníaco y/o enviar el H<sub>2</sub>S a una planta Claus.

Sin embargo en las etapas de extracción existen pérdidas del solvente por efecto de solubilidad en el agua. Se requiere un consumo de vapor en cada una de las torres. Se considera que la reposición del solvente perdido, el consumo total de vapor y la cantidad del equipo de proceso determinan un factor económico importante, siendo la regeneración de solvente y el consumo de vapor los que representan un costo dominante. Estos costos son más grandes que los invertidos en un agotamiento convencional.

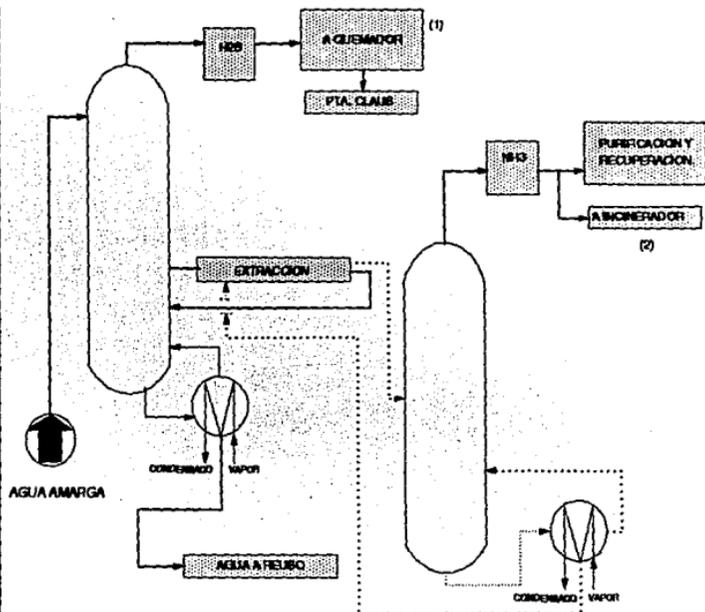
#### 1.5.4 Intercambio iónico.

El intercambio iónico es un proceso en el cual los iones mantenidos por fuerzas electrostáticas a grupos funcionales cargados, situados en la superficie de un sólido, son cambiados por iones de carga similar de una disolución en la cual el sólido está inmerso. El intercambio de iones se puede expresar mediante:



### ALTERNATIVA 3

## TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA MEDIANTE AGOTAMIENTO CON VAPOR Y EXTRACCION



#### VENTAJAS

- No se requiere instalar un reactor térmico con diseño modificado en la Planta Claus.

#### DESVENTAJAS

- Alto consumo de vapor (Torre Agotadora y Torre de Regeneración).
- Alto costo implícito en la sección de Purificación y Recuperación con respecto al Proceso Convencional.

Planta Existente

1 solo agotador

Gas ácido: H<sub>2</sub>S + NH<sub>3</sub>

Planta Nueva

2 agotadores

Gas ácido: H<sub>2</sub>S

Recuperación de NH<sub>3</sub>

(1) A falta de la Planta Claus.

(2) A falta de la Sección de Recuperación y Purificación.

FIG. 1-16 TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS POR AGOTAMIENTO CON VAPOR Y EXTRACCION

donde :  $C_1^+$  y  $C_2^+$  son cationes de dos especies distintas.

$A_1^-$  y  $A_2^-$  son aniones de dos especies distintas.

$R^-$  es el material de intercambio catiónico.

$R^+$  es el material de intercambio aniónico.

El equilibrio para la ecuación (1) puede escribirse como:

$$K = \frac{(C_2^+)(R^-C_1^+)}{(C_1^+)(R^-C_2^+)}$$

donde K es el coeficiente de selectividad.

Cuando el coeficiente de selectividad es mayor que la unidad el equilibrio es favorable y el material de intercambio tomará selectivamente especies catiónicas  $C_1^+$  si una solución contiene las especies catiónicas  $C_1^+$ ,  $C_3^+$ ,  $C_4^+$  y se pone en contacto con una resina de intercambio catiónico, las especies catiónicas con el valor de coeficiente más alto serán las seleccionadas.

Los materiales de intercambio iónico están constituidos en su mayoría por resinas de materiales poliméricos que contienen grupos ión activos tales como : bisulfito, amonio, etc.

El intercambio iónico se usa en el tratamiento de diversas aguas industriales con el fin de recuperar los componentes valiosos o subproductos presentes en ellas. Los componentes del agua amarga, pueden ser recuperados bajo este método. En el proceso el agua amarga pasa inicialmente a una columna de resina catiónica débilmente ácida. El intercambio catiónico es capaz de separar el  $NH_4HS$  intercambiando los iones  $NH_4^+$  por iones  $H^+$  y liberar  $H_2S$  de acuerdo a:



Un efluente ácido del agua amarga libre de amoníaco emerge de la unidad catiónica. En este punto cualquier procedimiento de agotamiento convencional se puede usar para remover el  $\text{H}_2\text{S}$ . La operación de agotamiento será mucho más eficiente ya que el  $\text{H}_2\text{S}$  se encuentra como especie libre. Después del agotamiento, la separación de fenoles si se desea, va acompañada del uso de una técnica de intercambio aniónico descrito por Polio and Kunin Dabed. La figura 1-17 muestra un diagrama esquemático del proceso. Estudios del proceso llevados a escala laboratorio, empleando resina de intercambio catiónico Rohm and Haas IRC-84 y de intercambio aniónico Rohm and Haas IR-45 dieron los resultados presentados en la siguiente tabla 3.0.

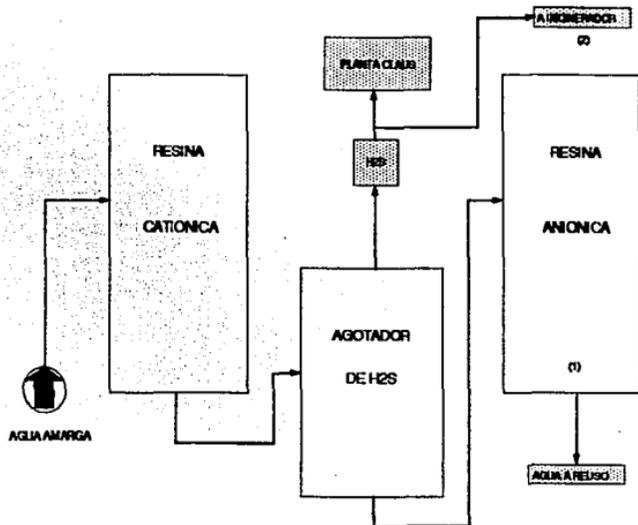
**TABLA 3 PROPIEDADES DEL AGUA AMARGA ANTES Y DESPUES DEL PROCESO DE INTERCAMBIO IONICO.**

	Agua Original.	Agua Tratada.
- pH	8.6	8.0
- Resistencia Esp.	440	4,000
- Alcalinidad.	1,180	N.D.
- Sólidos totales disueltos.	1,310	210
- $\text{H}_2\text{S}$ ppm como S.	1,150	<3
- $\text{NH}_3$ ppm como N.	390	5
- Fenoles ppm	365	<20
- Sólidos suspendidos. ppm	<8	Ausencia.

De la tabla se observa que la remoción de los componentes:  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y fenoles es alto. Las resinas deben ser regeneradas periódicamente. Las cantidades de resina catiónica de 75 fts<sup>3</sup> y aniónica de 150 fts<sup>3</sup>, pueden permitir un tratamiento con una

### ALTERNATIVA 4

### TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA POR INTERCAMBIO IONICO.



#### VENTAJAS

- No se modifica el proceso Claus en el reactor térmico.

#### DESVENTAJAS

- Los costos de regeneración de las resinas son bastante altos.
- Cantidad grande de equipo de proceso.

Plantas Existentes

- 1 solo agotador
- Gas ácido: H<sub>2</sub>S + NH<sub>3</sub>

Plantas Nuevas

- 1 solo agotador
- 2 lechos de Resina
- Gas ácido: H<sub>2</sub>S
- Recuperación de NH<sub>3</sub>

(1) Si el contenido de fósforo presente en el agua amarga lo requiere.  
 (2) En caso de falla de la Planta Claus.

FIG. 1-17. TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS POR INTERCAMBIO IONICO.

capacidad de 200,000 Gal. de agua amarga/día de composición similar al agua original analizada en la tabla 3.

Para las cantidades de resina en cuestión se requiere de seis regeneraciones al día. La regeneración de la resina catiónica se lleva a cabo con un ácido mineral acuoso como el ácido sulfúrico. Otro regenerante que puede ser usado es el ácido sulfuroso. La regeneración de la resina aniónica puede hacerse con metanol, isopropanol ó un álcali diluido.

El modo de regeneración está en función de si se desea o no la remoción de fenol o de la forma en que se da la remoción de éste. De acuerdo a la experiencia en operaciones de tratamiento de intercambio iónico convencionales, las resinas empleadas han dado resultados satisfactorios por varios años. Se estima que el reemplazamiento de la resina no es mayor del 33% en un año.

Las resinas catiónica y aniónica, la regeneración de las mismas y el equipo del proceso, representan los costos dominantes del mismo.

La recuperación de  $NH_3$ ,  $H_2S$  y fenol como subproductos útiles de pureza deseada, representa la principal ventaja de este tipo de tratamiento.

#### **1.5.5 Evaluación de las Tecnologías de punta para el tratamiento de aguas amargas.**

En las secciones anteriores, se ha presentado un amplio desarrollo de las tecnologías existentes para el tratamiento de

aguas amargas. Cada tecnología analizada, tiene como propósito común llevar a cabo una mayor remoción de los contaminantes presentes en el agua amarga. De las tecnologías seleccionadas se efectúa una evaluación que estará enfocada principalmente a aspectos técnicos. El factor económico también se mencionará, aunque no es objetivo del presente estudio realizar un análisis profundo del mismo.

El tratamiento de agua amarga mediante agotamiento con vapor, tiene como principal ventaja la disposición total del medio de calentamiento ó agotamiento constituido por el vapor a baja presión. El medio de contacto consiste únicamente de 1 ó 2 torres con lecho empacado o de platos.

Los procesos que adoptan esta tecnología presentan diversas condiciones de operación para lograr una mayor remoción, en general la remoción obtenida se encuentra en 98-99% y 90-97% para el  $H_2S$  y  $NH_3$  respectivamente.

La remoción de los fenoles, que también están presentes en el agua amarga, aproximadamente es del 20%.

Analizando la tabla 2, tanto el agotamiento de agua amarga con gases de combustión y con gases combustibles o inertes, permiten un ahorro en el consumo de vapor. En el agotamiento con gases de combustión, la remoción de amoníaco (componente más difícil de agotar) es alrededor del 8% si sólo se emplea gas de combustión, pero si se usa vapor junto con los gases la remoción puede ser hasta de 90%; la cantidad de vapor adicional es menor a la que se usaría en un agotador convencional con vapor, por ende existe un ahorro. Con gases combustibles o

inertes, se requiere de un consumo considerable de vapor si se desea la remoción de amoníaco empleando índices razonables de gas; la principal desventaja del uso de gases combustibles es la contaminación de los mismos con ácido sulfhídrico y vapor de agua.

En ocasiones el agua amarga se acidifica con un ácido mineral, fijando el amoníaco, dando lugar a que la cantidad del gas de agotamiento (combustible, inerte o de combustión) no sea grande, ni se requiera vapor adicional, pero sólo se obtiene la separación efectiva del  $H_2S$ . El medio de contacto está constituido por un lecho de platos o empacado.

El tratamiento de agua amarga por agotamiento-extracción, reporta una gran remoción de ácido sulfhídrico y amoníaco, pero los costos relacionados con la pérdida de solvente por efectos de solubilidad, el consumo de vapor tanto en el agotamiento de  $H_2S$  como para regenerar el solvente, y el equipo de proceso son más altos que los considerados en el agotamiento convencional.

El intercambio iónico favorece una alta recuperación de amoníaco, ácido sulfhídrico y fenoles; sin embargo, al igual que la tecnología anterior, los costos del proceso son altos. La resinas catiónica y aniónica, la regeneración periódica de las mismas y el equipo de proceso, contribuyen al alto costo.

La tecnología seleccionada deberá cumplir con los siguientes requerimientos:

- 1) Alta remoción de los principales contaminantes del agua amarga ( $NH_3$  y  $H_2S$ ).

2) Disposición y bajo consumo del agente de separación.

3) Bajo costo de inversión y operación.

El intercambio iónico no cumple con el tercer requerimiento, su costo de inversión y operación es muy alto. El tratamiento de agua amarga por agotamiento-extracción no presenta un bajo consumo del agente de separación (vapor), además tiene un costo de inversión y operación también muy altos.

El agotamiento mediante gases combustibles, de combustión o gases inertes, cumplen con los tres requerimientos, aunque para tener una alta remoción de amoníaco y ácido sulfhídrico sea necesario la adición de vapor cuya cantidad será menor a la requerida en un agotador convencional con vapor.

El agotamiento del agua amarga con vapor, ofrece alta remoción de amoníaco y ácido sulfhídrico; existe disposición del agente de separación y el costo de inversión y operación es bajo.

De lo anterior dos tecnologías satisfacen las tres consideraciones establecidas. ¿Cuál es la mejor? aquella que cumpla con los objetivos de este estudio. En las tablas 4 y 5, se muestran las condiciones de operación, cantidad del medio de agotamiento, porcentaje de remoción de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , etc. en diversos agotadores de agua amarga que emplean vapor, gas combustible y gas de combustión como gas de agotamiento (2).

En base a los resultados obtenidos de la caracterización de los agotadores, realizada por el API, se puede concluir que :

1.- Mediante el agotamiento con gases combustibles y de combustión, la máxima remoción que se puede lograr de  $\text{NH}_3$  es del

90%; una remoción mayor implica un consumo alto de vapor.

2.- El agotamiento con vapor, es la tecnología más adecuada pues ofrece el grado de remoción requerido al tratar el agua amarga de una Planta Catalítica. Será objetivo del siguiente capítulo la selección de los procesos que adoptan esta tecnología, para posteriormente encontrar condiciones de operación de los mismos.

**TABLA 4 AGOTADORES DE AGUA AMARGA.**

**AGOTAMIENTO CON VAPOR - REFLUJO.**

**ALIMENTACION.**

Flujo, GPM	35	80	50	252	210
Temperatura °F. (entrada torre)	190	109	220	160	198
NH <sub>3</sub> , ppm	5,410	3,000	3,550	1,975	1,720
H <sub>2</sub> S, ppm	11,243	3,800	4,002	3,200	1,650
Fenoles, ppm.	-----	1,000	-----	171	-----
Cianuros, ppm.	-----	-----	-----	11	13
pH.	-----	8	8.3	-----	-----

**FONDOS TORRE.**

Flujo, GPM.	38	95	-----	270	-----
Temperatura °F.	230	236	-----	230	243
NH <sub>3</sub> , ppm.	45	500	-----	188	68
H <sub>2</sub> S, ppm.	28	100	-----	3.5	1
Fenoles, ppm.	---	90	-----	116	---
Cianuros, ppm.	---	---	-----	<1	3.5
pH.	8.4	9.7	9.3	---	---

**GAS AGOTADO.**

Temperatura °F.	----	---	----	225	190
NH <sub>3</sub> , (lb/h)	----	100	----	-----	-----
H <sub>2</sub> S, (lb/h)	----	150	----	-----	-----
Fenoles, (lb/h)	----	35	----	-----	-----
Cianuros, (lb/h)	----	---	----	-----	-----
Vapor de agua (lb/h)	----	3,900	----	-----	-----

**REMOCION %.**

NH <sub>3</sub>	99.20	83.30	-----	90.50	96.00
H <sub>2</sub> S	99.75	97.37	-----	99.89	99.94
Fenoles.	----	91.00	-----	32.20	00.00
Cianuros.	----	-----	-----	-----	73.00
VAPOR. (Mlb/h)					
Calentamiento.	0.7	5.3	-----	8.9	Reboiler
Agotamiento.	16.3	3.9	-----	16.7	-----
Total	17.0	9.2	4.0	25.6	13.6

**TABLA 5 AGOTADORES DE AGUA AMARGA.  
GAS DE COMBUSTION Y GASES COMBUSTIBLES.**

<b>ALIMENTACION.</b>						
Flujo, GPM.	24	225	49	84	51	250
Temperatura, °F.	175	---	87	190	177	110
NH <sub>3</sub> , ppm.	3,800	2,200	3,600	700	5,320	1,800
H <sub>2</sub> S, ppm.	6,000	3,840	3,800	1,700	8,590	2,500
Fenol, ppm.	330	491	110	100	143	-----
pH.	8.5	8.1	9.3	8.7	9.0	6.7
<b>FONDOS TORRE.</b>						
Flujo, GPM	24	225	51	87	53	276
Temperatura °F.	200	165	141	180	236	285
NH <sub>3</sub> , ppm.	1,500	535	870	700	537	1,670
H <sub>2</sub> S, ppm.	-----	12	---	65	15	6
Fenoles, ppm.	250	422	90	100	101	-----
pH.	8.3	7.9	9.4	8.7	9.6	10
<b>% REMOCION.</b>						
NH <sub>3</sub>	60.5	75.7	75.8	0	89.9	7.2
H <sub>2</sub> S	99.83	99.69	99.95	96.18	99.83	99.76
Fenoles	24.20	19.10	18.20	0	29.40	-----
<b>GAS AGOTADO</b>						
Temperatura °F	160	165	156	200	233	205
NH <sub>3</sub> , (lb/h)	33.5	-----	64	-----	146	-----
H <sub>2</sub> S, (lb/h)	87.5	-----	92	-----	230	312
Fenol, (lb/h)	1.2	-----	0.34	-----	1	-----
Vapor de agua, (lb/h)	200	-----	1,180	-----	3,730	250
CO <sub>2</sub> , (lb/h)	904	-----	24	9	-----	-----
<b>MEDIO DE AGOTAMIENTO</b>						
<b>GAS AGOTADOR</b>	<b>Gas de Comb.</b>	<b>Gas de Comb.</b>	<b>Gas de Comb.</b>	<b>Gas de Comb.</b>	<b>Gas Comb.</b>	<b>Gas Comb.</b>
<b>CALIDAD</b>						
%CO <sub>2</sub>	8.0	10	8.3	10	-----	-----
%CO	13.0	12	---	9	-----	-----
%O <sub>2</sub>	0.1	Trazas	2.5	1	-----	-----
%N <sub>2</sub>	78.9	66	72.5	71	-----	-----
%H <sub>2</sub> O	-----	12	16.7	9	-----	-----
Cantidad, (lb/h).	4,000	-----	5,861.4	1,892.9	795	200
SFCH.	-----	-----	8,9150	25,000	-----	-----
Presión, psig.	5-10	5	-----	7	-----	-----
Temperatura, °F.	300	1275	335	600	51	-----
<b>VAPOR</b>						
Temperatura, °F.	350	-----	-----	-----	430	285
Presión, psig.	---	70	-----	-----	144	35.3
Cantidad, (lb/h).	200	6,700	2,098	-----	5,084	13,000

## **CAPITULO II. PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS QUE ADOPTAN LA TECNOLOGIA SELECCIONADA.**

### **2.1 PROCESO CONVENCIONAL.**

Los procesos que adoptan la tecnología de Agotamiento de Agua Amarga con vapor son:

- PROCESO CONVENCIONAL.
- PROCESO CONVENCIONAL CON RECIRCULACION EXTERNA (PUMP-AROUND)
- PROCESO WWT-CHEVRON.

En este capítulo se proporcionará a detalle la descripción de cada uno de los procesos tomando en consideración, entre otros factores a los siguientes: condiciones de operación, limitaciones, equipo, eficiencia, etc. así mismo, mediante un análisis riguroso se establecerán las ventajas y desventajas que

cada uno de ellos reporta para su aplicación en el tratamiento de agua amarga.

En el proceso convencional de tratamiento de aguas amargas existen las siguientes alternativas de proceso. Agotamiento de agua amarga empleando:

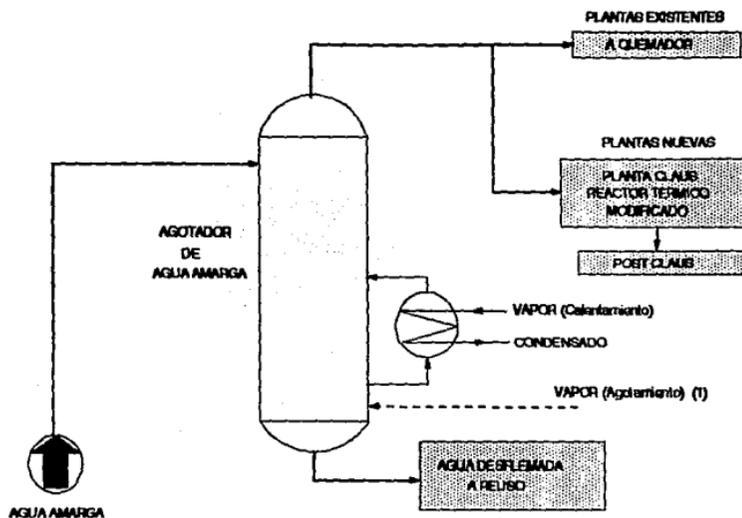
- a) Vapor vivo.
- b) Vapor como medio de calentamiento.
- c) Con o sin reflujo.
- d) Carga acidificada.

El proceso convencional tiene como función primordial la remoción adecuada del  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  presentes en el agua amarga por medio de una torre agotadora. Existe una gran variedad de agotadores pero generalmente la mayoría de los existentes consisten en una torre con lecho empacado o de platos. El agua amarga alimentada a la torre por lo regular se precalienta con la corriente de fondos (agua desflemada) proveniente de la misma. El gas de agotamiento lo constituyen el vapor que se alimenta directamente en el fondo de la torre (vapor vivo), o el generado por un rehervidor (vapor como medio de calentamiento). Véase figura 2-1.

El uso de vapor vivo ocasiona que el producto obtenido en el domo de la torre esté formado principalmente por vapor,  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , los cuales pueden ser condensados parcialmente; la condensación de estos gases origina una corriente líquida más concentrada en  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  la cual puede ser retornada a la columna o mezclada con la alimentación.

Cuando se emplea un condensador en el proceso, es preferible usar un rehervidor en lugar de inyectar vapor vivo, ésto es con

TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA MEDIANTE AGOTAMIENTO CON VAPOR.  
PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE



(1) Puede utilizarse sólo vapor de calentamiento o vapor de agotamiento (vapor vivo).

FIG. 2-1 PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE

el fin de no aumentar la cantidad producida de fondos agotados. Los agotadores de agua amarga pueden presentar cualquiera de las siguientes alternativas:

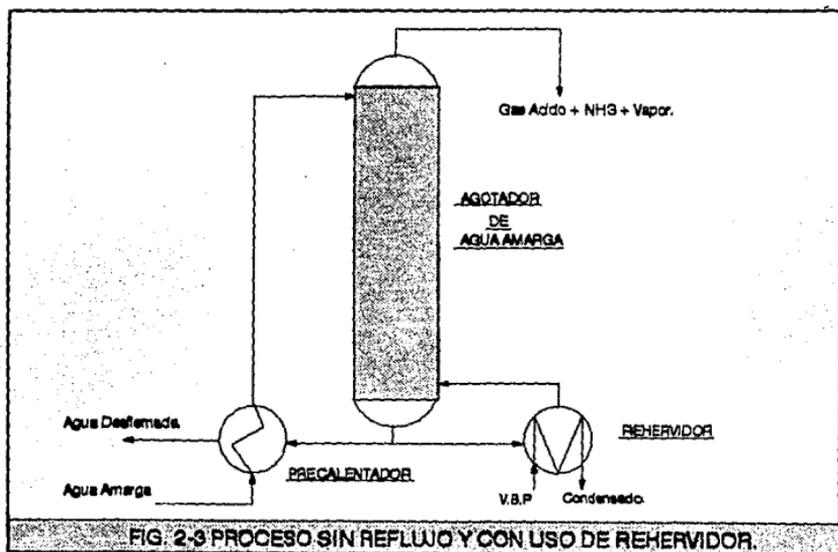
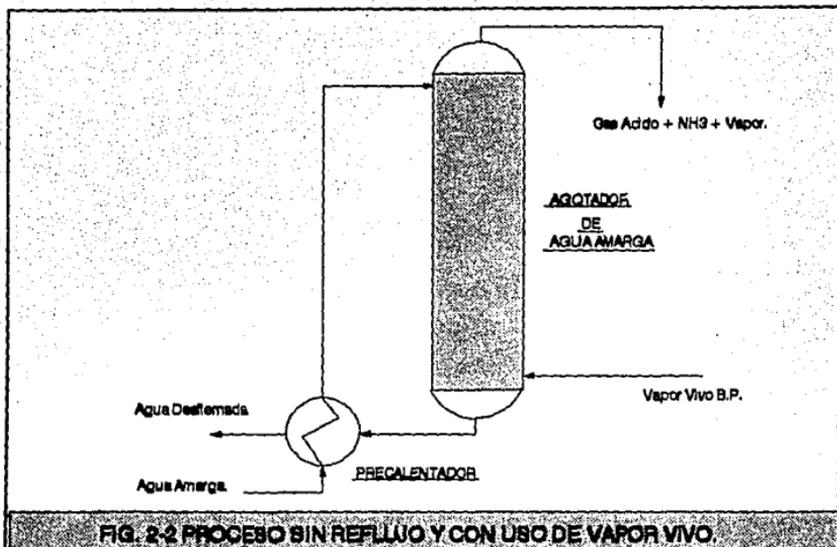
1) SIN REFLUJO: El agotamiento sin reflujo origina un gas ácido húmedo que se envía directamente a cualquiera de los siguientes destinos: quemadores, planta de azufre, etc. Véase figuras 2-2 y 2-3.

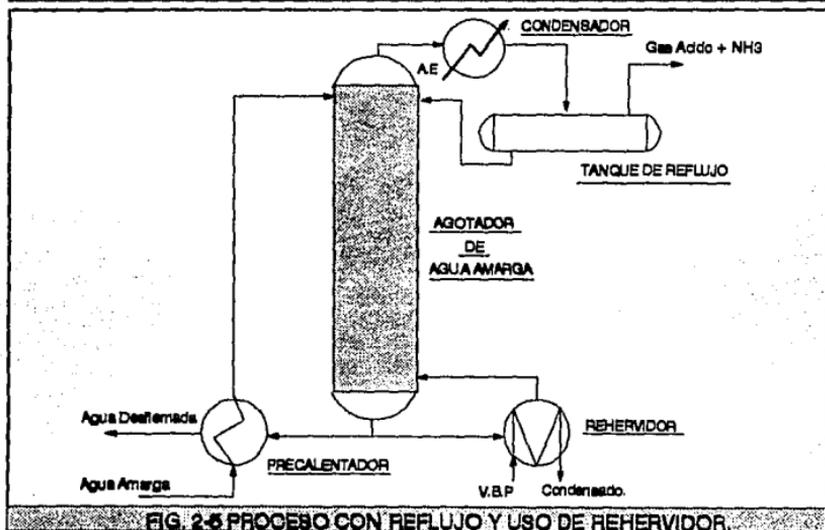
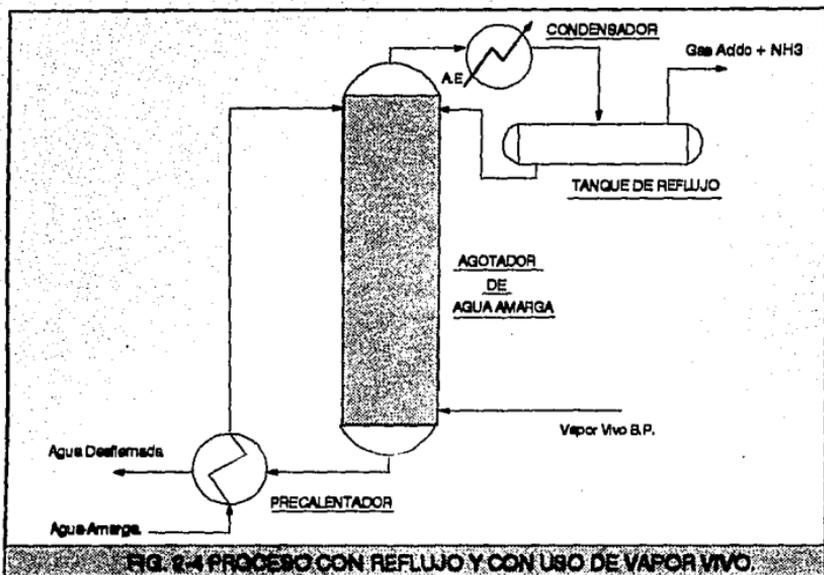
2) CON REFLUJO: El agotamiento con reflujo origina un gas ácido relativamente seco. Sin embargo la cantidad de flujos en la torre aumenta, lo que ocasiona que tanto la cantidad de vapor y otros parámetros se vean modificados. Véase figuras 2-4 y 2-5.

3) USO DE VAPOR VIVO: El vapor vivo empleado para agotamiento es vapor de baja presión (3.5-5.0 Kg/cm<sup>2</sup>). El uso de vapor vivo origina un incremento en la cantidad de fondos producidos y por ende lo más conveniente sería emplear un agotador sin reflujo ya que de lo contrario habría una mayor cantidad de fondos. Véase figuras 2-2 y 2-4.

4) USO DE REHERVIDOR: El empleo de un rehervidor no modificará la cantidad de fondos producidos, ésto es debido a que parte de dichos fondos se llevan al rehervidor para producir el vapor de agotamiento, mediante calentamiento indirecto con vapor. Véase figuras 2-3 y 2-5.

Las diferentes alternativas para agotamiento mencionadas anteriormente, se enlazan entre sí para conformar un proceso óptimo y eficiente, es decir, el sistema de agotamiento puede operar de múltiples formas, entre ellas se encuentran las





siguientes(1):

- 1.- Sin reflujo y con uso de vapor vivo.
- 2.- Sin reflujo y con uso de rehervidor.
- 3.- Con reflujo y con uso de vapor vivo.
- 4.- Con reflujo y con uso de rehervidor.

Sin reflujo y con uso de vapor vivo.- Cuando no existe el reflujo se obtiene un gas ácido muy húmedo; esta cantidad de vapor en el gas tiene varios inconvenientes: origina una mayor corrosión en tuberías y equipo de tratamiento de gas ácido (Planta Claus); puede afectar aunque de manera no muy considerable la eficiencia del tratamiento del gas ácido. El uso de vapor vivo en este caso incrementa la cantidad de fondos (agua desflemada). A manera de ilustración se presentan las tablas 6 y 7 que corresponden a la caracterización de agotadores de agua amarga que emplean vapor, en ellas se incluyen todas las alternativas mencionadas anteriormente excepto sin reflujo y con uso de rehervidor.

Haciendo un análisis similar al realizado con la primera alternativa -sin reflujo y con uso de vapor vivo- se determina que la más apta para el agotamiento del agua amarga resulta ser un agotamiento con reflujo y con uso del rehervidor. Esta opción tiene las siguientes ventajas: proporciona un gas ácido más seco, por lo cual se facilita el tratamiento del mismo en la Planta Claus, existe una disminución de los problemas de corrosión en los sistemas de distribución, de acuerdo a la cantidad de reflujo los costos de operación pueden variar

**TABLA. 6**  
**AGOTADORES DE AGUA AMARGA**  
**AGOTAMIENTO CON VAPOR:**

1) Sin reflujo y con uso de vapor vivo.

AGOTADOR	1	2	3	4
<b>ALIMENTACION</b>				
Flujo, GPM	283	86	54	75
Temp. F	190	210	143	118
NH3, ppm	2600	2500	960	1200
H2S, ppm	5250	1300	4000	600
Fenoles, ppm	530	2400	128	75
Cianuros, ppm	-----	-----	3.3	-----
pH	8.6	8.7	8.4	8.3
<b>GAS AGOTADO</b>				
Temp. F	225	237	201	180
NH3 (lb/h)	119	93	246	-----
H2S (lb/h)	242	42	70.2	-----
Cianuros (lb/h)	-----	-----	-----	-----
Vap. H2O (lb/h)	7980	1616	4800	-----
Fenoles (lb/h)	15	89	2.2	-----
<b>FONDOS</b>				
Flujo, GPM	307	90	57	80
Temp. F.	225	235	204	215
NH3, ppm	200	300	49.5	65
H2S, ppm	8	300	30.3	0.2
Fenoles, ppm	320	310	45	20
Cianuros, ppm	-----	-----	0.3	-----
pH	8.6	8.3	9.4	-----
<b>% REMOCION</b>				
NH3	82.3	89	96.9	94.6
H2S	99.85	76.9	98.88	99.97
Fenoles	39.6	87.1	64.80	73.30
Cianuros	-----	-----	90.90	-----
<b>VAPOR</b>				
Calentamiento Mlb/h	5.1	1.0	1.6	3.70
Agotamiento Mlb/h	2.9	2.9	4.8	2.80
Total Mlb/h	8.0	3.9	6.4	6.50

**TABLA. 7**

**AGOTADORES DE AGUA AMARGA**

**AGOTAMIENTO CON VAPOR:**

3) Con reflujo y uso de vapor vivo

4) Con reflujo y uso del rehervidor

AGOTADOR	1	2	3	4	5
<b>ALIMENTACION</b>					
Flujo, GPM	285	280	80	72	72
Temp. F	149	245	109	208	224
NH3, ppm	1400	19,000	3,000	1,800	2,510
H2S, ppm	2575	17,000	3,800	2,500	3,080
Fenoles, ppm	-----	750	1,000	440	174
Cianuros, ppm	-----	-----	-----	-----	-----
pH	8.0	-----	8.0	8.3	8.7
<b>GAS AGOTADO</b>					
Temp. F	216	190	-----	180	219
NH3 (lb/h)	-----	2,710	100	56.5	76
H2S (lb/h)	-----	2,411	150	900	110
Cianuros (lb/h)	-----	71	35	-----	0
Vap. H2O (lb/h)	-----	1,308	3,900	77	380
Fenoles (lb/h)	-----	-----	-----	-----	-----
<b>FONDOS</b>					
Flujo, GPM	305	250	95	74	80
Temp. F.	225	278	236	235	230
NH3, ppm	600	80	500	25	340
H2S, ppm	50	5	100	1	2
Fenoles, ppm	-----	200	90	250	155
Cianuros, ppm	-----	-----	-----	-----	-----
pH	10	-----	9.7	9.0	9.5
<b>% REMOCION</b>					
NH3	57.20	99.60	-----	83.30	96.40
H2S	98.06	99.97	-----	97.37	99.96
Fenoles	-----	73.30	-----	91.00	43.20
Cianuros	-----	-----	-----	-----	-----
<b>VAPOR</b>					
Calentamiento Mib/h	11.10	Reboiler	5.30	Reboiler	0.90
Agotamiento Mib/h	13.90	-----	3.90	-----	3.60
Total Mib/h	25.00	-----	9.20	-----	4.70

(vapor de calentamiento, agua de enfriamiento, etc.), no se presenta un aumento en la cantidad de fondos en la torre, ya que el vapor se emplea como medio de calentamiento y no de agotamiento, produciéndose un condensado limpio en el rehervidor.

Así, la fig. 2-6 muestra la alternativa más adecuada dentro del proceso convencional para el tratamiento del agua residual.

## **2.2 PROCESO CONVENCIONAL MODIFICADO CON RECIRCULACION EXTERNA (PUMP-AROUND.)**

El Proceso Convencional con recirculación externa (Pump-around) es una modificación del proceso convencional descrito anteriormente, las modificaciones que presenta este proceso se observan claramente en la figura 2-7.

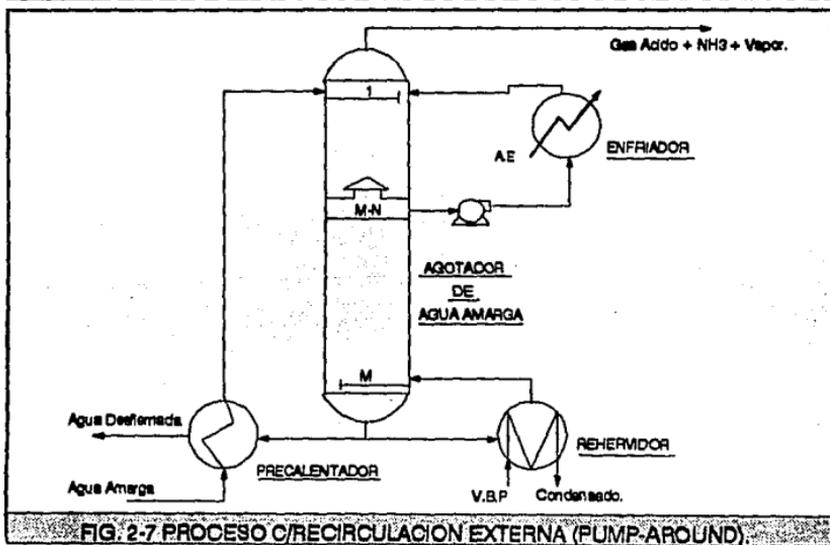
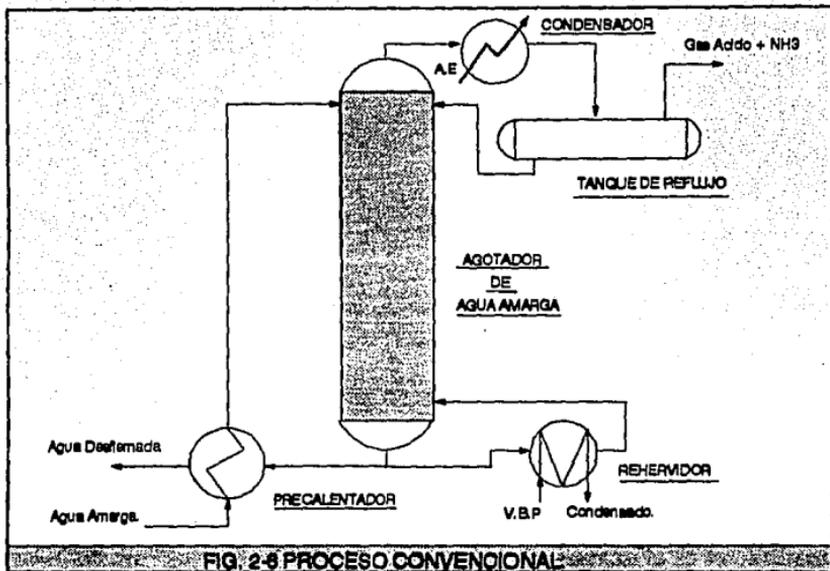
De manera concisa, las variantes y semejanzas que se presentan en el proceso convencional con recirculación externa (Pump-Around) en comparación con el convencional simple son las siguientes:

<b>Proceso Convencional</b>	<b>Proceso Convencional-Rec. externa (Pump-around)</b>
-Existe precalentamiento en la corriente de alimentación.	-Existe precalentamiento en la corriente de alimentación.

- No existen etapas de rectificación.
- Existen etapas de rectificación.
- Existe condensación parcial del producto de domos de la torre, obteniéndose gas ácido relativamente seco y condensado el cual es retornado nuevamente a la torre.
- No existe condensación del producto de domos de la torre y por consiguiente tampoco reflujo alguno. Existe una extracción lateral la cual es enfriada y retornada por el domo de la torre.
- Se emplea vapor como medio de calentamiento.
- Se emplea vapor como medio de calentamiento.
- Se emplea tanque acumulador de condensados.
- No se emplea tanque acumulador de condensados.

Indudablemente la diferencia primordial del proceso con recirculación externa (pump-around) se centra en lo siguiente: presencia de etapas de rectificación en la torre, extracción líquida mediante bombeo y, eliminación del tanque acumulador de condensados; cada una de estas modificaciones se prevee que sean por lo siguiente:

- La eliminación de un sistema de condensación de productos de domo de la torre, origina la implementación de una extracción líquida lateral mediante bombeo, la cual se enfría y envía al domo de la torre (inicio de etapas de rectificación). Esta corriente líquida enfriada mantiene un contacto continuo a lo largo de todas las etapas de rectificación con la corriente líquido-vapor de esta zona, permitiendo intercambio de calor



sensible y latente dando lugar de esta manera a un producto de domos menos húmedo.

Por el momento podemos afirmar que en el Proceso Convencional con recirculación externa (pump-around) se obtendrá un equipo con un número de etapas de contacto mucho mayor que las del Proceso Convencional Simple, mientras que en cuanto a la alimentación, cargas térmicas, extracción lateral y otras variables en el proceso con recirculación externa (pump-around) se detallarán en el siguiente capítulo.

Como un comentario, este sistema con recirculación externa (pump-around), es uno de los procesos más relevantes que actualmente se emplean para el tratamiento de aguas amargas y que ha dado muy buenos resultados en cuanto a la calidad de productos obtenidos, agua desflemada y gas ácido +  $\text{NH}_3$ .

### 2.3 PROCESO WWT CHEVRON.

El proceso WWT Chevron para tratamiento de aguas residuales, es un proceso capaz de tratar fácilmente las aguas amargas provenientes de plantas de aceites y alquitrán, de plantas para tratado de retortas de aceite y otras. El proceso WWT Chevron separa y recupera  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  del agua amarga así como también agua desflemada disponible para reuso. El  $\text{NH}_3$  puede ser recuperado ya sea en forma anhidra o acuosa. El gas ácido producido se dispone para alimentación a una unidad de

recuperación convencional de azufre o a una planta de  $H_2SO_4$ .  
Veáse figura 2-8.

La alimentación a la planta WWT Chevron consiste primordialmente de  $NH_3$  y  $H_2S$  disueltos en agua, con trazas de  $CO_2$ , Fenol, Cianuro y otros contaminantes. Las plantas WWT Chevron han sido diseñadas generalmente para aguas amargas con una contaminación de  $NH_3$  entre 0.2 y 4.5 % en peso y concentraciones de  $H_2S$  entre 0.3 y 8% en peso.

El proceso de cualquier forma, no está limitado para alimentaciones entre estos rangos de composición, ya que puede tratar aguas con altas relaciones de  $NH_3$ ,  $H_2S$  y  $CO_2$ . El proceso WWT consiste de cuatro etapas principales:

- 1.- Desgasificador y tanque de almacenamiento para alimentación.
- 2.- Agotador de gas ácido.
- 3.- Agotador de amoníaco.
- 4.- Purificación de amoníaco.

El agua amarga alimentada a la planta es mezclada con un flujo líquido proveniente del agotador de amoníaco, el flujo resultante se alimenta al desgasificador donde el hidrógeno, metano y otros hidrocarburos ligeros son eliminados.

El flujo líquido reciclado proveniente del agotador de amoníaco ayuda a conservar los gases ácidos en solución en el desgasificador, minimizando así la liberación del gas ácido y por ende la posible contaminación del aire.

El agua amarga desgasificada es bombeada del tanque de alimentación al agotador de  $H_2S$ , esta corriente es precalentada



con los fondos del agotador de  $\text{NH}_3$  (agua desfleada). El agotador de  $\text{H}_2\text{S}$  es una columna de destilación con rehervidor. El  $\text{H}_2\text{S}$ , el cual es agotado y obtenido por la parte superior, contiene pequeñas cantidades de  $\text{NH}_3$  (menos de 50 ppm) y muy pocos hidrocarburos ya que la alimentación es desgasificada antes de entrar a los agotadores. Los fondos del agotador de  $\text{H}_2\text{S}$ , contienen todo el  $\text{NH}_3$  de la alimentación y pequeñas cantidades de  $\text{H}_2\text{S}$ , estos fondos son alimentados directamente al agotador de  $\text{NH}_3$ , el cual es una columna de destilación con reflujo y rehervidor. En esta columna se elimina todo el  $\text{NH}_3$  y el  $\text{H}_2\text{S}$  posible. El agua agotada contiene menos de 50 ppm de  $\text{NH}_3$  libre y menos de 10 ppm de  $\text{H}_2\text{S}$ , contiene también fenoles y sales.

El  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  agotados del agua en el agotador de  $\text{NH}_3$  son enviados a un condensador para ser condensados parcialmente, estos productos pueden ser tratados de varias maneras:

- Para plantas pequeñas en donde la recuperación de  $\text{NH}_3$  no es económica o deseable, el producto de domos puede ser incinerado, ya sea en forma directa o después de ser lavado con agua para reducir el contenido de  $\text{H}_2\text{S}$ . En muchos casos, la elección deseable y económica es purificar el gas y producir ya sea  $\text{NH}_3$  anhidro o acuoso disponible para venderse o usarse en otros procesos.

Para la producción de  $\text{NH}_3$  anhidro, el gas es pasado a través de sistemas de lavado de dos etapas para eliminar  $\text{H}_2\text{S}$  y ser licuado posteriormente para producir  $\text{NH}_3$  anhidro. El contenido de  $\text{H}_2\text{S}$  en

el  $\text{NH}_3$  es regularmente menor de 5 ppm. Para la producción de  $\text{NH}_3$  acuoso, puede emplearse un lavador de una o dos etapas para eliminar el  $\text{H}_2\text{S}$  y el gas  $\text{NH}_3$  ser posteriormente disuelto en agua para producir el producto con la calidad deseada. Muchas plantas que producen  $\text{NH}_3$  líquido anhidro lo hacen mediante la compresión del vapor de  $\text{NH}_3$  a 1,479 KPa (215 psia) y posteriormente lo enfrían con agua de enfriamiento.

Los esquemas del proceso WWT Chevron y los de purificación de  $\text{NH}_3$  se muestran en las figuras 2-9 y 2-10 respectivamente.

Las principales razones por las cuales se creó este tratamiento suplente del tratamiento convencional, donde se emplea un quemador de gases priori a la recuperación de azufre, son:

- La economía del proceso WWT depende fuertemente de la cantidad de  $\text{NH}_3$  presente en la alimentación, ya que éste se recupera completamente para su venta y no es enviado a quemadores, como es el caso del simple agotador de agua amarga.

- Aún en plantas donde la recuperación de  $\text{NH}_3$  no parece ser favorable, el proceso WWT puede ser justificado sólo por el mejoramiento en la operación de la planta de recuperación de azufre.

En resumen, este proceso provee una alta calidad de  $\text{H}_2\text{S}$ , el cual se dispone para la alimentación de una planta de azufre,  $\text{NH}_3$  anhidro disponible para venderse y agua desflema para reuso. El proceso WWT es también muy flexible y puede permitir un uso del equipo existente para concentrar el agua amarga suministrada a éste.

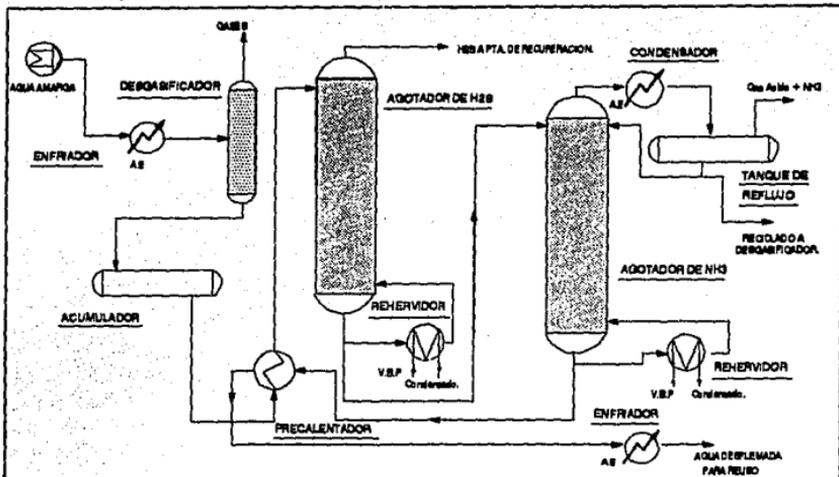


FIG. 2-9 PROCESO W.W.T. CHEVRON.

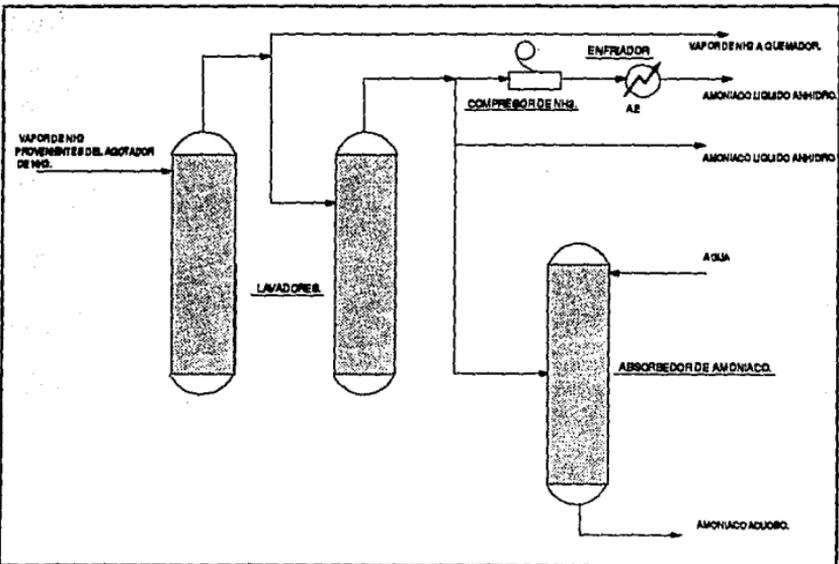


FIG. 2-10 PROCESO W.W.T. CHEVRON. Opciones de recuperación de amoniaco.

## 2.4 ESTUDIO COMPARATIVO ENTRE LOS PROCESOS.

Los agotadores de agua amarga generalmente operan bajo las siguientes consideraciones<sup>(9)</sup>:

Flujo de agua amarga. (alimentación GPM)	20-250
Flujo de recirculación (Reflujo, GPM)	0-30
Temperatura de domos, °F.	215-270
Presión Psig.	6-30
Vapor de agotamiento lb vap./Gal. de alimentación.	0.4-2.5
% Remoción de H <sub>2</sub> S.	89-100
% Remoción de NH <sub>3</sub> .	57-98.5

Dentro de las condiciones de operación anteriores se encuentran los procesos en estudio. (excepto Chevron.). Las principales diferencias existentes entre los tres procesos se muestran en la tabla 8.

El proceso Chevron de acuerdo con la tabla de comparación anterior posee algunos inconvenientes en relación con los otros procesos; lo que puede hacer en un momento dado rentable al proceso Chevron es la recuperación tanto del amoníaco como del ácido sulfhídrico en efluentes con una composición alta de los

**TABLA 8. PRINCIPALES DIFERENCIAS ENTRE LOS TRES PROCESOS QUE ADOPTAN LA TECNOLOGIA DE AGOTAMIENTO CON VAPOR.**

DESCRIPCION	PROCESO CONVENCIONAL	PROCESO REC. EXT. (PUMPAROUND)	PROCESO WWT CHEVRON
Torres agotadoras	Sección agotamiento	Sección rectificación y agotamiento	Sección agotamiento
Número de Torres	1	1	3
Consumo de Servicios	Considerable(1)	Considerable(1)	Mayor
Alimentación	10000 y 7500 ppm de H <sub>2</sub> S y NH <sub>3</sub> respectivamente.	10000 y 7500 ppm de H <sub>2</sub> S y NH <sub>3</sub> respectivamente.	Preconcentrador (2)
Productos	Gas ácido+NH <sub>3</sub>	Gas ácido+NH <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> S y NH <sub>3</sub> .
Disposición de productos.	A planta de recuperación de azufre, donde se recupera el azufre y se pierde el NH <sub>3</sub> .	A planta de recuperación de azufre, donde se recupera el azufre y se pierde el NH <sub>3</sub> .	A planta de recuperación de azufre y purificación de NH <sub>3</sub> .

(1) Se describe sólo una cualidad y no una cantidad del consumo de servicios ya que existe una gran discrepancia entre los dos primeros y el proceso Chevron.

(2) En el proceso Chevron se requiere de un preconcentrador, el cual puede ser la planta de tratamiento de aguas amargas existente.

mismos (0.2-4.5 y 0.3-8.0% peso de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ). En caso de que el agua amarga se encuentre dentro de los límites inferiores de concentración, es decir, 0.2-2.0% y de 0.3-5.0% peso en promedio de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , es conveniente emplear un preconcentrador de agua amarga, pues de esta manera puede disminuirse considerablemente el consumo de servicios en el proceso Chevron, dicho preconcentrador lo constituiría el agotador de agua amarga existente.

Los inconvenientes presentados en el uso del proceso Chevron son los siguientes:

- La cantidad de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  presentes en el agua amarga provenientes de la planta catalítica no son elevadas (10,000 y 7,500 ppm de  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{NH}_3$ ).

- La rentabilidad del proceso Chevron la proporciona la cantidad de  $\text{NH}_3$  recuperada, es decir, entre más amoníaco exista en el agua amarga, mayor cantidad de amoníaco se recupera y más rentable resulta ser el proceso, lo mismo sucede con el  $\text{H}_2\text{S}$ , sin embargo esto no se presenta en el efluente de agua amarga proveniente de la Planta Catalítica.

- El recurso del preconcentrador para aumentar la concentración del efluente en amoníaco y ácido sulfhídrico implica un consumo de vapor adicional

Por tanto de acuerdo a lo anterior sólo se estudiará el Proceso Convencional Simple y el Proceso Convencional con Recirculación Externa (Pump-Around).

### **CAPITULO III PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE Y CON RECIRCULACION EXTERNA (PUMP-AROUND).**

#### **3.1 BASES DE DISEÑO.**

La Planta de Tratamiento de Aguas Amargas se ubicará en la Refinería de "Miguel Hidalgo" Tula, Hgo.

Esta Planta de Tratamiento de Aguas Amargas eliminará el H<sub>2</sub>S y NH<sub>3</sub> contenido en el Agua Amarga proveniente de la Unidad de Desintegración Catalítica No.2, con el fin de utilizar nuevamente el agua en las Unidades Desaladoras de Crudo.

### **3.1.1 Función de la planta.**

La Planta de Tratamiento de Aguas Amargas será diseñada para eliminar el ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) y amoníaco ( $NH_3$ ) contenido en el agua amarga proveniente de la Planta de Desintegración Catalítica No.2 (en proyecto).

El gas ácido, el cual contiene el ácido sulfhídrico y el amoníaco, será enviado para su tratamiento a una Planta de Recuperación de Azufre y el agua agotada será reutilizada en algunas unidades de proceso en la Refinería.

### **3.1.2 Tipo de proceso.**

En la Planta de Tratamiento de Aguas Amargas la eliminación de  $H_2S$  y  $NH_3$  se efectúa en una columna agotadora mediante vapor generado en el Rehervidor por calentamiento con vapor de baja presión.

### **3.1.3 Capacidad, rendimiento y flexibilidad.**

#### **3.1.3.1 Factor de servicio.**

El factor de servicio con el cual operará la planta será de 0.90, para trabajar 8000 horas por año (330 días por año).

### 3.1.3.2 Capacidad.

La capacidad de la Planta de Tratamiento de Aguas Amargas será la siguiente:

	BPD
Diseño (1)	6,000
Normal	5,146
Mínimo	3,090

(1).- El Balance de Materia y Energía y el diseño de los equipos corresponderá a la capacidad de diseño.

### 3.1.3.3 Flexibilidad.

#### 1. Falla de Energía Eléctrica.

La planta no operará a falla de energía eléctrica y contará con facilidades para efectuar un paro ordenado en caso de falla.

#### 2. Falla de Vapor.

La planta no operará a falla de vapor y contará con facilidades para efectuar un paro ordenado en caso de falla.

#### 3. Falla de Aire.

La planta no seguirá operando a falla de aire para instrumentos y contará con facilidades para efectuar un paro ordenado en caso de falla.

#### 4. Falla de Agua de Enfriamiento.

La planta no seguirá operando a falla de agua de enfriamiento y deberá contar con facilidades para efectuar un paro ordenado en caso de falla.

#### 5. Previsión de Ampliaciones Futuras.

No se contará con previsiones para futuras ampliaciones.

#### 3.1.4 Especificación de las alimentaciones.

La planta será diseñada para tratar alimentaciones con las siguientes características:

#### AGUA AMARGA DE LA PLANTA CATALITICA

(FCC No. 2).

COMPONENTE.	ppm en peso.		
	MIN.	NORMAL.	DISEÑO
H2S	4,000	6,500	10,000
NH3	3,000	4,500	7,500
Fenoles	5	30	100
Hidrocarburos y Aceite	Trazas	Trazas	Trazas
Sólidos	Trazas	Trazas	Trazas

NOTA: Para fines de diseño se considerarán concentraciones de 10,000 y 7,500 ppm en peso de H2S y NH3 respectivamente, con objeto de tener buena flexibilidad en el procesamiento de otras

cargas de mayor concentración a la normal.

### 3.1.5 Especificación de los productos.

La planta será diseñada para proporcionar una remoción mínima del 99.67 y 99.95% de NH<sub>3</sub> y H<sub>2</sub>S respectivamente, por lo que el agua amarga agotada deberá tener un contenido máximo de 5 ppm de NH<sub>3</sub> y 25 ppm de H<sub>2</sub>S.

### 3.1.6 Condiciones de las alimentaciones en L.B.

(Límites de batería).

La planta deberá ser diseñada para recibir alimentaciones en límites de batería a las condiciones indicadas a continuación.

	AGUA AMARGA		
PROCEDENCIA	Planta Catalítica FCC No.2		
ESTADO FISICO	Líquido		
	MAX.	NORMAL.	MIN.
PRESION Kg/cm <sup>2</sup> ,man	1.22	1.22	0.72
TEMPERATURA °C	60.0	40.0	38.0
FORMA DE RECIBO	Tubería		

### 3.1.7 Condiciones de los productos en L.B.

Los productos se entregarán en Límites de Batería a las siguientes condiciones.

#### 3.1.7.1 Gas ácido.

DESTINO	Planta de Azufre.		
ESTADO FISICO	Gas		
	MAX.	NORMAL.	MIN.
PRESION Kg/cm <sup>2</sup> ,man	1.06	0.93	0.83
TEMPERATURA °C	91.0	88.0	86.0
FORMA DE RECIBO	Tubería		

#### 3.1.7.2 Agua desflemada.

DESTINO	- Desaladoras de Crudo. - Agua de lavado		
ESTADO FISICO	Líquido		
	MAX.	NORMAL.	MIN.
PRESION Kg/cm <sup>2</sup> ,man	---	6.00	---
TEMPERATURA °C	46.0	46.0	46.0
FORMA DE RECIBO	Tubería		

### **3.1.8 Agentes químicos y catalizadores.**

No se requieren catalizador ni agente químico alguno.

### **3.1.9 Eliminación de desechos.**

La Planta de tratamiento de Aguas Amargas no genera emisiones continuas de gases contaminantes a la atmósfera. Para el contenido de contaminantes permisibles en el agua y aire deberá cumplirse con las Normas Oficiales Mexicanas vigentes a la fecha.

### **3.1.10 Almacenamiento.**

#### **3.1.10.1 Alimentaciones dentro de L.B.**

El agua amarga se recibirá en un Tanque de Balance y separación de aceites dentro de Límites de Batería de la Planta de Tratamiento de Aguas Amargas.

#### **3.1.10.2 Productos.**

El gas ácido será enviado a la Planta de Azufre y/o quemadores en caso de fallas en estas plantas.

### 3.1.11 Servicios auxiliares.

#### 3.1.11.1 Vapor.

La Refinería proporcionará el vapor necesario para la planta en los siguientes niveles.

#### 3.1.11.2 Vapor de baja presión.

	Min / Nor /Máx.
Presión, Kg/cm <sup>2</sup> man	---- / 3.5 / ----
Temperatura °C	---- / 145 / ----
Calidad	Saturado
Disponibilidad	La requerida

#### 3.1.11.3 Retorno de condensado.

Todo el condensado recuperado en la planta, se alimentará a un Tanque Colector de Condensado de donde se enviará a Límites de Batería a una Presión de 3.3 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 143.0 °C.

#### 3.1.11.4 Agua de enfriamiento.

Para el servicio de enfriamiento con agua se dispondrá en forma ilimitada del agua proveniente de las Torres de Enfriamiento, localizadas fuera de L.B.

Las condiciones del agua de enfriamiento son las siguientes:

<u>SERVICIO</u>	<u>PRESION</u>	<u>TEMPERATURA</u>
	Kg/cm2 man	°C
ENTRADA	5.6	32
RETORNO	2.5 (min)	43 (máx).

3.1.11.5 Agua para servicios y usos sanitarios.

Será suministrada en forma ilimitada por PEMEX a una presión de 3.5 Kg/cm2 man. y 32 °C.

3.1.11.6 Agua potable.

Se contará con un suministro suficiente de agua potable en garrafones.

3.1.11.7 Agua contra incendio.

Se deberá tener la disponibilidad suficiente de agua contra incendio, a una presión de 7.0 Kg/cm2 man (normal) en el punto más distante de la red de tuberías de agua contra incendio.

### 3.1.12 Aire de instrumentos y aire de planta.

#### 3.1.12.1 Aire de instrumentos.

El aire de instrumentos será suministrado por la Refinería en L.B. a las siguientes condiciones:

Presión	5.0 Kg/cm <sup>2</sup> man
Temperatura (Punto de rocío)	-20.0 °C
Libre de Impurezas	(Fierro, Aceite, etc).

#### 3.1.12.2 Aire de planta.

Será generado por la Refinería y contará con las siguientes características:

Presión (Kg/cm <sup>2</sup> man)	2.00 (mín), 5.00 (máx)
Temperatura (Pto. de Rocío.)	38 °C
Libre de Impurezas	(Fierro, Aceite, etc).

### 3.1.13 Inertes.

No aplica.

### 3.1.14 Energía eléctrica.

La Energía Eléctrica para la Planta de Tratamiento de Aguas Amargas será suministrada por la Refinería, con las siguientes características:

Interrupciones: frecuencia	: 1 vez por año
Número de Fases	: 3/3/3/1
Frecuencia	: 60 Hz
Tensión (volts)	: 4160/480/220/127
Factor de Potencia	: 0.85 mín.
No. de Conductores por fase	: 1 (calibre 4 AWG)
Material del Conductor.	: Cobre Electrolítico.
Aislamiento del Conductor	: PVC (XLP-TYPE)
Acometida	: Subterránea

#### 3.1.14.1 Energía eléctrica de emergencia.

Se deberá contar con un sistema para suministro de Energía Eléctrica de emergencia y un banco de baterías de respaldo suficiente para realizar un paro seguro de la planta en el evento de una falla general de Energía Eléctrica.

### 3.1.15 Comunicaciones.

El servicio de comunicación externa e interna de la planta, estará de acuerdo a los requerimientos en la instalación de la Planta.

### 3.1.16 Desfogue.

Todos los gases y vapores tóxicos y/o flamables liberados incluyendo aquellos de las Válvulas de Seguridad, serán conducidos al sistema de desfogue existente fuera de L.B.

Los gases y vapores del desfogue de la Planta, se integrarán al sistema de desfogue existente después de separarle líquidos arrastrados dentro de L.B.

El cabezal de desfogue de la planta deberá contar con facilidades para aislar éste del sistema principal de la Refinería.

Se estima que la contrapresión del desfogue para esta planta es de 0.35 Kg/cm<sup>2</sup> man.

En general todos los desfogues se enviarán a quemadores de piso.

### **3.1.17 Sistemas de seguridad.**

#### **3.1.17.1 Sistema contra incendio.**

Las instalaciones para protección contra incendio se especificarán de acuerdo con las siguientes normas:

Red contra incendio	:	Normas de PEMEX
Equipo móvil y portátil	:	Normas de PEMEX
Rociadores	:	Normas de PEMEX
Cámaras de Espuma	:	Normas de PEMEX

#### **3.1.17.2 Protección de personal.**

Se deberán especificar el número y localización de duchas y lavajos para protección de personal en las áreas requeridas de la planta.

### **3.1.18 Condiciones climatológicas.**

#### **3.1.18.1 Temperatura.**

Máxima extrema	31.0 °C
Mínima extrema	0.0 °C
Máxima promedio	16.3 °C

Mínima promedio	14.0 °C
De bulbo húmedo promedio	19.0 °C
De bulbo seco en invierno	7.0 °C
promedio: en verano	35.0 °C

### 3.1.18.2 Precipitación pluvial.

Máxima en 24 hrs	51.0 mm
Máxima de 1 hora	42.0 mm
Promedio anual	42.0 mm

### 3.1.18.3 Viento.

#### Dirección de los Vientos

Reinantes	:	de NE a SO.
Velocidad media anual	:	13.86 km/hr.
Velocidad máxima	:	90.0 km/hr.
Considerar como regional para diseño 100 km/hr.		

### 3.1.18.4 Humedad relativa.

Máxima	64.7%
Mínima	19.3%

### 3.1.18.5 Atmósfera.

Presión Atmosférica.	586 mm de Hg.
Atmósfera Corrosiva	si
Contaminantes	SO <sub>2</sub> , SO <sub>3</sub> , H <sub>2</sub> S, NH <sub>3</sub> , NO <sub>x</sub> , Hidrocarburos.

### 3.1.19 Bases de diseño eléctrico.

#### 3.1.19.1 Código para clasificación de áreas.

La clasificación de Areas peligrosas será especificada de acuerdo a las normas NEMA, NEC, API y PEMEX.

#### 3.1.19.2 Características de alimentación a motores.

<u>POTENCIA</u> <u>(HP)</u>	<u>VOLTS</u>	<u>FASES</u>
< de 3/4 uso gral.	127	1
< de 3/4 proceso	480	3
De 1 a 200	480	3
201 a 2000	4160	3
Mayores a 2001	13300	3

### 3.1.19.3 Corriente para alumbrado.

127 Volts; 1 Fase Alumbrado en interiores.

### 3.1.19.4 Corriente para instrumentos.

	VOLTS	FASES	CICLOS
General	127	1	60
Proceso	220	1	60

### 3.1.19.5 Distribución de corriente dentro de L.B.

Subterránea.

### 3.1.20 Bases de diseño para tuberías.

#### 3.1.20.1 Soportes y trincheras.

Las tuberías para fluidos de proceso y auxiliares se soportarán en marcos de concreto.

Los requerimientos de altura de soportes en L.B. son de 6 m.

No se permite el uso de trincheras para alojar tuberías en la planta.

### 3.1.20.2. Drenajes.

La planta contará con los siguientes sistemas de captación para drenajes.

<u>TIPO DE DRENAJE</u>	<u>DESTINO</u>	<u>MATERIAL</u> <u>DE CONSTRUCCION</u>
Aceitoso	a L.B.	Fierro Fundido.
Pluvial	a L.B.	Concreto.
Sanitario	a L.B.	Fierro Fundido.

### 3.1.21 Bases para diseño de equipo.

#### 3.1.21.1 Bombas.

Se especificarán como accionadores para bombas:

Motores Eléctricos de Inducción hasta 400 HP.

Turbinas de vapor para 450 HP y mayores.

#### 3.1.21.2 Cambiadores de calor.

Los factores de incrustación a utilizar en los cálculos del diseño térmico de intercambiadores de calor, determinados en operación, son los siguientes:

SERVICIO	Rd
	H M2 oC/KCAL.
Agua de enfriamiento y de Proceso	0.0005
Agua Amarga	0.0006

### 3.1.22 Normas, códigos y especificaciones.

Todo el diseño de la planta se hará de acuerdo a los criterios y estándares aplicables , establecidos por:

ASME	API
CFE	ASTM

### 3.2 LISTA DE EQUIPO.

Las listas de equipo que se presentan en la siguiente página, contienen el equipo de proceso que forma parte del proceso Convencional Simple y con Recirculación Externa (Pump-Around). Cada una de las listas clasifica a cada equipo por clave, servicio y características.

## LISTA DE EQUIPO

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERISTICAS</u>
DA-101	AGOTADOR DE AGUA AMARGA.	1876 DI * 15545 T-T
EA-101	PRECALENTADOR DE CARGA-FONDOS DEL AGOTADOR DE AGUA AMARGA.	2.4240 MMKCAL/H
EA-102	REHEFIDOR DEL AGOTADOR DE AGUA AMARGA.	7.6702 MMKCAL/H
EA-103	CONDENSADOR DE DOMOS.	6.2774 MMKCAL/H
EA-104	ENFRIADOR DE PRODUCTO DE FONDOS DEL AGOTADOR.	0.6832 MMKCAL/H
FA-101	TANQUE ACUMULADOR DE AGUA AMARGA.	3353 DI*11582 T-T. (1)
FA-102	TANQUE ACUMULADOR DE REFLUJO.	1219 DI*3048 T-T.
GA-101/R	BOMBA DE ALIMENTACION DE AGUA AMARGA.	675 LPM * 5.06Kg/cm2.
GA-102/R	BOMBA DE FONDOS DEL AGOTADOR	662 LPM * 6.77Kg/cm2.
GA-103/R	BOMBA DE REFLUJO DEL AGOTADOR.	232 LPM * 0.77 Kg/cm2.
GA-104/R	BOMBA PARA RECUPERACION DE HIDROCARBUROS.	46 LPM * 6.0 Kg/cm2.

(1) DIMENSIONES EN mm.

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN INGENIERIA QUIMICA
--

LISTA DE EQUIPO PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS
--

TEBIS PROFESIONAL	MEJIA ROLDAN
-------------------	--------------

## LISTA DE EQUIPO

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERISTICAS</u>
DA-201	AGOTADOR DE AGUA AMARGA.	1676 DI * 30175 T-T
EA-201	PRECALENTADOR DE CARGA-FONDOS DEL AGOTADOR DE AGUA AMARGA.	2.425 MMKCAL/H
EA-202	REHERVIDOR DEL AGOTADOR DE AGUA AMARGA.	6.010 MMKCAL/H
EA-203	ENFRIADOR LATERAL DEL AGOTADOR.	4.860 MMKCAL/H
EA-204	ENFRIADOR DE PRODUCTO FONDOS DEL AGOTADOR.	0.829 MMKCAL/H
FA-201	TANQUE ACUMULADOR DE AGUA AMARGA.	3353 DI*11582 T-T. (1)
GA-201/R	BOMBA DE ALIMENTACION DE AGUA AMARGA.	675 LPM * 4.49Kg/cm2.
GA-202/R	BOMBA DE FONDOS DEL AGOTADOR.	660 LPM * 7.24Kg/cm2.
GA-203/R	BOMBA DE RECIRCULACION DEL AGOTADOR.	1811 LPM * 3.09Kg/cm2.
GA-204/R	BOMBA PARA RECUPERACION DE HIDROCARBUROS.	46 LPM * 6.0 Kg/cm2.

(1) DIMENSIONES EN mm.

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTILAN	
INGENIERIA QUIMICA	
LISTA DE EQUIPO	
PROCESO CONVENCIONAL C/REC. EXTERNA (PUMP AROUND)	
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS	
TESIS PROFESIONAL	MEJIA ROLDAN

### 3.3 DESCRIPCION DE PROCESO.

La Planta de Tratamiento de Aguas Amargas No. 5 será diseñada para tratar 6000 BPD de agua amarga proveniente de la futura Planta Catalítica No. 2.

La planta estará constituida principalmente por una columna agotadora en donde se removerá el ácido sulfhídrico y el amoníaco del agua, mediante el uso de vapor como medio de calentamiento.

Los productos que se obtienen en esta planta serán: agua agotada prácticamente libre de contaminantes y una corriente de gas ácido que contiene casi todo el  $H_2S$  y el  $NH_3$  presentes en el agua amarga. El agua será reusada en las desaladoras de crudo y/o en torres de enfriamiento como agua de reposición, y el gas ácido será enviado a la planta de azufre en la misma refinería.

#### 3.3.1 Proceso Convencional Simple.

##### DESCRIPCION DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

(Ref. Diagrama de Flujo de Proceso No. 1)

La corriente de agua amarga proveniente de la Planta Catalítica No. 2 se recibe a  $40^{\circ}C$  y  $1.22 \text{ Kg/cm}^2$  man. en el Tanque

Acumulador de Agua Amarga FA-101.

En el Tanque FA-101 se efectúa una separación de hidrocarburos pesados y una desgasificación, eliminándose aceite,  $H_2S$ ,  $NH_3$  e hidrocarburos ligeros, todos arrastrados por el agua amarga desde la Planta de Desintegración Catalítica FCC 2.

Debido a que el hidrocarburo pesado forma una interfase aceite-agua, éste se separa del agua amarga a través de mamparas en el Tanque FA-101, donde por un lado se obtiene el aceite y por el otro el agua amarga.

El aceite separado del agua amarga en el Tanque FA-101 se envía a un sistema de recuperación de hidrocarburos, mientras que los gases generados son enviados al cabezal de gas ácido de la propia planta. Para el envío de los gases se cuenta con una línea de inyección de vapor saturado de  $3.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , el cual posee un control de presión de rango dividido para lograr mantener en la línea una presión de  $1.2 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$

El agua amarga libre de aceite y gases se envía al Precalentador de Carga/Fondos del Agotador de Agua Amarga EA-101, a razón de  $40.5 \text{ m}^3/\text{h}$  y a una presión de  $6.1 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$  mediante la Bomba de Alimentación de Agua Amarga GA-101/R.

En el Precalentador EA-101, el agua amarga intercambia calor con el producto de fondos del agotador, incrementando su temperatura de  $40$  a  $101^\circ\text{C}$  y así, alimentarse finalmente al Agotador de Agua Amarga DA-101, bajo un control de flujo en función del nivel del Tanque Acumulador FA-101 (Control en cascada nivel-flujo).

El agua amarga se alimenta al agotador en el plato No. 1 y desciende a través de cada uno de los platos hacia el fondo de la columna, estableciéndose un contacto íntimo entre las fases, transferencia de masa y una separación de las fases resultantes. El vapor requerido para el agotamiento es generado en el Rehervidor del Agotador de Agua Amarga EA-102, por calentamiento mediante vapor del líquido que se obtiene en el fondo de la columna; el vapor se regula en función de la temperatura que se verifica en el plato No. 17 de la columna. Para este servicio se utiliza vapor saturado de baja presión ( $3.5 \text{ Kg/cm}^2$ ), cuyo condensado se envía al cabezal de condensados de baja presión dentro de la refinería.

Por el domo de la columna se obtiene una corriente de gas ácido ( $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{NH}_3$ ) a  $1.83 \text{ Kg/cm}^2$  man. y  $124 \text{ }^\circ\text{C}$ , la cual es enfriada hasta  $88^\circ\text{C}$  mediante el Enfriador de Producto de Domo EA-103, que utiliza agua como medio de enfriamiento; posteriormente se envía al Tanque Acumulador de Reflujo FA-102, en donde finalmente se obtiene: por un lado agua con alto contenido de  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{NH}_3$ , la cual es retornada a la columna, y por el otro, bajo un control de presión de rango escalonado, el gas ácido rico en  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{NH}_3$ . El gas ácido obtenido junto con los gases provenientes del tanque FA-101, serán enviados a L.B para su conexión al cabezal de gas ácido cuyo destino es la planta de recuperación de azufre.

Por el fondo de la columna se obtiene, mediante la Bomba de Fondos del Agotador GA-102/R y bajo control de nivel, el agua

agotada con un mínimo contenido de  $H_2S$  y  $NH_3$  (5 y 25 ppm máximas respectivamente).

El agua agotada es enfriada a  $68.6\text{ }^{\circ}C$  mediante el Precaentador de Carga/Fondos del Agotador de Agua Amarga EA-101 y posteriormente hasta  $46\text{ }^{\circ}C$  mediante el Enfriador de producto de Fondos del Agotador EA-104; así, finalmente se envía para su reuso a  $46\text{ }^{\circ}C$  y  $6.0\text{ Kg/cm}^2$  man a las desaladoras de crudo y/o a tratamiento a la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de la Refinería.

### 3.3.2 Proceso Convencional con Recirculación Externa (Pump-Around).

DESCRIPCION DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

(Ref. Diagrama de Flujo de Proceso No.2)

La corriente de agua amarga proveniente de la Planta Catalítica No. 2 se recibe a  $40\text{ }^{\circ}C$  y  $1.22\text{ Kg/cm}^2$  man en el Tanque Acumulador de Agua Amarga FA-201.

En el tanque FA-201 se efectúa una separación de hidrocarburos pesados y una desgasificación, eliminándose aceite,  $H_2S$ ,  $NH_3$  e hidrocarburos ligeros, todos arrastrados por el agua amarga desde la Planta de Desintegración Catalítica FCC 2.

Debido a que el hidrocarburo pesado forma una interfase aceite-agua, éste se separa del agua amarga a través de mamparas en el tanque FA-201, donde por un lado se obtiene el aceite y

por el otro el agua amarga.

El aceite separado del agua amarga en el Tanque FA-201 se envía a un sistema de recuperación de hidrocarburos, mientras que los gases generados son enviados al cabezal de gas ácido de la propia planta. Para el envío de los gases se cuenta con una línea de inyección de vapor saturado de  $3.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , el cual posee un control de presión de rango dividido para lograr mantener en la línea una presión de  $1.2 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$

El agua amarga libre de aceite y vapores se envía al Precalentador de Carga/Fondos del Agotador de Agua Amarga EA-201, a razón de  $40.5 \text{ m}^3/\text{h}$  y a una presión de  $5.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$  mediante la Bomba de Alimentación de Agua Amarga GA-201/R.

En el Precalentador EA-201, el agua amarga intercambia calor con el producto de fondos del agotador, incrementando su temperatura de  $40$  a  $101 \text{ }^\circ\text{C}$  y así, alimentarse finalmente al Agotador de Agua Amarga DA-201, bajo un control de flujo en función del nivel del Tanque Acumulador FA-201 (Control en cascada nivel-flujo).

El agua amarga se alimenta al agotador en el plato No. 21, etapa posterior al plato chimenea. El plato chimenea posee un tiempo de residencia tal que permite efectuar una extracción líquida mediante la Bomba de Recirculación GA-203/R, enviando el líquido al Enfriador Lateral del Agotador de Agua Amarga EA-203, donde se enfría hasta  $58.5 \text{ }^\circ\text{C}$  y así, finalmente se retorna al agotador en el plato No. 1.

El agua fría retornada al agotador desciende por los platos efectuando tanto transferencia de masa como de calor, permitiendo mantener un control de la temperatura y un contenido de agua permisible en la corriente de domos del agotador.

El flujo de líquido en la extracción es controlado a través de un control de flujo, el cual se ajusta en función de la variación de la temperatura en la corriente gaseosa obtenida por el domo de la columna (control en cascada temperatura-flujo).

El vapor requerido para el agotamiento es generado en el Rehervidor del Agotador de Agua Amarga EA-202, por calentamiento mediante vapor del líquido que se obtiene en el fondo de la columna; el vapor se regula en función de la temperatura que se verifica en el plato No. 38 de la columna.

Para este servicio se utiliza vapor saturado de baja presión ( $3.5 \text{ Kg/cm}^2$ ), cuyo condensado se envía al cabezal de condensados de baja presión dentro de la refinería.

Por el domo del agotador se obtiene bajo un control de presión de rango escalonado, una corriente de gas ácido ( $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{NH}_3$ ) a  $1.95 \text{ Kg/cm}^2$  man. y  $90.7 \text{ }^\circ\text{C}$ . Esta corriente de gas se envía junto con los gases provenientes del Tanque Acumulador de Agua Amarga FA-201 a Límites de Batería para su conexión al cabezal de gas ácido cuyo destino es la Planta de Recuperación de Azufre.

Por el fondo de la columna se obtiene, mediante la Bomba de Fondos del Agotador de Agua Amarga GA-202/R y bajo control de

nivel, el agua agotada con un mínimo contenido de  $H_2S$  y  $NH_3$  (5 y 25 ppm máximas respectivamente).

El agua agotada es enfriada a 62 °C mediante el Precaentador de Carga/Fondos del Agotador de Agua Amarga EA-201 y posteriormente hasta 46 °C mediante el Enfriador de producto de Fondos del Agotador EA-204; así, finalmente se envía para su reuso a 46 °C y 6.0 Kg/cm<sup>2</sup> man a las desaladoras de crudo y/o a tratamiento a la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de la Refinería.

#### **3.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.**

El balance de materia y energía presenta las composiciones y propiedades físicas de las corrientes de proceso que aparecen en los Diagramas de Flujo del proceso Convencional Simple y con Recirculación Externa (Pump-Around).

Cada Balance se realiza con el Simulador de Procesos PRO-II.

El Simulador de Procesos es una herramienta que cada vez ha sido de mayor importancia en el desarrollo de la Ingeniería, pues contribuye de una manera rápida y precisa en el diseño y simulación de operaciones y equipo de plantas industriales. Los simuladores de proceso no son más que el conjunto de ecuaciones matemáticas, termodinámicas y otras que coordinadas mediante un lenguaje por computadora efectúan el diseño y/o simulación de un

proceso u operación de plantas industriales. Además de las ecuaciones, el simulador también consta de un banco de datos de diferentes sustancias, en el caso del PRO-II se cuenta con cientos de compuestos que pueden ser utilizados para simular sistemas de diversa índole.

Los Balances realizados en el PRO-II constan de dos secciones. La primera sección contiene un listado de las corrientes de proceso definidas por su composición mol y propiedades físicas como: temperatura, presión, entalpía, peso molecular, fracción mol de vapor y líquido. La segunda sección muestra las propiedades físicas por fases de cada corriente de proceso, es decir si una corriente de proceso tiene dos fases las propiedades físicas se determinan tanto para la fase líquida como para la fase vapor de esa corriente.

SIMULATION SCIENCES INC.  
 PROJECT TERDDA  
 PROBLEM 9-RECONVENC

R  
 PFC/11 VERSION 2.13  
 OUTPUT  
 STREAM MOLAR COMPONENT RATES

PAGE P-8  
 385/EM  
 DMC/RMR  
 02/27/87

```

=====
STREAM ID          101          102          103          104
NAME
PHASE              LIQUID          LIQUID          VAPOR          LIQUID

FLUID RATES, KG-MOL/HR
1  NH3              17.5300          1.4921E-04          17.5377          17.5300
2  H2S              11.6800          2.6028E-13          11.6786          11.6800
3  H2O              2169.2698          2155.4797          13.7907          2169.2698
4  CO2              0.0000          0.0000          0.0000          0.0000

TOTAL RATE, KG-MOL/HR          2198.4800          2155.4800          43.0000          2198.4800

TEMPERATURE, °C          40.0000          68.6800          88.5890          40.0000
PRESSURE, KG/CM2          2.0140          7.4900          1.7040          1.3200
ENTHALPY, M*KCAL/HR          1.5075          2.6639          0.2185          1.5835
MOLECULAR WEIGHT          18.0925          18.0150          21.9768          18.0925
MOLE FRAC VAPOR          0.0000          0.0000          1.0000          0.0000
MOLE FRAC LIQUID          1.0000          1.0000          0.0000          1.0000
  
```

```

=====
STREAM ID          105          106          107          110
NAME
PHASE              LIQUID          LIQUID          LIQUID          LIQUID

FLUID RATES, KG-MOL/HR
1  NH3              17.5300          17.5300          17.5300          0.0000
2  H2S              11.6800          11.6800          11.6800          0.0000
3  H2O              2169.2698          2169.2698          2169.2698          2972.7000
4  CO2              0.0000          0.0000          0.0000          0.0000

TOTAL RATE, KG-MOL/HR          2198.4800          2198.4800          2198.4800          2972.7000

TEMPERATURE, °C          40.0000          101.0000          101.0000          100.4000
PRESSURE, KG/CM2          5.5000          4.8000          2.7240          2.6200
ENTHALPY, M*KCAL/HR          1.5835          4.0132          4.0132          7.0053
MOLECULAR WEIGHT          18.0925          18.0925          18.0925          18.0150
MOLE FRAC VAPOR          0.0000          0.0000          0.0000          0.0000
MOLE FRAC LIQUID          1.0000          1.0000          1.0000          1.0000
  
```

FALLA DE ORIGEN

SIMULATION SCIENCES INC.  
 PROJECT TERODA  
 PROBLEM BMECONVENC

R  
 PRO/II VERSION 3.13  
 OUTPUT  
 STREAM MOLAR COMPONENT RATES

PAGE P-9  
 386/EM  
 DMRRMR  
 02/27/93

```

=====
STREAM ID          111          112          113          114
NAME
PHASE             MIXED          LIQUID          LIQUID          VAPOR

FLUID RATES, KG-MOL/HR
1 NH3              0.0000          1.4921E-04          1.4921E-04          68.2602
2 H2S              0.0000          2.6028E-13          2.6029E-13          29.6673
3 H2O              2972.7000          2155.4797          2155.4797          606.1854
4 CO2              0.0000          0.0000          0.0000          0.0000

TOTAL RATE, KG-MOL/HR          2972.7000          2155.4800          2155.4800          704.1129

TEMPERATURE, °C          130.8030          130.6034          68.6800          123.6000
PRESSURE, KG/CM2          2.6100          2.8330          2.1300          2.6300
ENTHALPY, M*IKCAL/HR          14.6755          5.0875          2.6639          7.6602
MOLECULAR WEIGHT          18.0150          18.0150          18.0150          18.5965
MOLE FRAC VAPOR          0.2745          0.0000          0.0000          1.0000
MOLE FRAC LIQUID          0.7255          1.0000          1.0000          0.0000
  
```

```

STREAM ID          115          116
NAME
PHASE             MIXED          LIQUID

FLUID RATES, KG-MOL/HR
1 NH3              68.2602          50.1939
2 H2S              29.6673          17.7180
3 H2O              606.1854          591.8096
4 CO2              0.0000          0.0000

TOTAL RATE, KG-MOL/HR          704.1129          659.7215

TEMPERATURE, °C          88.3890          88.3890
PRESSURE, KG/CM2          1.9240          2.7500
ENTHALPY, M*IKCAL/HR          1.3926          1.0630
MOLECULAR WEIGHT          18.5965          18.3716
MOLE FRAC VAPOR          0.0630          0.0000
MOLE FRAC LIQUID          0.9370          1.0000
  
```

THE FOLLOWING ZERO-RATE STREAMS WERE NOT PRINTED  
 1041

FALLA DE ORIGEN

STREAM ID	101	102	103	104
NAME				
PHASE	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID
----- TOTAL STREAM -----				
RATE, KG-MOL/HR	2198.480	2155.480	43.000	2198.480
K*KG/HR	39.776	38.831	0.945	39.776
STD LIQ RATE, M3/HR	40.123	38.887	1.236	40.123
TEMPERATURE, °C	40.000	68.680	88.389	40.000
PRESSURE, KG/CM2	2.014	7.490	1.724	1.820
MOLECULAR WEIGHT	18.092	18.015	21.977	18.092
ENTHALPY, M*KCAL/HR	1.584	2.664	0.319	1.584
KCAL/KG	39.811	68.603	337.058	39.811
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.4863	0.5280	0.7620	0.4863
PRES (KAYS RULE)	8.9926E-03	0.0332	0.0134	8.1265E-03
ACENTRIC FACTOR	0.3459	0.3480	0.2416	0.3459
WATSON K (UOPK)	8.792	8.762	10.033	8.792
STD LIQ DENSITY, KG/M3	991.359	998.566	764.609	991.359
SPECIFIC GRAVITY	0.9923	0.9996	0.7654	0.9923
API GRAVITY	11.093	10.063	53.379	11.093
----- VAPOR -----				
RATE, KG-MOL/HR	N/A	N/A	43.000	N/A
K*KG/HR	N/A	N/A	0.945	N/A
K*M3/HR	N/A	N/A	0.674	N/A
STD VAP RATE(1), K*M3/HR	N/A	N/A	0.964	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	0.759	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	21.983	N/A
Z (FROM K)	N/A	N/A	1.0000	N/A
ENTHALPY, KCAL/KG	N/A	N/A	336.963	N/A
CP, KCAL/KG-°C	N/A	N/A	0.392	N/A
DENSITY, KG/K*M3	N/A	N/A	1401.895	N/A
TH COND, KCAL/HR-M-°C	N/A	N/A	0.02284	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	0.01328	N/A
----- LIQUID -----				
RATE, KG-MOL/HR	2198.480	2155.480	N/A	2198.480
K*KG/HR	39.776	38.831	N/A	39.776
M3/HR	40.516	39.733	N/A	40.516
GAL/MIN	178.388	174.940	N/A	178.388
STD LIQ RATE, M3/HR	40.123	38.887	N/A	40.123
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.9923	0.9996	N/A	0.9923
MOLECULAR WEIGHT	18.092	18.015	N/A	18.092
Z (FROM K)	0.0000	2.1886E-05	N/A	0.0000
ENTHALPY, KCAL/KG	39.811	68.603	N/A	39.811
CP, KCAL/KG-°C	0.995	1.000	N/A	0.995
DENSITY, KG/M3	981.724	977.294	N/A	981.724
SURFACE TENSION, DYNE/CM	68.8491	65.0138	N/A	68.8491
THERMAL COND, KCAL/HR-M-°C	0.53629	0.56612	N/A	0.53629
VISCOSITY, CP	0.63952	0.40789	N/A	0.63952

(1) STD VAPOR VOLUME IS 22.414 M3/KG-MOLE (0°C AND 1 ATM)

STREAM ID	105	106	107	110
NAME				
PHASE	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
----- TOTAL STREAM -----				
RATE, KG-MOL/HR	2198.480	2198.480	2198.480	2972.700
K*KG/HR	39.776	39.776	39.776	53.553
STD LIQ RATE, M3/HR	40.123	40.123	40.123	53.630
TEMPERATURE, °C	40.000	101.000	101.000	130.400
PRESSURE, KG/CM2	5.500	4.800	2.724	2.820
MOLECULAR WEIGHT	18.092	18.092	18.092	18.015
ENTHALPY, M*KCAL/HR	1.584	4.013	4.013	7.005
KCAL/KG	39.811	100.894	100.894	130.810
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.4863	0.5810	0.5810	0.6234
PRES (KAYS RULE)	0.0241	0.0209	0.0122	0.0125
ACENTRIC FACTOR	0.3459	0.3459	0.3459	0.3480
WATSON K (UOPK)	8.792	8.792	8.792	8.762
STD LIQ DENSITY, KG/M3	991.359	991.359	991.359	998.566
SPECIFIC GRAVITY	0.9923	0.9923	0.9923	0.9996
API GRAVITY	11.093	11.093	11.093	10.063

----- VAPOR -----				
RATE, KG-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A
K*KG/HR	N/A	N/A	N/A	N/A
M3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), K*M3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A
Z (FROM K)	N/A	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, KCAL/KG	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, KCAL/KG-°C	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, KG/K*M3	N/A	N/A	N/A	N/A
TH COND, KCAL/HR-M-°C	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A

----- LIQUID -----				
RATE, KG-MOL/HR	2198.480	2198.480	2198.480	2972.700
K*KG/HR	39.776	39.776	39.776	53.553
M3/HR	40.516	42.598	42.598	57.259
GAL/MIN	178.388	187.552	187.552	252.104
STD LIQ RATE, M3/HR	40.123	40.123	40.123	53.630
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.9923	0.9923	0.9923	0.9996
MOLECULAR WEIGHT	18.092	18.092	18.092	18.015
Z (FROM K)	0.0000	0.0000	0.0000	2.1567E-03
ENTHALPY, KCAL/KG	39.811	100.894	100.894	130.810
CP, KCAL/KG-°C	0.995	1.005	1.005	1.020
DENSITY, KG/M3	981.724	933.760	933.760	935.278
SURFACE TENSION, DYNE/CM	68.8491	58.3437	58.3437	53.1392
THERMAL COND, KCAL/HR-M-°C	0.53629	0.57576	0.57576	0.57135
VISCOSITY, CP	0.63952	0.27173	0.27173	0.21046

(1) STD VAPOR VOLUME IS 22.414 M3/KG-MOLE (0 °C AND 1 ATM)

STREAM ID	111	112	113	114
NAME				
PHASE	MIXED	LIQUID	LIQUID	VAPOR
----- TOTAL STREAM -----				
RATE, KG-MOL/HR	2972.700	2155.480	2155.480	704.113
K*KG/HR	53.553	38.831	38.831	13.094
STD LIQ RATE, M3/HR	53.630	38.887	38.887	14.077
TEMPERATURE, °C	130.803	130.603	68.680	123.600
PRESSURE, KG/CM2	2.810	2.833	2.130	2.650
MOLECULAR WEIGHT	18.015	18.015	18.015	18.596
ENTHALPY, MKCAL/HR	14.676	5.088	2.654	7.660
KCAL/KG	274.036	131.017	68.603	585.014
MOLE FRACTION LIQUID	0.7253	1.0000	1.0000	0.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.6240	0.6237	0.5280	0.6479
PRES (KAYS RULE)	0.0125	0.0126	9.4435E-03	0.0126
ACENTRIC FACTOR	0.3480	0.3480	0.3480	0.3283
WATSON K (DOPK)	8.762	8.762	8.762	9.101
STD LIQ DENSITY, KG/M3	998.566	998.566	998.566	928.824
SPECIFIC GRAVITY	0.9976	0.9976	0.9976	0.9297
API GRAVITY	10.063	10.063	10.063	20.693
----- VAPOR -----				
RATE, KG-MOL/HR	816.081	N/A	N/A	704.113
K*KG/HR	14.702	N/A	N/A	13.094
M3/HR	9.763	N/A	N/A	8.851
STD VAP RATE (1), K*M3/HR	18.292	N/A	N/A	15.782
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	0.622	N/A	N/A	0.642
MOLECULAR WEIGHT	18.015	N/A	N/A	18.596
Z (FROM K)	0.9815	N/A	N/A	1.0000
ENTHALPY, KCAL/KG	651.446	N/A	N/A	585.014
CP, KCAL/KG-°C	0.463	N/A	N/A	0.453
DENSITY, KG/K*M3	1505.901	N/A	N/A	1479.463
TH COND, KCAL/HR-M-°C	0.02339	N/A	N/A	0.02364
VISCOSITY, CP	0.01337	N/A	N/A	0.01336
----- LIQUID -----				
RATE, KG-MOL/HR	2156.617	2155.480	2155.480	N/A
K*KG/HR	38.851	38.831	38.831	N/A
M3/HR	41.555	41.526	39.753	N/A
GAL/MIN	182.961	182.832	174.940	N/A
STD LIQ RATE, M3/HR	38.907	38.887	38.887	N/A
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.9976	0.9976	0.9976	N/A
MOLECULAR WEIGHT	18.015	18.015	18.015	N/A
Z (FROM K)	2.1478E-03	2.1886E-03	2.1886E-03	N/A
ENTHALPY, KCAL/KG	131.221	131.017	68.603	N/A
CP, KCAL/KG-°C	1.020	1.020	1.000	N/A
DENSITY, KG/M3	934.741	925.108	977.294	N/A
SURFACE TENSION, DYNE/CM	53.0543	53.0964	65.0138	N/A
THERMAL COND, KCAL/HR-M-°C	0.59139	0.59137	0.56612	N/A
VISCOSITY, CP	0.20976	0.21011	0.40789	N/A

(1) STD VAPOR VOLUME IS 22.414 M3/KG-MOLE (0°C AND 1 ATM)

```

=====
STREAM ID          115          116
NAME
PHASE              MIXED      LIQUID

----- TOTAL STREAM -----
RATE, KG-MOL/HR   704.113    659.721
  K*KG/HR         13.094     12.120
STD LIQ RATE, M3/HR 14.097     12.824
TEMPERATURE, °C   88.389     88.389
PRESSURE, KG/CM2  1.924      2.730
MOLECULAR WEIGHT  18.596     18.372
ENTHALPY, M*  
KCAL/HR         1.393      1.063
  KCAL/KG        106.358    87.708
MOLE FRACTION LIQUID 0.9370     1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE) 0.5904     0.5816
PRES (KAYS RULE)   9.1769E-03 8.9902E-03
ACENTRIC FACTOR   0.3283     0.3341
WATSON K (UOPK)   9.101      9.026
STD LIQ DENSITY, KG/M3 928.824    945.079
SPECIFIC GRAVITY  0.9297     0.9460
API GRAVITY        20.693     18.075

----- VAPOR -----
RATE, KG-MOL/HR   44.391     N/A
  K*KG/HR         0.974      N/A
  K*M3/HR         0.701      N/A
STD VAP RATE(1), K*M3/HR 0.995      N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) 0.757      N/A
MOLECULAR WEIGHT  21.939     N/A
Z (FROM K)        1.0000     N/A
ENTHALPY, KCAL/KG 338.452     N/A
CP, KCAL/KG-°C   0.392      N/A
DENSITY, KG/K*M3 1389.438    N/A
TH COND, KCAL/HR-M-°C 0.02284    N/A
VISCOSITY, CP    0.01327    N/A

----- LIQUID -----
RATE, KG-MOL/HR   659.721    659.721
  K*KG/HR         12.120     12.120
  M3/HR           13.933     13.933
  GAL/MIN        61.347     61.347
STD LIQ RATE, M3/HR 12.824     12.824
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) 0.9460     0.9460
MOLECULAR WEIGHT  18.372     18.372
Z (FROM K)        0.0000     0.0000
ENTHALPY, KCAL/KG 87.708     87.708
CP, KCAL/KG-°C   1.017      1.017
DENSITY, KG/M3   869.862     869.862
SURFACE TENSION, DYNE/CM 55.7060    55.7060
THERMAL COND, KCAL/HR-M-°C 0.52796    0.52796
VISCOSITY, CP    0.27873     0.27873
  
```

(1) STD VAPOR VOLUME IS 22.414 M3/KG-MOLE (0°C AND 1 ATM)

SIMULATION SCIENCES INC.  
 PROJECT TERODA  
 PROBLEM BMEPA

R  
 PRO/II VERSION 3.13  
 OUTPUT  
 STREAM MOLAR COMPONENT RATES

PAGE P-11  
 386/EM  
 DMRRMR  
 02/27/93

```

=====
STREAM ID          201          202          203          204
NAME
PHASE              LIQUID          LIQUID          VAPOR          LIQUID

FLUID RATES, KG-MOL/HR
1 NH3              17.5300         2.7250E-04      17.521E        17.5300
2 H2S              11.6800         2.6024E-13      11.6782        11.6800
3 H2O              2169.2698       2154.5161       14.7586        2169.2698
4 CO2              0.0000          0.0000          0.0000         0.0000

TOTAL RATE, KG-MOL/HR          2198.4800       2154.5164       43.9625        2198.4800

TEMPERATURE, °C              40.0000         62.1120         89.4000         40.0000
PRESSURE, KG/CM2             2.0140          7.4900          1.7240          1.8290
ENTHALPY, M*KKAL/HR          1.5835          2.4080          0.3399          1.5835
MOLECULAR WEIGHT             18.0925         18.0150         21.8898         18.0925
MOLE FRAC VAPOR              0.0000          0.0000          1.0000          0.0000
MOLE FRAC LIQUID            1.0000          1.0000          0.0000          1.0000

STREAM ID          205          206          207          208
NAME
PHASE              LIQUID          LIQUID          LIQUID          LIQUID

FLUID RATES, KG-MOL/HR
1 NH3              17.5300         17.5300         17.5300         210.9135
2 H2S              11.6800         11.6800         11.6800         40.3609
3 H2O              2169.2698       2169.2698       2169.2698       5105.8257
4 CO2              0.0000          0.0000          0.0000          0.0000

TOTAL RATE, KG-MOL/HR          2198.4800       2198.4800       2198.4800       5357.0000

TEMPERATURE, °C              40.0000         101.0000        101.0000        107.9350
PRESSURE, KG/CM2             4.8900          4.1900          2.2900          2.1261
ENTHALPY, M*KKAL/HR          1.5835          4.0132          4.0132          10.5151
MOLECULAR WEIGHT             18.0925         18.0925         18.0925         18.0973
MOLE FRAC VAPOR              0.0000          0.0000          0.0000          0.0000
MOLE FRAC LIQUID            1.0000          1.0000          1.0000          1.0000
  
```

```

=====
STREAM ID                209          210          211          212
NAME
PHASE                   LIQUID        LIQUID        MIXED        LIQUID
FLUID RATES, KG-MOL/HR
1 NH3                   210.8135     0.0000       0.0000     2.7250E-04
2 H2S                    40.3609     0.0000       0.0000     2.6024E-13
3 H2O                    5105.8257    2789.8000    2789.8000    2154.5161
4 CO2                    0.0000       0.0000       0.0000     0.0000
TOTAL RATE, KG-MOL/HR  5357.0000    2789.8000    2789.8000    2154.5164
TEMPERATURE, °C        58.4660     124.0000     124.3322     124.2310
PRESSURE, KG/CM2       2.7640      2.3200      2.3100      2.3330
ENTHALPY, M*KCAL/HR    5.6551      6.2467     12.2568     4.8334
MOLECULAR WEIGHT       18.0973     18.0150     18.0150     18.0150
MOLE FRAC VAPOR        0.0000      0.0000     0.2275     0.0000
MOLE FRAC LIQUID      1.0000      1.0000     0.7725     1.0000
  
```

```

STREAM ID                213
NAME
PHASE                   LIQUID
  
```

```

FLUID RATES, KG-MOL/HR
1 NH3                   2.7250E-04
2 H2S                   2.6024E-13
3 H2O                   2154.5161
4 CO2                   0.0000
  
```

```

TOTAL RATE, KG-MOL/HR  2154.5164
  
```

```

TEMPERATURE, °C        62.1120
PRESSURE, KG/CM2       1.6240
ENTHALPY, M*KCAL/HR    2.4080
MOLECULAR WEIGHT       18.0150
MOLE FRAC VAPOR        0.0000
MOLE FRAC LIQUID      1.0000
  
```

THE FOLLOWING ZERO-RATE STREAMS WERE NOT PRINTED  
 2041

STREAM ID	201	202	203	204
NAME				
PHASE	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID
----- TOTAL STREAM -----				
RATE, KG-MOL/HR	2198.480	2154.515	43.964	2198.480
K*KG/HR	39.776	38.814	0.962	39.776
STD LIQ RATE, M3/HR	40.123	38.869	1.253	40.123
TEMPERATURE, °C	40.000	62.112	89.400	40.000
PRESSURE, KG/CM2	2.014	7.490	1.724	1.820
MOLECULAR WEIGHT	18.092	18.015	21.890	18.092
ENTHALPY, MKCAL/HR	1.584	2.408	0.330	1.584
KCAL/KG	39.811	62.039	342.833	39.811
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.4863	0.5179	0.7581	0.4863
PRES (KAYS RULE)	8.9928E-03	0.0394	0.0118	8.1263E-03
ACENTRIC FACTOR	0.3459	0.3480	0.244	0.3459
WATSON K (UOPK)	8.792	8.762	10.010	8.792
STD LIQ DENSITY, KG/M3	991.359	998.566	767.862	991.359
SPECIFIC GRAVITY	0.9923	0.9996	0.7686	0.9923
API GRAVITY	11.093	10.063	52.594	11.093
----- VAPOR -----				
RATE, KG-MOL/HR	N/A	N/A	43.964	N/A
K*KG/HR	N/A	N/A	0.962	N/A
K*M3/HR	N/A	N/A	0.776	N/A
STD VAP RATE(1), K*M3/HR	N/A	N/A	0.985	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	0.756	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	21.890	N/A
Z (FROM K)	N/A	N/A	0.9932	N/A
ENTHALPY, KCAL/KG	N/A	N/A	342.833	N/A
CP, KCAL/KG-°C	N/A	N/A	0.393	N/A
DENSITY, KG/K*M3	N/A	N/A	1239.970	N/A
TH COND, KCAL/HR-M-°C	N/A	N/A	0.02287	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	0.01329	N/A
----- LIQUID -----				
RATE, KG-MOL/HR	2198.480	2154.516	N/A	2198.480
K*KG/HR	39.776	38.814	N/A	39.776
M3/HR	40.516	39.579	N/A	40.516
GAL/MIN	178.288	174.261	N/A	178.388
STD LIQ RATE, M3/HR	40.123	38.869	N/A	40.123
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.9923	0.9996	N/A	0.9923
MOLECULAR WEIGHT	18.092	18.015	N/A	18.092
Z (FROM K)	0.0000	1.8032E-02	N/A	0.0000
ENTHALPY, KCAL/KG	39.811	62.039	N/A	39.811
CP, KCAL/KG-°C	0.995	0.999	N/A	0.995
DENSITY, KG/M3	981.724	980.659	N/A	981.724
SURFACE TENSION, DYNE/CM	68.8491	66.1232	N/A	68.8491
THERMAL COND, KCAL/HR-M-°C	0.53629	0.56117	N/A	0.53629
VISCOSITY, CP	0.63952	0.44855	N/A	0.63952

(1) STD VAPOR VOLUME IS 22.414 M3/KG-MOLE (0 C AND 1 ATM)

STREAM ID	205	206	207	208
NAME				
PHASE	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
----- TOTAL STREAM -----				
RATE, KG-MOL/HR	2198.480	2198.480	2198.480	5357.000
K*KG/HR	39.776	39.776	39.776	96.947
STD LIQ RATE, M3/HR	40.123	40.123	40.123	99.663
TEMPERATURE, °C	40.000	101.000	101.000	107.935
PRESSURE, KG/CM2	4.890	4.190	2.290	2.126
MOLECULAR WEIGHT	18.092	18.092	18.092	18.097
ENTHALPY, M*KCAL/HR	1.584	4.013	4.013	10.515
KCAL/KG	39.811	100.894	100.894	108.462
MOLE FRACTION LIQUID	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)	0.4863	0.5810	0.5810	0.5994
PRES (KAYS RULE)	0.0281	0.0187	0.0102	9.6552E-03
ACENTRIC FACTOR	0.3459	0.3459	0.3459	0.3424
WATSON K (UOPK)	8.792	8.792	8.792	8.895
STD LIQ DENSITY, KG/M3	991.359	991.359	991.359	972.747
SPECIFIC GRAVITY	0.9923	0.9923	0.9923	0.9737
API GRAVITY	11.093	11.093	11.093	13.821
----- VAPOR -----				
RATE, KG-MOL/HR	N/A	N/A	N/A	N/A
K*KG/HR	N/A	N/A	N/A	N/A
K*M3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A
STD VAP RATE(1), K*M3/HR	N/A	N/A	N/A	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)	N/A	N/A	N/A	N/A
MOLECULAR WEIGHT	N/A	N/A	N/A	N/A
Z (FROM K)	N/A	N/A	N/A	N/A
ENTHALPY, KCAL/KG	N/A	N/A	N/A	N/A
CP, KCAL/KG-°C	N/A	N/A	N/A	N/A
DENSITY, KG/K*M3	N/A	N/A	N/A	N/A
TH COND, KCAL/HR-M-°C	N/A	N/A	N/A	N/A
VISCOSITY, CP	N/A	N/A	N/A	N/A
----- LIQUID -----				
RATE, KG-MOL/HR	2198.480	2198.480	2198.480	5357.000
K*KG/HR	39.776	39.776	39.776	96.947
M3/HR	40.516	42.598	42.598	108.650
GAL/MIN	178.388	187.552	187.552	478.373
STD LIQ RATE, M3/HR	40.123	40.123	40.123	97.663
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)	0.9923	0.9923	0.9923	0.9737
MOLECULAR WEIGHT	18.092	18.092	18.092	18.097
Z (FROM K)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ENTHALPY, KCAL/KG	39.811	100.894	100.894	108.462
CP, KCAL/KG-°C	0.995	1.005	1.005	4.982
DENSITY, KG/M3	981.724	933.760	933.760	892.286
SURFACE TENSION, DYNE/CM	68.8491	58.3437	58.3437	55.1537
THERMAL COND, KCAL/HR-M-°C	0.53629	0.57576	0.57576	0.56141
VISCOSITY, CP	0.63952	0.27173	0.27173	0.24301

(1) STD VAPOR VOLUME IS 22.414 M3/KG-MOLE (0°C AND 1 ATM)

STREAM ID	NAME	209	210	211	212
	PHASE	LIQUID	LIQUID	MIXED	LIQUID
----- TOTAL STREAM -----					
RATE, KG-MOL/HR		5357.000	2789.800	2789.800	2154.516
K*KG/HR		96.947	50.258	50.258	38.814
STD LIQ RATE, M3/HR		99.663	50.330	50.330	38.869
TEMPERATURE, °C		58.466	124.000	124.332	124.231
PRESSURE, KG/CM2		2.764	2.320	2.310	2.333
MOLECULAR WEIGHT		18.097	18.015	18.015	18.015
ENTHALPY, M*KCAL/HR		5.655	6.247	12.257	4.833
KCAL/KG		58.332	124.293	243.876	124.528
MOLE FRACTION LIQUID		1.0000	1.0000	0.7725	1.0000
REDUCED TEMP (KAYS RULE)		0.5216	0.6135	0.6140	0.6137
PRES (KAYS RULE)		0.0126	0.0103	0.0102	0.0103
ACENTRIC FACTOR		0.3424	0.3480	0.3480	0.3480
WATSON K (UOPK)		8.895	8.762	8.762	8.762
STD LIQ DENSITY, KG/M3		972.747	998.566	998.566	998.566
SPECIFIC GRAVITY		0.9757	0.9996	0.9996	0.9996
API GRAVITY		13.821	10.063	10.063	10.063

----- VAPOR -----					
RATE, KG-MOL/HR		N/A	N/A	634.576	N/A
K*KG/HR		N/A	N/A	11.432	N/A
K*M3/HR		N/A	N/A	9.111	N/A
STD VAP RATE (1), K*M3/HR		N/A	N/A	14.223	N/A
SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0)		N/A	N/A	0.622	N/A
MOLECULAR WEIGHT		N/A	N/A	18.015	N/A
Z (FROM K)		N/A	N/A	0.9842	N/A
ENTHALPY, KCAL/KG		N/A	N/A	648.870	N/A
CP, KCAL/KG-°C		N/A	N/A	0.461	N/A
DENSITY, KG/K*M3		N/A	N/A	1254.727	N/A
TH COND. KCAL/HR-M-°C		N/A	N/A	0.02294	N/A
VISCOSITY, CP		N/A	N/A	0.01310	N/A

----- LIQUID -----					
RATE, KG-MOL/HR		5357.000	2789.800	2155.224	2154.516
K*KG/HR		96.947	50.258	38.826	38.814
M3/HR		102.204	53.437	41.293	41.276
GAL/MIN		449.989	235.274	181.810	181.734
STD LIQ RATE, M3/HR		99.663	50.330	38.882	38.869
SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0)		0.9737	0.9996	0.9996	0.9996
MOLECULAR WEIGHT		18.097	18.015	18.015	18.015
Z (FROM K)		0.0000	1.7905E-03	1.7819E-03	1.8032E-03
ENTHALPY, KCAL/KG		58.332	124.293	124.530	124.528
CP, KCAL/KG-°C		1.001	1.017	1.017	1.017
DENSITY, KG/M3		948.570	940.521	940.254	940.335
SURFACE TENSION, DYNE/CM		64.1409	54.4749	54.4061	54.4271
THERMAL COND. KCAL/HR-M-°C		0.54291	0.59052	0.59058	0.59056
VISCOSITY, CP		0.44632	0.22210	0.22147	0.22166

(1) STD VAPOR VOLUME IS 22.414 M3/KG-MOLE (0 C AND 1 ATM)

=====

STREAM ID 213  
 NAME  
 PHASE LIQUID

----- TOTAL STREAM -----  
 RATE, KG-MOL/HR 2154.516  
 K\*KG/HR 38.814  
 STD LIQ RATE, M3/HR 38.869  
 TEMPERATURE, °C 62.112  
 PRESSURE, KG/CM2 1.624  
 MOLECULAR WEIGHT 18.015  
 ENTHALPY, MKCAL/HR 2.408  
 KCAL/KG 62.039  
 MOLE FRACTION LIQUID 1.0000  
 REDUCED TEMP (KAYS RULE) 0.5179  
 PRES (KAYS RULE) 7.2001E-03  
 ACENTRIC FACTOR 0.3480  
 WATSON K (UOPK) 8.762  
 STD LIQ DENSITY, KG/M3 998.566  
 SPECIFIC GRAVITY 0.9996  
 API GRAVITY 10.063

----- VAPOR -----  
 RATE, KG-MOL/HR N/A  
 K\*KG/HR N/A  
 K\*M3/HR N/A  
 STD VAP RATE (1), K\*M3/HR N/A  
 SPECIFIC GRAVITY (AIR=1.0) N/A  
 MOLECULAR WEIGHT N/A  
 Z (FROM K) N/A  
 ENTHALPY, KCAL/KG N/A  
 CP, KCAL/KG-°C N/A  
 DENSITY, KG/K\*M3 N/A  
 TH COND, KCAL/HR-M-°C N/A  
 VISCOSITY, CP N/A

----- LIQUID -----  
 RATE, KG-MOL/HR 2154.516  
 K\*KG/HR 38.814  
 M3/HR 39.579  
 GAL/MIN 174.261  
 STD LIQ RATE, M3/HR 38.869  
 SPECIFIC GRAVITY (H2O=1.0) 0.9996  
 MOLECULAR WEIGHT 18.015  
 Z (FROM K) 1.8032E-03  
 ENTHALPY, KCAL/KG 62.039  
 CP, KCAL/KG-°C 0.999  
 DENSITY, KG/M3 980.659  
 SURFACE TENSION, DYNE/CM 66.1232  
 THERMAL COND, KCAL/HR-M-°C 0.56117  
 VISCOSITY, CP 0.4485E

(1) STD VAPOR VOLUME IS 22.414 M3/KG-MOLE (0°C AND 1 ATM)

### **3.5 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES.**

Las hojas de requerimientos de servicios auxiliares presentan el consumo de los servicios auxiliares de agua de enfriamiento y vapor de baja presión que se tiene en los procesos Convencional Simple y con Recirculación Externa (Pump-Around).

De manera individual cada hoja contiene el tipo de servicio, condiciones de suministro y retorno del servicio, el consumo por cada equipo del proceso y el total del mismo.

En las siguientes páginas se encuentran las hojas de requerimientos de agua de enfriamiento y vapor de baja presión para los dos procesos.

### **3.6 CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO.**

Los Criterios de Diseño aplican tanto para el Proceso Convencional Simple como para el Proceso con Recirculación Externa (Pump Around), por lo cual cuando se hace mención de algún equipo se indicarán dos claves.

SERVICIO: VAPOR DE BAJA PRESION PARA CALENTAMIENTO

CONDICIONES DE SUMINISTRO: 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man., 145°C en L.B.

CONDICIONES DE RETORNO: Condensado @ 3.3 Kg/cm<sup>2</sup> man., 145°C

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO
EA-102	REHERVIDOR DEL AGOTADOR DE AGUA AMARGA.	KG/H 15033.7
	TOTAL:	15033.7

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTILAN  
INGENIERIA QUIMICA

SERVICIOS AUXILIARES  
PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE  
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS

YESIS PROFESIONAL

MEJIA ROLDAN

SERVICIO: AGUA DE ENFRIAMIENTO

CONDICIONES DE SUMINISTRO: 5.6 Kg/cm<sup>2</sup> man., 32°C en L.B.

CONDICIONES DE RETORNO: 4.7 Kg/cm<sup>2</sup> man., 45°C a L.B.

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO
		LPM
EA-103	CONDENSADOR DE PRODUCTO DOMOS	9593.4
EA-104	ENFRIADOR DE PRODUCTO FONDOS DEL AGITADOR	1350
TOTAL:		10943.4

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN INGENIERIA QUIMICA	
- SERVICIOS AUXILIARES PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS	
TESIS PROFESIONAL	MEJIA ROLDAN

SERVICIO: VAPOR DE BAJA PRESION PARA CALENTAMIENTO

CONDICIONES DE SUMINISTRO: 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man., 145°C en LB.

CONDICIONES DE RETORNO: Condensado @ 3.3 Kg/cm<sup>2</sup> man., 143°C

<u>CLAVE</u>	<u>EQUIPO</u>	<u>CONSUMO</u>
EA-202	REHERVIDOR DEL AGOTADOR DE AGUA AMARGA.	KG/H 11780
	TOTAL:	11780

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN	
INGENIERIA QUIMICA	
SERVICIOS AUXILIARES	
PROCESO CONVENCIONAL C/REG. EXTERNA (PUMP AROUND)	
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS	
TESIS PROFESIONAL	MEJIA ROLDAN

SERVICIO: AGUA DE ENFRIAMIENTO

CONDICIONES DE SUMINISTRO: 5.6 Kg/cm<sup>2</sup> man., 32°C en L.B.

CONDICIONES DE RETORNO: 4.7 Kg/cm<sup>2</sup> man., 43°C a L.B.

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO
		LPM
EA-203	ENFRIADOR LATERAL DEL AGOTADOR	7427
EA-204	ENFRIADOR DEL PRODUCTO DE FONDOS DEL AGOTADOR.	962
TOTAL:		8389

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN	
INGENIERIA QUIMICA	
SERVICIOS AUXILIARES	
PROCESO CONVENCIONAL C/REC. EXTERNA (PUMP AROUND)	
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS	
TESIS PROFESIONAL	MEJIA ROLDAN

La Planta de Tratamiento de Aguas Amargas No. 5 se diseñó bajo los principios básicos de conservación y recuperación de energía, seguridad, flexibilidad operacional y mantenimiento. Este documento incluye los puntos más relevantes considerados para el diseño de la Planta de Tratamiento de Aguas Amargas No. 5.

### 3.6.1 Carga a la planta.

La planta está diseñada para tratar eficientemente una corriente de agua amarga con una concentración de 1000 ppm en peso de  $H_2S$  y 7500 ppm en peso de  $NH_3$ , de acuerdo a lo estipulado en las bases de diseño.

### 3.6.2 Capacidad y Flexibilidad.

La capacidad de la planta fué seleccionada en base a los requerimientos de la Refinería:

Capacidad de Diseño:	6000 BPD
Capacidad Normal:	5146 BPD
Capacidad Mínima:	3600 BPD

### **3.6.3 Criterios de Sobrediseño.**

Con objeto de satisfacer los requerimientos de capacidad se utilizaron márgenes de seguridad estándar de ingeniería para el dimensionamiento de equipos y líneas

### **3.6.4 Alternativas de Operación.**

Para el diseño del agotador se consideró su funcionamiento bajo dos casos de operación: agotamiento con calentamiento por medio de un rehervidor del tipo termosifón y agotamiento con alimentación directa de vapor de baja presión al agotador (3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. saturado) . En cada caso las temperaturas de domos y fondos son las mismas, lo que si varía es la cantidad de agua desflemada, incrementándose por el vapor de baja presión que se condensa.

Estas alternativas de operación permiten que el proceso de desorción se garantice por alguna posible falla en el termosifón.

### 3.6.5 Accionadores y Equipos de Relevo.

-Se utilizará una bomba para cada servicio con su relevo correspondiente.

-Se dispondrá de bombas accionadas con motor eléctrico tanto para las de operación normal como para las de relevo.

-Las bombas tendrán cabezales comunes de succión y descarga.

### 3.6.6 Diseño Térmico

Para cumplir con los requerimientos de energía de la planta, se efectuaron diseños del equipo de intercambio térmico, tales que permitan minimizar el consumo de energía externa. Para esto se aprovechó al máximo la energía de la corriente de fondos del agotador, considerando una diferencia de temperatura mínima de 20°C.

Como complemento a lo anterior, el diseño considera la disponibilidad de agua de enfriamiento y vapor de agua para calentamiento en las cantidades y niveles suficientes.

En base a lo anterior y teniendo en cuenta la disponibilidad de agua de enfriamiento, se implementaron enfriadores tanto para el servicio de enfriamiento de la circulación del reflujo del agotador de agua amarga en el Proceso con Recirculación Externa (Pump Around), como del enfriamiento de la corriente de domos en el caso del Proceso Convencional Simple.

### 3.6.7 Integración con otras plantas.

La presión de operación del agotador de agua amarga, fué seleccionada para garantizar que el flujo de gas ácido de domos, pueda ser enviado a una Unidad de recuperación de Azufre.

### 3.6.8 Criterios de Diseño de Equipos.

- Tanque Acumulador de alimentación de Agua Amarga. FA-101, FA-201.

Este tanque se diseñó para un tiempo de residencia de 2 horas, con el objeto de absorber los cambios considerables de flujo que puedan presentarse, ya que el agua amarga de alimentación a este tipo de plantas es el resultado de la condensación de vapores en la Planta Catalítica, además de lo anterior, también se pretende facilitar una separación adecuada del Hidrocarburo líquido arrastrado en las diferentes corrientes de agua amarga. El tiempo de residencia utilizado es exclusivo para este tipo de plantas, considerándose en la determinación de éste, a un personal bien entrenado y una instrumentación normal, pues son factores claves que contribuyen en la estimación del mismo. El hidrocarburo acumulado en este tanque será extraído en forma automática por la Bomba para Recuperación de Hidrocarburos. GA-104/R, GA-204/R.

- Precaentador de Carga/Fondos del Agotador de Agua Amarga EA-101, EA-201.

El ácido sulfhídrico es mucho menos soluble en agua que el amoníaco y por tanto, es más fácil de remover del agua amarga; así, para eliminar eficientemente el amoníaco se requiere de una temperatura de 110 °C o mayor. Sin embargo, el 90% o más del ácido sulfhídrico puede ser desorbido abajo de los 37.8 °C si el amoníaco no estuviera presente o si éste se fijase como un sulfato o cloruro, debido a que éste no es el caso, se fijó la temperatura de salida de agua amarga en el precaentador a 100 °C para permitir que llegue al agotador con una temperatura que favorezca la desorción del ácido sulfhídrico y amoníaco, logrando reducir al mínimo el consumo de vapor de calentamiento en el Rehervidor del Agotador de Agua Amarga. EA-101, EA-201.

- Agotador de Agua Amarga. DA-101, DA-201.

El agotador se diseñó para tratar una corriente de agua amarga con concentraciones máximas de 10,000 ppm (peso) y 7,500 ppm (peso) de H<sub>2</sub>S y NH<sub>3</sub> respectivamente, logrando obtener agua desflemaada con presencia máxima de contaminantes de 5 ppm de H<sub>2</sub>S y 25 ppm de NH<sub>3</sub>. Lo anterior es con la finalidad de proporcionar flexibilidad de procesamiento para tratar agua amarga con alta concentración de contaminantes. El agotador de agua amarga se diseñó con una recirculación (Pump Around) al

plato No. 1, la cual se enfría hasta 58.5 °C con la finalidad de rectificar los vapores amargos ya que en este sistema no existe una condensación directa del vapor de domos evitando de esta manera problemas que a través de la experiencia se han suscitado en las plantas con el Proceso Convencional actualmente en operación, como son la formación de sales de bisulfuro de amonio en las zonas frías del condensador causa de taponamientos, que se explicará en capítulos posteriores.

Los compuestos contaminantes del agua amarga ( $H_2S$  y  $NH_3$ ), se eliminan eficientemente a bajas presiones (0.5-3.0 Kg/cm<sup>2</sup> man.) por lo cual la presión de operación en el domo del agotador se fijó a 0.93 Kg/cm<sup>2</sup> man. Con esta operación se logra trabajar a una temperatura de domo de 91 °C, la cual favorece la disminución de humedad en el gas ácido. La presión en el domo no debe ser menor de 0.93 Kg/cm<sup>2</sup> man., pues con ésta se garantiza la entrega del gas ácido a 0.85 Kg/cm<sup>2</sup> man. en L.B., facilitando su envío a la Planta de Azufre sin necesidad de emplear un compresor adicional.

El agotador se diseñó proporcionando un tiempo de residencia de 3 minutos para el agua desflemada en el fondo del agotador y 5 minutos para el vapor de retorno de rehervidor expresado como líquido y de 1 minuto para la extracción lateral en el plato chimenea.

En caso de falla del Rehervidor del Agotador de Agua Amarga; EA-102, EA-202 se inyectará directamente vapor saturado de baja presión por el fondo del Agotador de Agua Amarga; DA-101,

DA-201, para continuar la operación del mismo.

- Rehervidor del Agotador de Agua Amarga; EA-102, EA-202.

Se seleccionó para este servicio un rehervidor tipo termosifón que utilizará vapor de baja presión como medio de calentamiento. Este equipo se diseñó para vaporizar un 25% del flujo de fondos del agotador a fin de generar suficiente vapor de agotamiento para remover eficientemente el  $H_2S$  y  $NH_3$  del agua amarga.

- Condensador de Producto de Domos. EA-103.

La temperatura de condensación de la corriente de producto domos del agotador del Proceso Convencional se fijó en 88 °C, temperatura de operación establecida para evitar la formación de sales de amonio que ocasionan taponamientos en el sistema de condensación.

- Enfriador Lateral del Agotador. EA-203.

La temperatura de retorno de la extracción lateral a la columna en el plato No.1 se fijó en 58.5 °C, con el fin de condensar la mayor parte del vapor de agua presente en el gas ácido.

- Enfriador del Producto de Fondos del Agotador. EA-104, EA-204.

La temperatura de salida de la corriente del agua desflemada se fijó en 46 °C, a fin de evitar en lo posible cualquier vaporización de Hidrocarburos, la cual ocasionaría problemas de operación en la P.T.A.A. evitando el riesgo que ésta provoca.

### 3.7 FILOSOFIAS BASICAS DE OPERACION.

Las filosofías de operación aplican en común para los dos procesos, Proceso Convencional Simple y Proceso con Recirculación Externa (Pump-Around), por lo cual, al hacer referencia de algún equipo de proceso se mencionan dos claves diferentes.

#### 3.7.1 Generalidades.

En este documento se incluyen los siguientes puntos:

- 1) Variables de operación y control de proceso.
- 2) Operaciones Anormales y
- 3) Procedimientos de Operación Especial.

Con la finalidad de tener un buen funcionamiento de la planta es necesario conocer perfectamente la manera bajo la cual se controlan las variables de operación (presión, flujo y

temperatura), así como las operaciones anormales y especiales que podrían presentarse.

Por Control de Variables de Operación se entiende a la forma en la cual estas variables se mantienen en los valores reportados en el Balance de Materia y Energía; por Operaciones Anormales nos referimos a todos los cambios suscitados por falla de algún equipo de proceso y/o presencia de componentes fuera de especificación, falla de servicios, fuego externo, etc. y, por Operaciones Especiales, a todas aquellas operaciones que se efectúan de manera eventual, como puede ser la eliminación de hidrocarburos pesados, la carga y descarga de catalizador en un reactor etc.

### **3.7.2 Variables de operación y control del proceso.**

#### **3.7.2.1 Agotador de Agua Amarga DA-101, DA-201.**

El Tratamiento del Agua Amarga consiste básicamente en la remoción de  $H_2S$  y  $NH_3$  por agotamiento, utilizando vapor de baja presión como medio de calentamiento. Esta operación se efectúa en una Columna Agotadora de Agua Amarga, en donde, por el domo se obtiene un gas ácido y por el fondo agua desflemada con una concentración máxima de 25 y 5 ppm en peso de  $NH_3$  y  $H_2S$  respectivamente.

Con el propósito de lograr esta calidad del agua desflemada, es necesario tener un control estricto de variables

principalmente de la presión, temperatura, flujo, entre otras.

### Presión.

Una variación en la presión de operación del agotador puede afectar el buen funcionamiento del equipo y por consiguiente la remoción del  $H_2S$  y  $NH_3$  del agua amarga.

Debido a lo anterior, es muy importante mantener la presión de operación del agotador en los valores indicados en el balance de materia y energía ( $0.93 \text{ Kg/cm}^2$  man. en el producto de domos del agotador), lo cual se logra mediante un control de presión de rango dividido, el cual evita fuertes variaciones de presión de la siguiente manera:

- En caso de presentarse un aumento en la presión, la válvula ubicada en la línea que lleva el gas ácido a la planta de azufre abrirá hasta restablecer la presión requerida, pero si una vez abierta completamente esta válvula la presión sigue aumentando, la válvula ubicada en la línea que conduce los gases a desfogue empezará a permitir el paso de gas ácido a la atmósfera, continuando de esta manera hasta lograr recuperar la presión original del sistema.

Cabe señalar que las operaciones de apertura y cierre de las válvulas no se efectúan de manera rápida sino por el contrario se realizan lentamente.

## Temperatura.

La energía necesaria para efectuar la remoción de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  del agua amarga es suministrada mediante el Rehervidor del Agotador de Agua Amarga (EA-102, EA-202), en donde el flujo de vapor de baja presión es controlado en función de la temperatura que se verifica en el fondo del agotador (Plato 17 y 38 respectivamente) a través de un control de temperatura, es decir, cuando la temperatura en el fondo del agotador desciende, la válvula que regula el suministro de flujo de vapor de baja presión en el rehervidor abrirá, permitiendo el paso de mayor cantidad de vapor, proporcionando así mayor energía; por el contrario cuando la temperatura asciende esta válvula cerrará, impidiendo el flujo de vapor hasta lograr restablecer la temperatura en el fondo del agotador.

## Flujo.

La Planta de Tratamiento de Aguas Amargas está diseñada para tratar 6000 BPD de agua amarga. El flujo de alimentación al agotador se efectúa de manera constante, por medio de un controlador de flujo ubicado en la línea de alimentación de agua amarga, éste regula el flujo en función de la variación del nivel de líquido en el Tanque Acumulador de Agua Amarga FA-101,201 (control en cascada nivel-flujo).

3.7.2.2 Tanque Acumulador de Agua Amarga FA-101,  
FA-201.

Las variables de interés en estos equipos son el nivel y la presión.

Nivel.

El nivel del Tanque Acumulador de Agua Amarga FA-101, FA-201, se regula mediante un controlador de nivel, el cual ajusta el flujo de alimentación al agotador a través de un controlador de flujo (control en cascada nivel-flujo).

Así, cuando el agua amarga alcanza el nivel mínimo en el tanque acumulador, la válvula que controla el flujo de alimentación al agotador empezará a reducir el paso de agua hasta recuperar el nivel normal en el recipiente.

En caso contrario, cuando el agua amarga alcance el máximo nivel, la válvula abrirá permitiendo un mayor flujo de agua al agotador, hasta recuperar el nivel normal en el recipiente.

Presión.

La presión en los Tanques Acumuladores FA-101 , FA-201, se controlará por medio de un control de presión de rango dividido que está constituido por dos válvulas controladoras de presión,

una colocada en la línea que conduce los gases del acumulador hacia el cabezal de gas ácido y la otra colocada en la línea de vapor saturado de baja presión (3.5 Kg/cm<sup>2</sup>). El cabezal de gas ácido envía los gases provenientes tanto de los tanques acumuladores como de los agotadores de agua amarga, a la Planta de Azufre y/o a quemadores.

En caso de que se suscite un aumento de presión en los tanques acumuladores, se abrirá la válvula instalada en la línea que conduce los gases al cabezal de alimentación de gas ácido a la Planta de Azufre, logrando así disminuir la presión.

Por otro lado, en caso de una disminución en la presión, se permitirá la entrada de vapor de baja presión en la línea que conduce los gases de los tanques acumuladores al cabezal de gas ácido hasta restablecer la presión. El flujo de vapor se controla mediante la válvula ubicada en la línea de alimentación de vapor.

### **3.7.3 Operaciones Anormales.**

Las operaciones anormales que pudieran suscitarse en la planta son las siguientes:

- Falla del Rehervidor del Agotador de Agua Amarga (EA-102, EA-202).

- Presencia de hidrocarburos ligeros contenidos en el agua amarga que llega al tanque acumulador (FA-101, FA-201).

3.7.3.1 Falla en el Rehervidor de los Agotadores  
EA-102 , EA-202.

A falla del Rehervidor del Agotador de Agua Amarga, por cualquier motivo, se podrá utilizar vapor saturado de baja presión para el agotamiento adecuado de  $H_2S$  y  $NH_3$  presentes en el agua. La cantidad necesaria de vapor de agotamiento, en caso de falla del rehervidor será de 14,702 kg/h para el Proceso Convencional (EA-102) y 11,432 Kg/h para el Proceso con Recirculación Externa (Pump-Around) (EA-202).

3.7.3.2 Presencia de Hidrocarburos Ligeros en el Tanque Acumulador de Alimentación de Agua Amarga  
FA-101, FA-201.

En caso de detectarse hidrocarburos ligeros en la corriente de gas ácido que se envía a la Planta de Recuperación de Azufre, se bloqueará la conexión de la línea que conduce los gases a la línea de domos del agotador, enviándose todos los gases a quemador.

Esta situación prevalecerá mientras se detecte la presencia de hidrocarburos en el gas ácido, sólo cuando ya no se tengan hidrocarburos se volverá a la situación original.

La presencia de hidrocarburos en la Planta de Azufre origina emisiones de contaminantes tales como: COS y CS<sub>2</sub>.

#### **3.7.4. Procedimientos de operación especial.**

La única operación especial que se lleva a cabo en la planta es la recuperación de hidrocarburos presentes en el Tanque Acumulador de Agua Amarga (FA-101, FA-201).

##### **3.7.4.1 Recuperación de Hidrocarburos Líquidos.**

Ocasionalmente se presentan arrastres de hidrocarburos líquidos en las diversas corrientes de agua amarga que se colectan en el Tanque Acumulador de Agua Amarga y que a través del tiempo se acumulan en dicho tanque, por lo que es necesario realizar una extracción periódica de estos hidrocarburos mediante la Bomba para recuperación de Hidrocarburos (GA-104, GA-204).

Esta bomba será accionada manualmente por un operador, después de realizar una inspección visual en el vidrio de nivel del tanque y detectar la presencia de hidrocarburos.

### **3.8 DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO.**

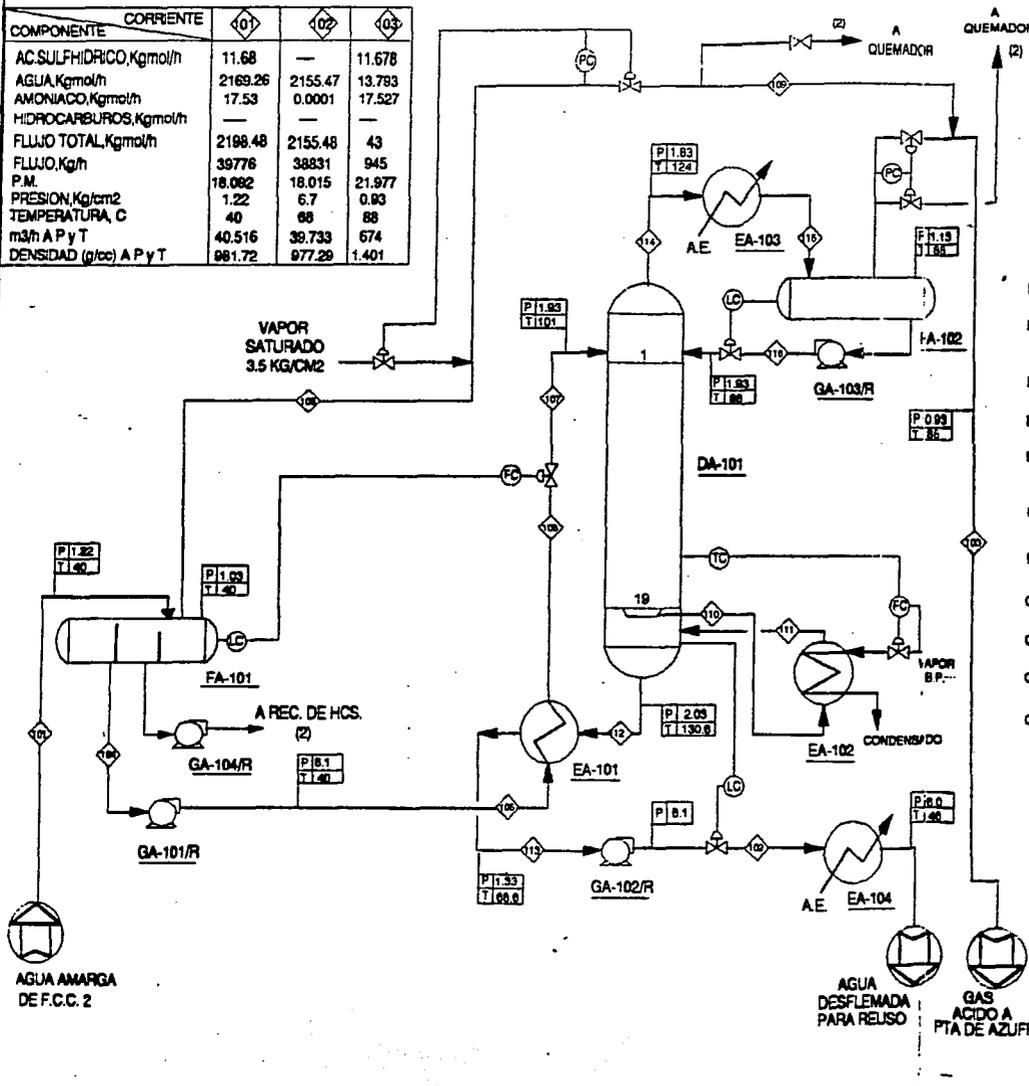
En esta sección se encuentran los diagramas de flujo de los procesos Convencional Simple y con Recirculación Externa (Pump-Around). Los diagramas presentan de manera esquemática todo el equipo del proceso respectivo de tratamiento de aguas amargas; las corrientes de proceso y de servicios auxiliares; los controles de flujo, temperatura, presión y nivel; las condiciones de operación dentro del proceso; el balance global de materia y energía, y la lista de equipo.

En las siguientes páginas se presentan los diagramas de flujo de los procesos de tratamiento de aguas amargas en cuestión.

### **3.9 DIAGRAMAS DE SERVICIOS AUXILIARES.**

El diagrama de servicios auxiliares contiene de forma sintetizada el consumo por equipo y total de los servicios auxiliares que se requieren en las plantas de tratamiento de aguas amargas: agua de enfriamiento y vapor de baja presión; que adoptan los procesos Convencional Simple y con Recirculación Externa (Pump-Around); así como un balance de materia y energía de estos servicios.

COMPONENTE	CORRIENTE	01	02	03
AC.SULFIDRICO,Kg/mol/h		11.68	—	11.678
AGUA,Kg/mol/h		2169.26	2155.47	13.793
AMONIACO,Kg/mol/h		17.53	0.0001	17.527
HIDROCARBUROS,Kg/mol/h		—	—	—
FLUJO TOTAL,Kg/mol/h		2188.48	2155.48	43
FLUJO,Kg/h		39776	38831	945
P.M.		18.082	18.015	21.977
PRESION,Kg/cm2		1.22	6.7	0.93
TEMPERATURA, C		40	88	88
m3/h A P y T		40.516	39.733	674
DENSIDAD (g/cc) A P y T		881.72	977.29	1.401



LISTA DE EQUIPO

CLAVE	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
DA-101	AGOTADOR DE AGUA AMARGA	1678 D.I * 15545 T-T (mm)
EA-101	PRECALENTADOR DE CARGA/FONDOS DEL AGOTADOR DE AGUA AMARGA	2.424 M <sup>2</sup> KCAL/H
EA-102	RENERVIDOR DEL AGOTADOR DE AGUA AMARGA	7.670 M <sup>2</sup> KCAL/H
EA-103	ENFRIADOR DE PRODUCTO DE DOMOS	6.277 M <sup>2</sup> KCAL/H
EA-104	ENFRIADOR DE PRODUCTO DE FONDOS DEL AGOTADOR	0.883 M <sup>2</sup> KCAL/H
FA-101	TANQUE ACUMULADOR DE AGUA AMARGA	3353 D.I * 11582 T-T (mm)
FA-102	TANQUE ACUMULADOR DE REFLUJO DEL AGOTADOR	1219 D.I * 3048 T-T (mm)
GA-101/R	BOMBA DE ALIMENTACION AGUA AMARGA	675 LPM ; ΔP= 5.06 kg/cm <sup>2</sup>
GA-102/R	BOMBA DE FONDOS DEL AGOTADOR	662 LPM ; ΔP= 6.77 kg/cm <sup>2</sup>
GA-103/R	BOMBA DE REFLUJO DEL AGOTADOR	232 LPM ; ΔP= 0.77 kg/cm <sup>2</sup>
GA-104/R	BOMBA PARA RECUPERACION DE HIDROCARBUROS	46 LPM ; ΔP= 6.0 kg/cm <sup>2</sup>

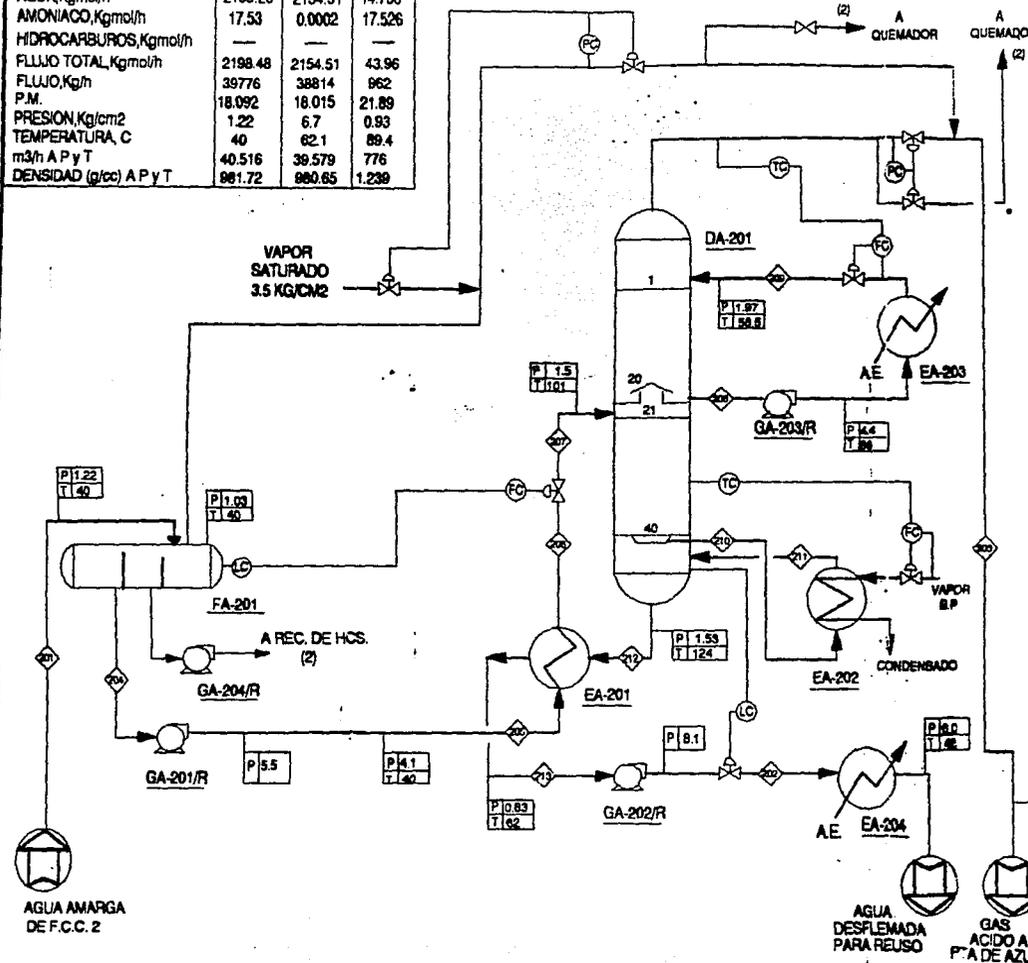
- NOTAS:
- (1) PRESION EN Kg/cm<sup>2</sup> min. TEMPERATURA EN °C
  - (2) NORMALMENTE SIN FLUJO.

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN  
INGENIERIA QUIMICA

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO No. 1  
PROCESO CONVENCIONAL BIMPLE  
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS

TESIS PROFESIONAL | MEJIA ROLDAN

COMPONENTE	CORRIENTE	◊201	◊202	◊203
AC.SULF-HIDRICO,Kg/mol/h		11.68	—	11.678
AGUA,Kg/mol/h		2169.26	2154.51	14.758
AMONIACO,Kg/mol/h		17.53	0.0002	17.526
HIDROCARBUROS,Kg/mol/h		—	—	—
FLUJO TOTAL,Kg/mol/h		2198.48	2154.51	43.96
FLUJO,Kg/h		39776	38814	862
P.M.		18.092	18.015	21.89
PRESION,Kg/cm2		1.22	6.7	0.93
TEMPERATURA, C		40	62.1	89.4
m3/h A P y T		40.516	39.579	776
DENSIDAD (g/cc) A P y T		881.72	860.85	1.238



LISTA DE EQUIPO

CLAVE	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
DA-201	AGITADOR DE AGUA AMARGA	1876 D.I * 50175 T-T (mm)
EA-201	PRECALENTADOR DE CARGA/FONDOS DEL AGITADOR 2-425 MPKCAL/H AGUA AMARGA	6.010 MPKCAL/H
EA-202	RESERVADOR DEL AGITADOR DE AGUA AMARGA	4.880 MPKCAL/H
EA-203	ENFRIADOR LATERAL DEL AGITADOR	0.829 MPKCAL/H
EA-204	ENFRIADOR DEL PRODUCTO DE FONDOS DEL AGITADOR	3353 D.I * 11582 T-T (mm)
FA-201	TANQUE ACUMULADOR DE AGUA AMARGA	675 LPM ; $\Delta P = 4.48 \text{ kg/cm}^2$
GA-201/R	BOMBA DE ALIMENTACION AGUA AMARGA	680 LPM ; $\Delta P = 7.24 \text{ kg/cm}^2$
GA-202/R	BOMBA DE FONDOS DEL AGITADOR	1811 LPM ; $\Delta P = 3.09 \text{ kg/cm}^2$
GA-203/R	BOMBA DE REFLUJO DEL AGITADOR	40 LPM ; $\Delta P = 6.0 \text{ kg/cm}^2$
GA-204/R	BOMBA PARA RECUPERACION DE HIDROCARBUROS	

NOTAS:

- (1) PRESION EN Kg/cm2 min. TEMPERATURA EN °C
- (2) NORMALMENTE SIN FLUJO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN  
INGENIERIA QUIMICA

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO No. 2  
PROCESO CONVENCIONAL PUMP AROUND  
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS

TESIS PROFESIONAL MEJIA ROLDAN

Los diagramas de servicios auxiliares para ambos procesos se presentan en la siguiente página.

### 3.10 SIMULACION DE LOS AGOTADORES.

En esta sección se tiene como objetivo principal proporcionar las principales bases termodinámicas bajo las cuales se diseñaron los agotadores, cuyas simulaciones se realizaron en el simulador de procesos PRO-II.

En dicho diseño de los agotadores se contemplaron dos tipos de equilibrio para el agua amarga, un equilibrio físico y un equilibrio químico, los cuales se detallan en los siguientes párrafos.

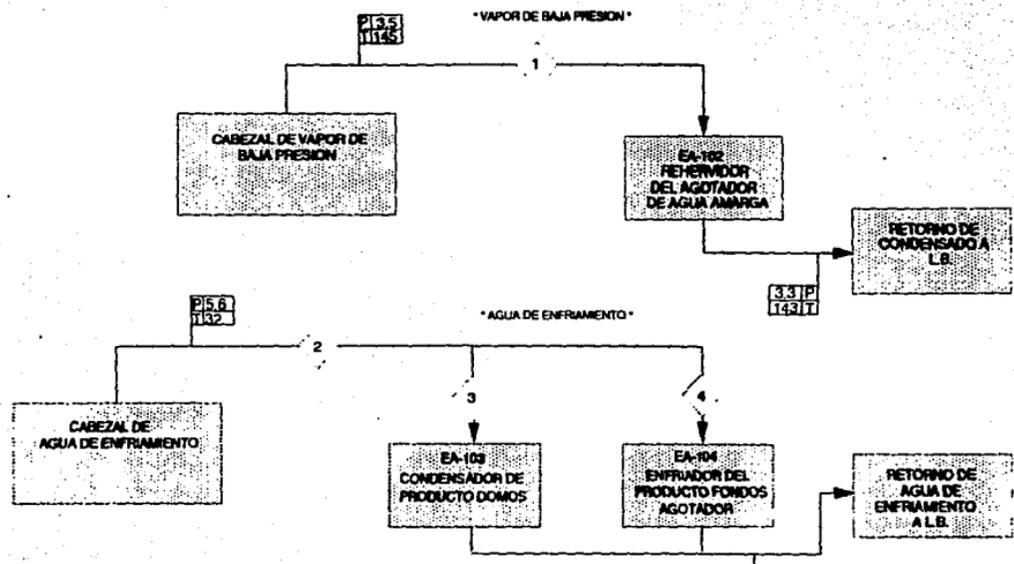
Los componentes principales del agua amarga: amoníaco y ácido sulfhídrico, están presentes en solución acuosa como bisulfuro de amonio, el cual es una sal formada a partir de una base débil ( $\text{NH}_4\text{OH}$ ) y un ácido débil ( $\text{H}_2\text{S}$ ). En solución, la sal tiende a una hidrólisis considerable, generando  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  libres. El equilibrio global es el siguiente:



p.p. = presión parcial

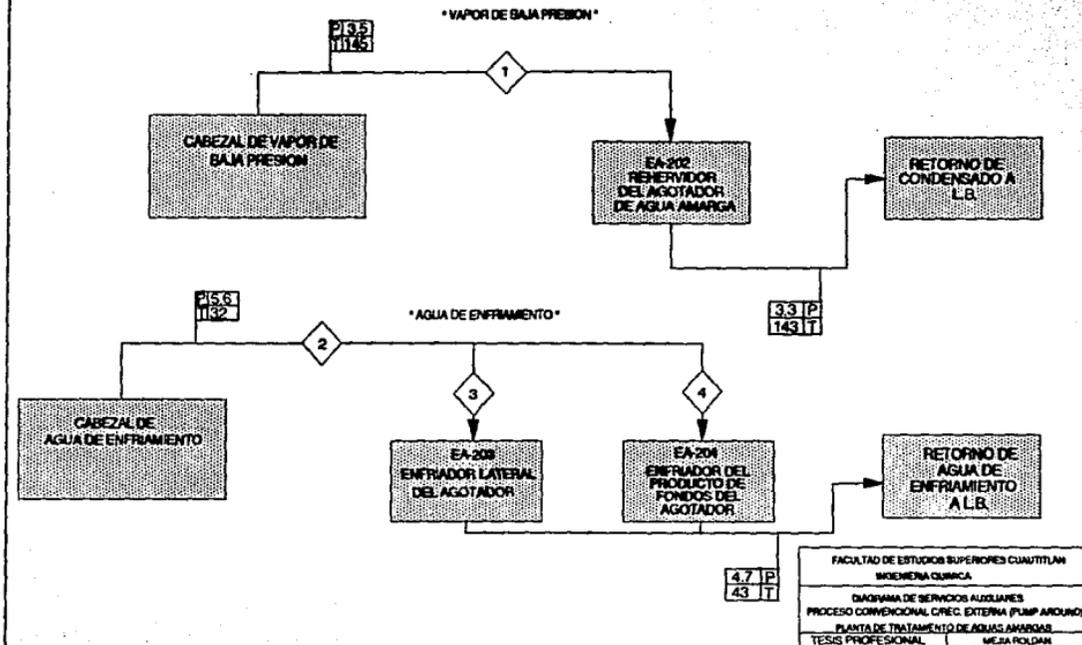
Sin embargo, el agua amarga no sólo está constituida por dos componentes, por lo cual los datos requeridos en el equilibrio

CARACTERISTICAS	1	2	3	4
FLUJO Kg/h	15033.7			
FLUJO LPM		10943.4	9593.4	1350
PRESION kg/cm <sup>2</sup> min.	3.5	5.6	5.6	5.6
TEMPERATURA C	145	32	32	32



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUMATULAN  
 INGENIERIA QUIMICA  
 DIAGRAMA DE SERVICIOS AUXILIARES  
 PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE  
 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARILLAS  
 TESIS PROFESIONAL BEBIA ROLDAN

CARACTERISTICAS	1	2	3	4
FLUJO, Kg/h	11780			
FLUJO, LPM		8389	7427	962
PRESION, Kg/cm <sup>2</sup> man.	3.5	5.6	5.6	5.6
TEMPERATURA, C	145	32	32	32



deberían tomar en cuenta muchas otras reacciones simultáneas entre las posibles especies presentes. No obstante, sólo se consideran tres especies contaminantes en el agua amarga  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{CO}_2$ , pues son las especies representativas de los equilibrios.

Este sistema es considerablemente mucho más complicado que otros en los que también se presentan los dos equilibrios (el equilibrio químico y el equilibrio físico).

En base a lo anterior, para el cálculo del equilibrio líquido-vapor deben considerarse varias reacciones químicas simultáneas, además de las constantes de Henry para las especies involucradas.

Para considerar el efecto del equilibrio químico simultáneo en el cálculo de los datos de equilibrio líquido-vapor, requiere considerarse dos propiedades que deben ser correlacionadas en términos de ecuaciones analíticas como sigue:

- 1) Ecuaciones analíticas para el efecto de la temperatura y composición sobre las constantes de la ley de Henry de tal manera que la presión parcial de los componentes en la fase vapor pueda ser estimada a partir de las concentraciones calculadas de  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  sin disociar en la fase líquida.
- 2) Ecuaciones analíticas para el efecto de la temperatura y composición sobre las constantes del equilibrio químico, de tal manera que las concentraciones de  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  sin disociar puedan ser calculadas.

Cada reacción y cada constante de Henry además de depender de la temperatura dependen también del tipo y concentración de los componentes en solución, y en algunos casos de la fuerza iónica de la solución. En un sentido práctico, la razón más importante para considerar estas reacciones electrolíticas es que solamente aquellas especies que permanezcan en forma molecular más que en forma iónica pueden ser agotadas de la solución.

Los primeros cálculos de las composiciones del equilibrio líquido-vapor para el diseño de los agotadores de agua amarga se basaron en una correlación propuesta por Van Krevelen<sup>(4)</sup>. Esta correlación considera el equilibrio químico entre las especies  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{H}_2\text{O}$  y se aplica a sistemas con una relación molar de  $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{S}$  mayor de 1.5. Las correlaciones determinadas por Van Krevelen consideran la presión parcial del  $\text{H}_2\text{S}$  en función de una constante experimental arbitraria, evaluada a partir de soluciones con diferente contenido de  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{NH}_3$ , y que a su vez está en función de la temperatura y de la concentración del  $\text{H}_2\text{S}$  en la solución; por otro lado también determina y confirma experimentalmente que la presión parcial del  $\text{NH}_3$  pueda ser evaluada utilizando una constante de Henry para el contenido de  $\text{NH}_3$  libre en solución. Es importante señalar que todos los datos experimentales obtenidos por Van Krevelen están correlacionados en un intervalo de temperaturas de 20-60 °C.

Los equilibrios químicos implícitos en el equilibrio líquido-vapor estudiados por Van Krevelin son:

a) Disociación del  $H_2S$



b) Disociación del  $NH_3$



c) Formación del  $NH_4HS$



d) Hidrólisis del  $NH_4HS$



y los equilibrios físicos evaluados son:

a) Presión parcial del  $H_2S$

$$P.P.H_2S = S^2 / (A-S)K$$

S:  $H_2S$  total presente ( $H_2S$  libre +  $HS^-$ ), g/mol/l

A:  $NH_3$  total presente ( $NH_3$  libre +  $NH_4^+$ ), g/mol/l

K: Constante arbitraria experimental que depende de la temperatura y concentración de  $H_2S$  ( $1/k=10^{a-S}$ ; a=constante que depende de la temperatura).

b) Presión parcial del  $NH_3$

$$P.P.NH_3 = ((A - S) * 10^{(0.025(A-S))}) / H_o$$

$H_o$ : Constante de Henry del  $NH_3$  en agua pura .

Estudios posteriores del equilibrio líquido-vapor a partir de la correlación de Van Krevelen, realizados por la Universidad de Brigham y patrocinados por el Comité de Datos Técnicos del API(3), determinaron que aunque la correlación de Van Krevelin se usó considerablemente, posee deficiencias en los siguientes aspectos:

a) Correlaciona únicamente datos a 60°C, de esta manera el uso de la correlación en agotadores de agua amarga a temperaturas

de 100-120 °C representa una extrapolación de los datos existentes.

b) El método de cálculo perfilado por Van Krevelen no es permitido para mezclas con relaciones molares  $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{S}$  menores de 1.5 en fase líquida.

c) El cálculo no considera las volatilidades reducidas del  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{NH}_3$  a bajas concentraciones debido a las constantes de ionización de estos compuestos en agua.

Debido a lo anterior, se postuló un nuevo modelo para el equilibrio del agua amarga creado por Wilson G.M (3) quien lo nombró SWEQ. Este modelo considera al  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  como especies presentes en el agua amarga y establece el equilibrio químico de todas las reacciones llevadas a cabo entre las especies. Wilson también determina las presiones parciales correspondientes a cada especie en función de una constante de Henry en particular para cada una de ellas, las cuales se obtienen como una relación en función de la temperatura, el tipo y concentración de los componentes en solución y de la fuerza iónica.

Los equilibrios químicos involucrados en el cálculo del equilibrio líquido-vapor  $\text{NH}_3\text{-CO}_2\text{-H}_2\text{S-H}_2\text{O}$ , para el modelo SWEQ, son:



- c)  $\text{NH}_3 + \text{H}^+ = \text{NH}_4^+$   
 d)  $\text{NH}_3 + \text{HCO}_3^- = \text{H}_2\text{NCOO}^- + \text{H}_2\text{O}$   
 e)  $\text{H}_2\text{S} = \text{HS}^- + \text{H}^+$   
 f)  $\text{HS}^- = \text{S}_2^- + \text{H}^+$   
 g)  $\text{H}_2\text{O} = \text{H}^+ + \text{OH}^-$   
 h)  $\text{RCOOH} = \text{RCOO}^- + \text{H}^+$

Los equilibrios físicos son:

a)  $\text{P.P.H}_2\text{S} = \text{HH}_2\text{S} * \text{CH}_2\text{S}$

$$\begin{aligned} \text{Ln}(\text{HH}_2\text{S}) = & 100.684 - 246254/\text{T} + 2.39029 \times 10^8/\text{T}^2 - \\ & 1.01898 \times 10^{11}/\text{T}^3 + 1.59734 \times 10^{13}/\text{T}^4 - \\ & .05(\text{CH}_2\text{S}) + (.965 - 486/\text{T})(\text{CCO}_2) \end{aligned}$$

b)  $\text{P.P.NH}_3 = \text{HNNH}_3 * \text{CNH}_3$

$$\begin{aligned} \text{Ln}(\text{HNNH}_3) = & 178.339 - 15517.91/\text{T} - 25.6767 \ln(\text{T}) + \\ & .01966\text{T} + (131.4/\text{T} - .1682)(\text{CNH}_3) + \\ & (.06)(2\text{CCO}_2 + \text{CH}_2\text{S}) \end{aligned}$$

c)  $\text{P.P.CO}_2 = \text{HCO}_2 * \text{CCO}_2$

$$\begin{aligned} \text{Ln}(\text{HCO}_2) = & 18.33 - 24895.1/\text{T} + 0.223996 \times 10^8/\text{T}^2 - \\ & 0.090918 \times 10^{11}/\text{T}^3 + 0.12601 \times 10^{13}/\text{T}^4 \end{aligned}$$

H: Constante de Henry en psia/(gmol/Kg solución)

$\text{CNH}_3$ : Concentración del amoníaco libre en solución,  
gmol/Kg

$\text{CCO}_2$ : Concentración del dióxido de carbono total en  
solución, gmol/Kg

$\text{CH}_2\text{S}$ : Concentración del ácido sulfhídrico total en  
solución, gmol/Kg

T: Temperatura, °R

Este modelo termodinámico se usa ampliamente en simuladores de procesos tales como: PROCESS, CHEMSHARE, HYSIM, Y PRO-II; éste último procesador se empleó en la simulación de los agotadores. Dentro del paquete termodinámico del simulador, la correlación SWEQ aparece con el nombre de GPSWATER. En su módulo de destilación el PRO-II cuenta con tres algoritmos de cálculo y opciones de simulación para resolver cualquier problema de destilación. El algoritmo empleado en la simulación de los dos agotadores del Sistema Convencional y con Recirculación Externa (Pump-Around) fué el algoritmo SURE el cual ofrece las siguientes funciones: a) aplica para destilación rigurosa en tres fases y b) soporta recirculaciones externas (pump-arounds) totales.

### 3.10.1 Simulación del Agotador de Agua Amarga, DA-101.

El agotador de agua amarga se diseñó para tratar 6,000 BPD de agua amarga con una composición de 7,500 y 10,000 ppm de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  respectivamente.

Aplicando la regla de la descripción al sistema, el número de variables a especificar para su solución son:

- a) C Cantidad de cada componente en la alimentación.
- b) 1 Entalpía del alimento.
- c) 1 Presión.
- d) 1 Número de etapas
- e) 1 Flujo de domos.

f) 1 Carga Térmica del Rehervidor

a) Esta variable se especifica como una base de diseño, al ser el objetivo la separación.

b) Esta variable está en función del ajuste de temperatura del precalentador de carga/fondos del Agotador de Agua Amarga, EA-101. En este sistema la temperatura del alimento es de 101 °C.

c) De acuerdo a los requerimientos por presión establecidos en Bases de Diseño, se tiene fija una presión en el producto de domos del agotador de 0.93 kg/cm<sup>2</sup> en la cual ya se considera una caída de presión permisible de 0.7 kg/cm<sup>2</sup> para el condensador y de 0.2 kg/cm<sup>2</sup> en las válvulas de control; por consiguiente, la presión en el domo del agotador es de 2.63 kg/cm<sup>2</sup> abs. y se fija en base a equilibrios y grados de remoción.

d) El número de etapas del agotador fué determinado en base a:

- 1) los diseños actuales efectuados en las Refinerías y
- 2) a bitácoras del API en las que se reportan tanto condiciones de operación y diseño como número de etapas para cada uno de los diferentes sistemas. El número de etapas teóricas estimadas es de 15.

e) Esta especificación considera la presencia de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  saturados de vapor de agua en la corriente de producto de domos.

Cuando se emplea un condensador parcial de domos, la temperatura mínima de condensación debe encontrarse entre 79-91 °C; temperaturas menores provocan una precipitación de sales de sulfuro de amonio.

De acuerdo a la evaluación de agotadores convencionales de agua amarga realizada por el API, cuando la temperatura de domos está entre 79 - 91 °C, la composición de agua en domos es de 24 - 38 % mol.

El flujo especificado del producto domos para este sistema representa una recuperación del 100% de los componentes  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  y una composición de 32% mol de agua:

Alimentación: 6,000 BPD = 39776.0 Kg/h

$\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  : 7,500 y 10,000 ppm

Cantidad de  $\text{NH}_3$  presente en el alimento: 17.53 Kgmol/h

Cantidad de  $\text{H}_2\text{S}$  presente en el alimento: 11.68 Kgmol/h

Total componentes volátiles en domos

considerando una recuperación del 100% : 29.21 Kgmol/h

$$\text{YNH}_3 + \text{YH}_2\text{S} + \text{YH}_2\text{O} = 1.0$$

$$\text{DYNH}_3 + \text{DYH}_2\text{S} + \text{DYH}_2\text{O} = \text{D}$$

$$17.53 + 11.68 + 0.32\text{D} = \text{D}$$

$$\text{D} = 42.95 \text{ Kgmol/h}$$

El flujo total de domos especificado es de 43 Kgmol/h.

Otra forma de estimar el flujo del producto de domos consiste en establecer la temperatura de condensación dentro del rango

permitido, y calcular la fracción mol de vapor de agua considerando que el producto de domos está saturado. Posteriormente, realizar la secuencia de cálculo anterior.

f) Esta variable independiente fué especificada tantas veces como fueron necesarias para lograr la convergencia del sistema. El valor especificado con el que se obtuvo la convergencia fué de 7.6702 MKcal/h.

Una vez definidas todas las variables de diseño se realiza la simulación del agotador, con la cual se obtiene un perfil de P y T y las composiciones en peso de cada una de las corrientes de las etapas teóricas del mismo. Los resultados obtenidos se proporcionan en las siguientes páginas.

### 3.10.2 Simulación del Agotador de Agua Amarga, DA-201.

La Torre Agotadora del Proceso Convencional con Recirculación Externa (Pump-Around), se diseña para el tratamiento de 6,000 BPD de agua amarga con una composición de 7,500 y 10,000 ppm de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  respectivamente.

El número de variables a especificar para dar solución al sistema, aplicando la Regla de la Descripción es :

- a) C Cantidad de cada componente en la alimentación.
- b) 1 Entalpía del alimento.

UNIT 1, 'DA-101', 'AGOTADOR CONVENCIONAL'

TOTAL NUMBER OF ITERATIONS

SURE METHOD 28

COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	LIQUID	NET FLOW RATES		PRODUCT	HEATER DUTIES M#KCAL/HR
				VAPOR	FEED		
				KG-MOL/HR			
1	88.3	1.93	661.2			43.0V	-6.2774
2	123.6	2.63	2960.9	704.2	2198.5L		
3	126.8	2.65	2962.8	805.4			
4	128.0	2.66	2963.4	807.3			
5	128.6	2.68	2964.2	807.9			
6	128.9	2.69	2965.1	808.7			
7	129.1	2.71	2966.1	809.6			
8	129.3	2.73	2967.0	810.6			
9	129.5	2.74	2968.0	811.5			
10	129.7	2.76	2969.0	812.5			
11	129.9	2.77	2969.9	813.5			
12	130.1	2.79	2970.8	814.4			
13	130.2	2.80	2971.7	815.3			
14	130.4	2.82	2972.7	816.3			
15	130.6	2.83		817.2		2155.5L	7.6702

FEED AND PRODUCT STREAMS

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	LIQUID FRAC	FLOW RATES KG-MOL/HR	HEAT RATES M#KCAL/HR
FEED	107	LIQUID		2	1.0000	2198.48	4.0132
PROD	103	VAPOR	1			43.00	0.3185
PROD	112	LIQUID	15			2155.48	5.0875
OVERALL MOLE BALANCE. (FEEDS - PRODUCTS)						-1.1399E-04	
OVERALL HEAT BALANCE. (H(IN) - H(OUT))							-1.0988E-04

SPECIFICATIONS

PARAMETER TYPE	TRAY NO	COMP NO	SPECIFICATION TYPE	SPECIFIED VALUE	CALCULATED VALUE
STRM 103	1		MOL RATE	4.300E+01	4.300E+01

UNIT 1, 'DA-101', 'AGDTADOR CONVENCIONAL' (CONT)

TRAY WEIGHT COMPOSITIONS

COMPONENT	TRAY 1		TRAY 2	
	X	Y	X	Y
1 NH3	0.07112	0.31598	0.01087	0.08878
2 H2S	0.05045	0.42128	0.00330	0.07720
3 H2O	0.87843	0.26303	0.98583	0.83392
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	12.150	0.945	53.390	13.095

COMPONENT	TRAY 3		TRAY 4	
	X	Y	X	Y
1 NH3	0.00424	0.03986	0.00160	0.01558
2 H2S	6.5540E-04	0.01210	1.5967E-04	0.00240
3 H2O	0.99510	0.94793	0.99824	0.98193
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	53.378	14.559	53.385	14.547

COMPONENT	TRAY 5		TRAY 6	
	X	Y	X	Y
1 NH3	5.9249E-04	0.00585	2.1984E-04	0.00217
2 H2S	4.2851E-05	5.8568E-04	1.0940E-05	1.5707E-04
3 H2O	0.99936	0.99348	0.99977	0.99760
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	53.399	14.554	53.416	14.568

COMPONENT	TRAY 7		TRAY 8	
	X	Y	X	Y
1 NH3	8.2372E-05	8.0496E-04	3.1604E-05	3.0124E-04
2 H2S	2.2224E-06	4.0067E-05	3.0810E-07	8.1325E-06
3 H2O	0.99992	0.99905	0.99997	0.99959
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	53.433	14.585	53.451	14.602

UNIT 1, 'DA-101', 'AGDTADOR CONVENCIONAL' (CONT)

COMPONENT	TRAY 9		TRAY 10	
	X	Y	X	Y
1 NH3	1.2662E-05	1.1538E-04	5.2959E-06	4.6083E-05
2 H2S	2.7021E-08	1.1264E-06	1.7228E-09	9.8713E-08
3 H2O	0.99999	0.99978	0.99999	0.99984
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	53.468	14.620	53.486	14.637

COMPONENT	TRAY 11		TRAY 12	
	X	Y	X	Y
1 NH3	2.2995E-06	1.9156E-05	1.0187E-06	8.2124E-06
2 H2S	8.7525E-11	6.2881E-09	3.8606E-12	3.1918E-10
3 H2O	1.00000	0.99951	1.00000	0.99931
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	53.502	14.655	53.519	14.671

COMPONENT	TRAY 13		TRAY 14	
	X	Y	X	Y
1 NH3	4.4818E-07	3.5389E-06	1.8695E-07	1.4587E-06
2 H2S	1.5730E-13	1.4066E-11	6.1401E-15	5.7204E-13
3 H2O	1.00000	0.99970	1.00000	0.99929
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	53.536	14.688	53.553	14.705

COMPONENT	TRAY 15	
	X	Y
1 NH3	6.5444E-08	5.0729E-07
2 H2S	2.2842E-16	2.1728E-14
3 H2O	1.00000	0.99928
4 CO2	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	38.831	14.722

UNIT 1. 'DA-101'. 'AGOTADD' CONVENTIONAL' (CONT)

TRAY NET VAPOR RATES AND DENSITIES

TRAY	MW	ACTUAL DENS KG/M3	Z FROM K	RATES		ACTUAL K/M3/HR
				K*KG/HR	STD VAP K*M3/HR	
1	21.977	1.40150	1.00000	0.945	0.964	0.674
2	18.590	1.48120	1.00000	13.095	15.783	8.841
3	18.076	1.47703	1.00000	14.559	16.053	10.132
4	18.019	1.43674	1.00000	14.547	16.096	10.125
5	18.014	1.44279	1.00000	14.554	16.109	10.087
6	18.014	1.45006	1.00000	14.568	16.127	10.047
7	18.015	1.45764	1.00000	14.585	16.147	10.006
8	18.015	1.46531	1.00000	14.602	16.168	9.965
9	18.015	1.47300	1.00000	14.620	16.190	9.925
10	18.015	1.48070	0.98081	14.637	16.212	9.885
11	18.015	1.48845	0.98074	14.655	16.234	9.846
12	18.015	1.49619	0.98065	14.671	16.254	9.806
13	18.015	1.50387	0.98055	14.688	16.274	9.767
14	18.015	1.51157	0.98046	14.705	16.296	9.728
15	18.015	1.51926	0.98036	14.722	16.317	9.690

TRAY NET LIQUID RATES AND DENSITIES

TRAY	MW	ACTUAL DENS KG/M3	Z FROM K	RATES		ACTUAL M3/HR
				K*KG/HR	STD LIQ M3/HR	
1	18.376	869.081	N/A	12.150	12.862	13.980
2	18.032	920.671	N/A	53.390	53.871	57.991
3	18.016	930.697	N/A	53.378	53.604	57.353
4	18.015	934.447	N/A	53.385	53.516	57.150
5	18.015	935.767	N/A	53.399	53.496	57.065
6	18.015	936.160	N/A	53.416	53.500	57.059
7	18.015	936.206	N/A	53.433	53.513	57.074
8	18.015	936.124	N/A	53.451	53.529	57.098
9	18.015	935.995	N/A	53.468	53.546	57.125
10	18.015	935.851	0.00213	53.486	53.563	57.152
11	18.015	935.711	0.00214	53.502	53.579	57.178
12	18.015	935.564	0.00215	53.519	53.596	57.205
13	18.015	935.412	0.00217	53.536	53.613	57.233
14	18.015	935.260	0.00218	53.553	53.630	57.260
15	18.015	935.108	0.00219	53.571	53.647	41.326

UNIT 1, 'DA-101', 'AGOTADOR CONVENCIONAL' (CONT)

TRAY TRANSPORT PROPERTIES

TRAY	THERMAL CONDUCTIVITY - KCAL/HR-M-C		VISCOSITY CP		SURFACE TENSION DYNE/CM
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	
1	5.2744E-01	2.2838E-02	2.7850E-01	1.3282E-02	5.5657E+01
2	5.8234E-01	2.3639E-02	2.1927E-01	1.3357E-02	5.3843E+01
3	5.8903E-01	2.3467E-02	2.1548E-01	1.3266E-02	5.3623E+01
4	5.9003E-01	2.3335E-02	2.1418E-01	1.3271E-02	5.3543E+01
5	5.9077E-01	2.3285E-02	2.1351E-01	1.3282E-02	5.3499E+01
6	5.9105E-01	2.3273E-02	2.1306E-01	1.3291E-02	5.3446E+01
7	5.9117E-01	2.3277E-02	2.1268E-01	1.3300E-02	5.3404E+01
8	5.9122E-01	2.3287E-02	2.1233E-01	1.3308E-02	5.3364E+01
9	5.9125E-01	2.3299E-02	2.1200E-01	1.3316E-02	5.3325E+01
10	5.9128E-01	2.3311E-02	2.1167E-01	1.3323E-02	5.3286E+01
11	5.9130E-01	2.3323E-02	2.1137E-01	1.3330E-02	5.3249E+01
12	5.9132E-01	2.3335E-02	2.1106E-01	1.3338E-02	5.3212E+01
13	5.9134E-01	2.3348E-02	2.1074E-01	1.3345E-02	5.3173E+01
14	5.9135E-01	2.3361E-02	2.1042E-01	1.3353E-02	5.3135E+01
15	5.9137E-01	2.3374E-02	2.1011E-01	1.3360E-02	5.3096E+01

- c) 1 Presión.
- d) 1 Número de etapas
- e) 1 Plato de alimentación
- f) 1 Flujo de recirculación
- g) 1 Flujo de domos.
- h) 1 Carga Térmica del Rehervidor .

a) Variable especificada en Bases de Diseño.

b) La especificación de la entalpía del alimento está en función del ajuste de temperatura del precalentador de carga/fondos del Agotador de Agua Amarga, EA-201. En este sistema la temperatura de alimentación es de 101 °C.

c) De acuerdo a los requerimientos por presión establecidos en Bases de Diseño, se tiene fija una presión en el producto domos del agotador de 0.93 Kg/cm<sup>2</sup> man, en la cual ya se considera una caída de presión de 0.2 Kg/cm<sup>2</sup> en las válvulas de control, por consiguiente la presión en el domo del agotador es de 1.933 Kg/cm<sup>2</sup> abs..

d) En esta especificación se mantuvo constante el número de etapas de agotamiento con respecto al Proceso Convencional. La etapa de alimentación es la etapa teórica 16. Para el número de etapas de rectificación y el flujo de recirculación se efectuaron iteraciones hasta lograr la convergencia adecuada del sistema. El número de etapas teóricas final para la sección de rectificación fué de 15 y el flujo de recirculación de

5357 Kgmol/h.

g) El flujo de domos se especificó de 43 Kgmol/h por las mismas razones expuestas en la simulación del agotador convencional.

h) La especificación de la carga térmica del rehervidor corresponde al valor con el que se alcanzó una convergencia. El valor es 6.01 MKcal/h.

Una vez determinadas todas las variables de diseño se efectúa la simulación del agotador, con la cual se obtiene un perfil de P y T y las composiciones en peso de cada una de las corrientes de las etapas teóricas del mismo. Los resultados obtenidos se proporcionan en las siguientes páginas.

SIMULATION SCIENCES INC.  
 PROJECT TERODA  
 PROBLEM BMEPA

R  
 PRO/II VERSION 3.13  
 OUTPUT  
 COLUMN SUMMARY

PAGE P-2  
 386/EM  
 DMRRMR  
 02/27/93

UNIT 1, 'DA-201', 'AGOTADQR PUMP AROUND'

TOTAL NUMBER OF ITERATIONS

SURE METHOD 52

COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	NET FLOW RATES			HEATER DUTIES M* <u>K</u> CAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED PRODUCT	
1	89.4	1.93	5867.3		44.0V	-4.8600
2	90.7	1.95	5873.0	554.3		
3	92.3	1.96	5890.8	560.0		
4	92.7	1.97	5897.9	577.8		
5	92.5	1.99	5894.0	584.8		
6	92.5	2.00	5893.1	581.0		
7	92.7	2.02	5896.1	580.0		
8	92.8	2.03	5899.4	583.1		
9	93.0	2.04	5902.2	586.3		
10	93.1	2.06	5904.4	589.2		
11	93.3	2.07	5903.3	591.3		
12	93.9	2.08	5899.3	590.2		
13	95.7	2.10	5890.7	586.2		
14	100.1	2.11	5884.5	577.7		
15	107.9	2.13	514.9	571.5		
16	118.5	2.14	2777.0	558.8	2198.5L	
17	120.5	2.15	2778.4	622.4		
18	121.4	2.17	2779.3	623.9		
19	121.9	2.18	2780.2	624.8		
20	122.2	2.20	2781.1	625.7		
21	122.4	2.21	2782.1	626.6		
22	122.7	2.22	2783.1	627.6		
23	122.9	2.24	2784.1	628.6		
24	123.1	2.25	2785.0	629.5		
25	123.3	2.26	2786.0	630.5		
26	123.5	2.28	2786.9	631.5		
27	123.7	2.29	2787.9	632.4		
28	123.8	2.31	2788.9	633.4		
29	124.0	2.32	2789.8	634.3		
30	124.2	2.33		635.3	2154.5L	6.0100

UNIT 1. 'DA-201'. 'AGOTADOR PUMP AROUND' (CONT)

TRAY WEIGHT COMPOSITIONS

COMPONENT	TRAY 1		TRAY 2	
	X	Y	X	Y
1 NH3	0.06824	0.31027	0.07473	0.34651
2 H2S	0.04764	0.41368	0.03393	0.35487
3 H2O	0.88411	0.27636	0.89134	0.29905
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	107.694	0.942	107.052	11.708

COMPONENT	TRAY 3		TRAY 4	
	X	Y	X	Y
1 NH3	0.08269	0.42545	0.08766	0.51605
2 H2S	0.02167	0.23993	0.01463	0.12458
3 H2O	0.89564	0.33507	0.89771	0.35982
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	106.704	11.067	106.445	10.719

COMPONENT	TRAY 5		TRAY 6	
	X	Y	X	Y
1 NH3	0.08938	0.37736	0.08995	0.60690
2 H2S	0.01139	0.05548	0.01023	0.02271
3 H2O	0.89923	0.36761	0.89981	0.37085
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	106.202	10.460	106.124	10.217

COMPONENT	TRAY 7		TRAY 8	
	X	Y	X	Y
1 NH3	0.09035	0.61689	0.09071	0.61883
2 H2S	0.01003	0.01071	0.01000	0.00862
3 H2O	0.89962	0.37287	0.89929	0.37301
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	106.166	10.139	106.221	10.181

UNIT 1, 'DA-201', 'AGOTADOR PUMP AROUND' (CONT)

COMPONENT	TRAY 9		TRAY 10	
	X	Y	X	Y
1 NH3	0.09105	0.61971	0.09126	0.62069
2 H2S	0.00998	0.00830	0.00996	0.00811
3 H2O	0.89897	0.37241	0.89878	0.37156
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	106.270	10.237	106.306	10.265

COMPONENT	TRAY 11		TRAY 12	
	X	Y	X	Y
1 NH3	0.09052	0.62104	0.08767	0.61407
2 H2S	0.01002	0.00788	0.01025	0.00850
3 H2O	0.89946	0.37151	0.90208	0.37815
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	106.294	10.321	106.251	10.309

COMPONENT	TRAY 13		TRAY 14	
	X	Y	X	Y
1 NH3	0.07963	0.58678	0.06259	0.50554
2 H2S	0.01139	0.01086	0.01495	0.01272
3 H2O	0.90898	0.40327	0.92236	0.47259
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	106.202	10.266	106.374	10.218

COMPONENT	TRAY 15		TRAY 16	
	X	Y	X	Y
1 NH3	0.03703	0.32510	0.00685	0.06261
2 H2S	0.01419	0.05900	0.00247	0.05153
3 H2O	0.94878	0.61632	0.99067	0.88572
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	9.317	10.389	50.066	10.280

UNIT 1, 'DA-201', 'AGOTADOR PUMP AROUND' (CONT)

COMPONENT	TRAY 17		TRAY 18	
	X	Y	X	Y
1 NH3	0.00306	0.003050	0.00133	0.01363
2 H2S	4.2919E-04	0.01100	1.7482E-04	0.00280
3 H2O	0.99631	0.95822	0.99849	0.98333
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	50.060	11.252	50.069	11.246

COMPONENT	TRAY 19		TRAY 20	
	X	Y	X	Y
1 NH3	5.7527E-04	0.00594	2.4702E-04	0.00256
2 H2S	5.0961E-05	7.7766E-04	1.4924E-05	2.2645E-04
3 H2O	0.99937	0.99311	0.99974	0.99709
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	50.085	11.256	50.102	11.271

COMPONENT	TRAY 21		TRAY 22	
	X	Y	X	Y
1 NH3	1.0640E-04	0.00110	4.6436E-05	4.7124E-04
2 H2S	3.9794E-06	6.6240E-05	8.3794E-07	1.7641E-05
3 H2O	0.99989	0.99872	0.99995	0.99942
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	50.119	11.288	50.137	11.306

COMPONENT	TRAY 23		TRAY 24	
	X	Y	X	Y
1 NH3	2.0814E-05	2.0519E-04	9.7420E-06	9.1638E-05
2 H2S	1.2458E-07	3.7102E-06	1.2456E-08	5.5092E-07
3 H2O	0.99998	0.99974	0.99999	0.99984
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	50.155	11.323	50.172	11.341

UNIT 1. 'DA-201', 'AGOTADDR PUMP AROUND' (CONT)

COMPONENT	TRAY 25		TRAY 26	
	X	Y	X	Y
1 NH3	4.7454E-06	4.2623E-05	2.3933E-06	2.0528E-05
2 H2S	9.3909E-10	5.5020E-08	5.6752E-11	4.1432E-09
3 H2O	1.00000	0.99991	1.00000	0.99993
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	50.190	11.359	50.207	11.376

COMPONENT	TRAY 27		TRAY 28	
	X	Y	X	Y
1 NH3	1.2307E-06	1.0139E-05	6.2761E-07	5.0102E-06
2 H2S	2.9200E-12	2.5009E-10	1.3455E-13	1.2852E-11
3 H2O	1.00000	0.99994	1.00000	0.99995
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	50.224	11.393	50.241	11.410

COMPONENT	TRAY 29		TRAY 30	
	X	Y	X	Y
1 NH3	3.0155E-07	2.3531E-06	1.1957E-07	9.1870E-07
2 H2S	5.7599E-15	5.9078E-13	2.2849E-16	2.4519E-14
3 H2O	1.00000	0.99996	1.00000	0.99997
4 CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
RATE, K*KG/HR	50.258	11.428	38.814	11.445

UNIT 1. 'DA-201'. 'AGOTADOR PUMP AROUND' (CONT)

TRAY NET VAPOR RATES AND DENSITIES

TRAY	MW	ACTUAL DENS KG/M3	Z FROM K	RATES		ACTUAL K*M3/HR
				K*KG/HR	STD. VAP K*M3/HR	
1	21.890	1.39195	1.00000	0.962	0.985	0.691
2	21.124	1.34845	1.00000	11.708	12.423	8.683
3	19.764	1.26602	1.00000	11.067	12.551	8.741
4	18.551	1.19582	1.00000	10.719	12.951	8.964
5	17.886	1.16195	1.00000	10.460	13.108	9.002
6	17.587	1.15065	1.00000	10.217	13.022	8.880
7	17.480	1.15113	1.00000	10.139	13.001	8.808
8	17.462	1.15732	1.00000	10.181	13.069	8.797
9	17.458	1.16460	1.00000	10.237	13.142	8.790
10	17.456	1.17199	1.00000	10.285	13.206	8.776
11	17.454	1.17928	1.00000	10.321	13.254	8.752
12	17.466	1.18610	1.00000	10.309	13.230	8.692
13	17.511	1.19141	1.00000	10.264	13.140	8.617
14	17.688	1.19732	1.00000	10.218	12.947	8.534
15	18.179	1.21363	1.00000	10.389	12.810	8.560
16	18.396	1.20330	1.00000	10.280	12.525	8.843
17	18.077	1.18426	1.00000	11.252	13.951	9.501
18	18.025	1.18585	1.00000	11.246	13.985	9.483
19	18.015	1.19144	1.00000	11.256	14.004	9.447
20	18.014	1.19802	1.00000	11.271	14.024	9.408
21	18.014	1.20489	1.00000	11.288	14.045	9.369
22	18.015	1.21185	1.00000	11.306	14.067	9.329
23	18.015	1.21883	1.00000	11.323	14.089	9.290
24	18.015	1.22583	0.98401	11.341	14.111	9.252
25	18.015	1.23282	0.98404	11.359	14.132	9.213
26	18.015	1.23982	0.98401	11.376	14.154	9.175
27	18.015	1.24681	0.98397	11.393	14.175	9.138
28	18.015	1.25380	0.98393	11.410	14.197	9.101
29	18.015	1.26078	0.98389	11.428	14.218	9.064
30	18.015	1.26776	0.98385	11.445	14.239	9.027

UNIT 1, 'DA-201', 'AGOTADOR PUMP AROUND' (CONT)

TRAY NET LIQUID RATES AND DENSITIES

TRAY	MW	ACTUAL DENS KG/M3	Z FROM K	RATES		
				K/KG/HR	STD LID M3/HR	ACTUAL M3/HR
1	18.355	871.062	N/A	107.694	113.738	123.635
2	18.228	873.155	N/A	107.052	113.098	122.604
3	18.114	873.249	N/A	106.704	112.906	122.192
4	18.048	873.949	N/A	106.445	112.759	121.798
5	18.019	875.392	N/A	106.202	112.523	121.319
6	18.008	875.848	N/A	106.124	112.445	121.167
7	18.006	875.424	N/A	106.166	112.510	121.274
8	18.006	874.906	N/A	106.221	112.591	121.409
9	18.005	874.441	N/A	106.270	112.664	121.529
10	18.005	874.109	N/A	106.306	112.715	121.616
11	18.006	874.410	N/A	106.294	112.656	121.560
12	18.011	875.588	N/A	106.251	112.430	121.348
13	18.029	878.302	N/A	106.202	111.885	120.918
14	18.077	878.952	N/A	106.374	111.057	121.024
15	18.097	892.286	N/A	9.317	9.579	10.442
16	18.029	932.276	N/A	50.066	50.382	53.702
17	18.017	938.252	N/A	50.060	50.234	53.354
18	18.015	940.527	N/A	50.069	50.185	53.235
19	18.015	941.358	N/A	50.085	50.175	53.205
20	18.015	941.608	N/A	50.102	50.182	53.209
21	18.015	941.619	N/A	50.119	50.195	53.227
22	18.015	941.531	N/A	50.137	50.211	53.251
23	18.015	941.401	N/A	50.155	50.227	53.277
24	18.015	941.257	0.00175	50.172	50.244	53.303
25	18.015	941.106	0.00176	50.190	50.262	53.330
26	18.015	940.952	0.00177	50.207	50.279	53.357
27	18.015	940.798	0.00178	50.224	50.296	53.385
28	18.015	940.643	0.00178	50.241	50.313	53.412
29	18.015	940.469	0.00179	50.258	50.330	53.439
30	18.015	940.335	0.00180	38.814	38.869	41.276

UNIT 1. 'DA-201'. 'AGOTADOR PUMP AROUND' (CONT)

TRAY TRANSPORT PROPERTIES

TRAY	THERMAL CONDUCTIVITY KCAL/HR-M-C		VISCOSITY CP		SURFACE TENSION DYNE/CM
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	
1	5.2994E-01	2.2875E-02	2.7681E-01	1.3290E-02	5.5728E+01
2	5.3405E-01	2.3242E-02	2.7307E-01	1.3158E-02	5.5582E+01
3	5.3686E-01	2.3966E-02	2.6799E-01	1.2884E-02	5.5262E+01
4	5.3827E-01	2.4621E-02	2.6624E-01	1.2599E-02	5.5133E+01
5	5.3912E-01	2.4995E-02	2.6685E-01	1.2426E-02	5.5183E+01
6	5.3944E-01	2.5176E-02	2.6691E-01	1.2349E-02	5.5192E+01
7	5.3939E-01	2.5253E-02	2.6629E-01	1.2328E-02	5.5143E+01
8	5.3927E-01	2.5281E-02	2.6566E-01	1.2329E-02	5.5091E+01
9	5.3915E-01	2.5300E-02	2.6513E-01	1.2334E-02	5.5046E+01
10	5.3908E-01	2.5319E-02	2.6470E-01	1.2339E-02	5.5012E+01
11	5.3935E-01	2.5336E-02	2.6449E-01	1.2344E-02	5.5023E+01
12	5.4039E-01	2.5344E-02	2.6368E-01	1.2364E-02	5.5064E+01
13	5.4315E-01	2.5321E-02	2.6112E-01	1.2417E-02	5.5148E+01
14	5.4876E-01	2.5145E-02	2.5412E-01	1.2560E-02	5.5161E+01
15	5.6141E-01	2.4443E-02	2.4301E-01	1.2840E-02	5.5154E+01
16	5.8438E-01	2.3048E-02	2.3072E-01	1.3058E-02	5.5143E+01
17	5.8783E-01	2.2934E-02	2.2799E-01	1.2999E-02	5.5002E+01
18	5.8921E-01	2.2853E-02	2.2680E-01	1.3001E-02	5.4933E+01
19	5.8980E-01	2.2819E-02	2.2609E-01	1.3010E-02	5.4881E+01
20	5.9006E-01	2.2812E-02	2.2556E-01	1.3019E-02	5.4836E+01
21	5.9019E-01	2.2816E-02	2.2511E-01	1.3028E-02	5.4793E+01
22	5.9027E-01	2.2826E-02	2.2470E-01	1.3036E-02	5.4750E+01
23	5.9032E-01	2.2838E-02	2.2430E-01	1.3044E-02	5.4709E+01
24	5.9036E-01	2.2850E-02	2.2391E-01	1.3052E-02	5.4668E+01
25	5.9040E-01	2.2864E-02	2.2353E-01	1.3060E-02	5.4627E+01
26	5.9043E-01	2.2877E-02	2.2315E-01	1.3068E-02	5.4587E+01
27	5.9047E-01	2.2890E-02	2.2277E-01	1.3076E-02	5.4547E+01
28	5.9050E-01	2.2904E-02	2.2240E-01	1.3084E-02	5.4507E+01
29	5.9053E-01	2.2917E-02	2.2203E-01	1.3092E-02	5.4467E+01
30	5.9056E-01	2.2930E-02	2.2166E-01	1.3100E-02	5.4427E+01

## **CAPITULO IV DISEÑO DE EQUIPO.**

### **4.1 DISEÑO DE RECIPIENTES.**

#### **4.1.1 Tanque Acumulador de Agua Amarga FA-101,FA-201.**

Las dimensiones del Tanque Acumulador de Agua Amarga FA-101, son las mismas para el Tanque Acumulador FA-201. Se dimensionará un tanque de tal forma que se garantice completamente la separación de hidrocarburos del agua amarga. Esto se realiza mediante la ubicación de 2 mamparas que dividen al tanque en tres secciones y un by-pass con un tubo de alimentación. El sistema opera de la siguiente manera:

El agua amarga proveniente de L.B. se alimenta en la primera sección del tanque limitada por la mampara 1. El nivel del agua

amarga en la sección 1 siempre deberá mantenerse por arriba de la altura del tubo de alimentación del bypass, con el fin de garantizar el paso del agua amarga a la tercera sección. Por arriba de este nivel se acumularán los hidrocarburos debido a la diferencia de densidades de los dos fluidos (Hidrocarburos y Agua Amarga), así, el agua amarga sólo podrá pasar a la tercera sección si se mantiene un nivel en la sección 1 mayor a la altura del tubo de alimentación del by-pass, esto permitirá que los hidrocarburos sigan acumulándose hasta lograr alcanzar la altura de la mampara 1 y así pasar a la sección 2 del Tanque Acumulador de Agua Amarga FA-101.

De esta forma se asegura que solamente los hidrocarburos pasen a la segunda sección del tanque, ya que el agua nunca alcanzará la altura de la mampara 1, pues la altura del tubo de alimentación es más baja, y por el principio de los vasos comunicantes tenderá a mantenerse un nivel máximo igual a la altura del tubo de alimentación del by-pass en las dos secciones del tanque.

Con el objeto de lograr una separación adecuada de los hidrocarburos contenidos en el agua amarga, el tanque se diseñará con un tiempo de residencia de 2 horas, el cual fué estimado a partir de experiencias en estos equipos por parte de las Refinerías del país.

Volumen del recipiente:

Flujo= 6000 BPD

$V = 39742.5 \text{ lts/h} \times 2 \text{ hrs.} = 79485 \text{ lts.}$

### Determinación del Diámetro Optimo:

Para determinar el diámetro óptimo del recipiente por medio del Diagrama de K. Abakians<sup>(16)</sup>, se requiere de los siguientes datos:

$$F = P / (CSE)$$

P= Presión de Diseño, psig

C= Corrosión permisible, pulg.

S= Esfuerzo permisible del material, psig

E= Eficiencia de la soldadura

F= Factor de Abakians, pulg<sup>-1</sup>

Nota: Las dimensiones se expresan en unidades inglesas debido a que la gráfica de Abakians viene dada para esas unidades.

#### - Presión de Diseño (P<sub>D</sub>)

La presión de diseño será el valor que resulte mayor entre el 10% adicional a la presión de operación y la presión de operación más 2 Kg/cm<sup>2</sup>. Por tanto, si la presión de operación es 1.03 Kg/cm<sup>2</sup> man, la presión de diseño es 3.22 Kg/cm<sup>2</sup> man (45.8 lb/pulg<sup>2</sup>).

#### - Corrosión permisible (C)<sup>(16)</sup>

Se considera por corrosión permisible 3.0 mm (1/8 pulg.)

#### - Esfuerzo permisible del material (S)

De acuerdo al tipo de servicio (temperatura moderada y baja) se empleará un acero al carbón SA-516, que según el código

A.S.M.E presenta un esfuerzo permisible de  $970.26 \text{ Kg/cm}^2$  ( $13,800 \text{ lb/pulg}^2$ ).

- Eficiencia de soldadura (E)

La Eficiencia de Soldadura es la eficiencia de la junta soldada y estará en función del servicio del recipiente y método de fabricación. En este caso se consideró una eficiencia de 0.85 el cual representa un radiografiado por puntos y un tipo de junta a tope con doble soldadura.

Así, sustituyendo los datos anteriores:

$F = 0.031$

Por tanto de acuerdo al Diagrama de Abakians con  $V = 79485 \text{ l}$  y

$F = 0.031$  :

$D \text{ óptimo} = 3.2 \text{ m (10.5 pies)}$ .

Debido a la consideración del Nivel máximo y el Nivel mínimo, el diámetro del Tanque aumentará ligeramente, efectuando iteraciones hasta lograr tener entre el Nivel máximo y mínimo el volumen de  $79500 \text{ lts}$ . En la siguiente secuencia de cálculo se hace mención de las siguientes variables:

$H_1$ : Altura del nivel mínimo.

$H_2$ : Altura entre el nivel mínimo y el espacio vapor.

$H_3$ : Altura del espacio vapor.

$A_1$ : Area parcial que corresponde a la altura del nivel mínimo.

$A_2$ : Area parcial que corresponde a la altura entre el espacio vapor y el nivel mínimo.

$A_3$ : Area parcial que corresponde a la altura del espacio vapor.

$A_T$ : Area total.

L: Longitud del recipiente ajustado a diámetros comerciales de placas.

D: Diámetro del recipiente ajustado a diámetros comerciales de placas.

$N_{\min}$ : Nivel mínimo.

$V_T$ : Volumen total.

1) Ajustar el diámetro y la longitud del recipiente de acuerdo con el ancho comercial de las placas.

2) Considerar Nivel mínimo de 150 mm ( $H_1$ ) y  $L/D = 3$ , ya que el valor de esta relación se considera óptimo para tanques de proceso.

3) Considerar  $230\text{mm} < H_3 < 0.15(D)$ .

4) Con  $N_{\min}/D$  determinar de tablas para evaluación de segmentos de circunferencias  $A_1/A_T$ .

5) Determinar  $A_T = 3.1416 D^2 / 4$  y obtener  $A_1$ .

6) Cálculo de  $A_2$  con  $V_T$  y L.

7) Con  $A_2, A_T$  y  $V_T$  determinar H/D de tablas y obtener  $H_2$ .

8) Con  $D_1, H_1$ , y  $H_2$  obtener  $H_3$  y si  $230 < H_3 < 0.15D$  el problema está resuelto.

1) Las dimensiones finales del tanque ajustadas a diámetros comerciales de placas son:

$$D = 3350 \text{ mm}$$

L = 10363 mm ( 3 placas de 305 mm (10 pies) y una placa de 121 mm (4 pies) ).

Memoria:

1) Diámetro supuesto 3350 mm ; L/D=3 ; L=10363

2) Nivel mínimo 150 mm.

3) Determinación de áreas parciales.

-A<sub>1</sub>

$$H_1/D = 150/3350 = 0.0447$$

De tablas se tiene  $A_1/A_T$

$$A_T = 8.814 \text{ m}^2$$

$$A_1 = 0.138 \text{ m}^2$$

-A<sub>2</sub>

$$V_T = A_2 * L$$

$$A_2 = 7.67 \text{ m}^2$$

$$A_2/A_T = 0.87$$

4) Altura de sección 2

De tablas con  $A_2/A_T=0.87$  se tiene  $H/D=0.8125$

$$H_2 = 2.72 \text{ m.}$$

5) Espacio zona 3

$$H_3 = D - H_1 - H_2 = 3.35 - 0.15 - 2.72 = 0.48 \text{ m}$$

como 483 mm se encuentra en el intervalo de 230 mm y 0.15D el problema está resuelto.

Con objeto de separar los hidrocarburos se considerará una sección media del recipiente de 1.22 m (4 pies), capacidad aproximada de 7000 lts, así la longitud del recipiente será

$L= 11582\text{mm}$ ,  $D=3353\text{ mm}$ .

#### Determinación de Niveles:

Nivel mínimo ( $N_{\text{mín}}$ ) = 150 mm

Nivel máximo ( $N_{\text{máx}}$ ) = 2720 + 150 = 2870 mm

Nivel normal ( $N_{\text{norm}}$ ) =  $0.6 \cdot (N_{\text{máx}} - N_{\text{mín}}) + 150 = 1782\text{ mm}$

#### Determinación de Alarmas:

Alarma bajo nivel (ABN) =  $0.25(N_{\text{máx}} - N_{\text{mín}}) + N_{\text{mín}}$   
= 830 mm

Alarma alto nivel (AAN) =  $0.8(N_{\text{máx}} - N_{\text{mín}}) + N_{\text{mín}}$   
= 2326 mm

**Dimensionamiento de Boquillas:**

De acuerdo al manual de Recipientes del IMP (16) se determinaron los diámetros de las boquillas para los siguientes servicios:

Registro de Hombre: 508 mm

Boquilla venteo: 51 mm para capacidades mayores a 71000 lts.

Boquilla drenaje: 76 mm para capacidades mayores a 71000 lts.

Conexión de servicio: 51 mm

Boquillas para nivel: 38 mm

Boquilla para alimentación de agua amarga: 102 mm (1)

Boquilla de salida agua amarga: 102 mm

Boquilla salida "By-pass": 152 mm (2)

Boquilla entrada "By-pass": 152 mm

Boquilla salida de hidrocarburos: 38 mm (3)

(1) Flujo volumétrico: 39742 lts/h

Velocidad permisible: 1.34 m/s

De  $Q=V \cdot A$

Diámetro= 102 mm

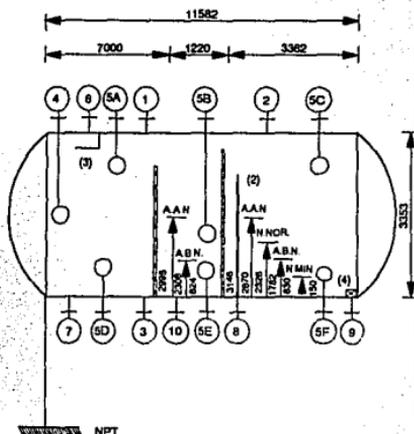
(2) Con la finalidad de contar con una buena comunicación en las zonas 1 y 3, la boquilla será

## TANQUE ACUMULADOR DE AGUA AMARGA

CLAVE DEL EQUIPO FA-101		N° UNIDADES		UNO	
SERVICIO TANQUE ACUMULADOR DE AGUA AMARGA			POSICION: HORIZONTAL		
TIPO DE FLUIDO : LIQUIDO	AGUA AMARGA	FLUJO: 682.4 LPM;	DENSIDAD 0.981	g/cm3	
VAPOR O GAS	---	FLUJO: ---	m3/s; DENSIDAD ---	g/cm3	
TEMPERATURA OPERACION	40 °C; MAXIMA 60	°C; DISEÑO 75		°C	
PRESION : OPERACION	1.03 kg/cm2 man; MAXIMA ---	kg/cm2 man; DISEÑO 3.22		kg/cm2 man	
DIMENSIONES : LONGITUD T.T		11582 mm;	DIAMETRO 3353 mm;	CAP. TOTAL 102268 litros	
NIVEL : NORMAL		1782 mm;	MAXIMO 2870 mm;	MINIMO 150 mm	
ALARMA ALTO NIVEL		2326 mm;	ALARMA BAJO NIVEL 630 mm;	NIVEL DE PARO --- mm	
MATERIALES : CASCARON A.C.		CABEZAS A.C.	MALLA SEPARADORA ESPESOR ---	mm; MATERIAL ---	
TIPO CIRCULAR : DIAMETRO ---		mm; TIPO RECTANGULAR : LONGITUD ---		mm; ANCHO --- mm	
CORROSION PERM: CASCARON 6.0 mm;		CABEZAS 6.0 mm;		ASLAMIENTO, SI RECUBRIMIENTO INTERINO, NO	

### BOQUILLAS (1)

Nº	CANT	ØNOM	SERVICIO
1	1	508	REGISTRO DE HOMBRE.
2	1	51	VENTEO.
3	1	76	DRENÉ.
4	1	51	CONEXION DE SERVICIO.
5	6	38	VIDRIO DE NIVEL.
6	1	102	ENTRADA AGUA AMARGA.
7	1	152	SALIDA BY-PASS.
8	1	152	ENTRADA BY-PASS.
9	1	102	SALIDA DE AGUA AMARGA.
10	1	38	SALIDA DE HC.



### NOTAS

- 1) ACOTACIONES Y DIAMETRO DE BOQUILLAS EN MM.
- 2) TUBO DE ALIMENTACION DE ALTURA IGUAL AL NIVEL MAXIMO.
- 3) PLACA DE CHOQUE
- 4) ROMPEDOR DE VORTICE.

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN  
INGENIERIA QUIMICA

HOJA DE DATOS DEL TANQUE ACUMULADOR FA-101  
PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS

TESIS PROFESIONAL

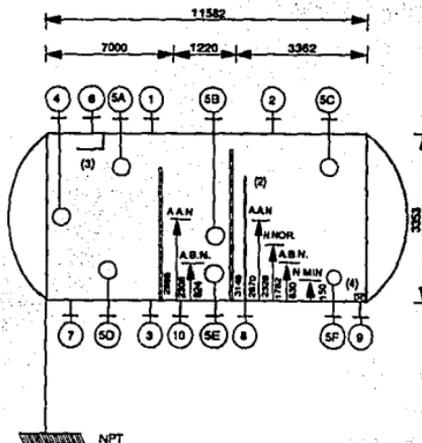
MEJIA ROLDAN

## TANQUE ACUMULADOR DE AGUA AMARGA

CLAVE DEL EQUIPO FA-201		N° UNIDADES UNO	
SERVICIO TANQUE ACUMULADOR DE AGUA AMARGA.		POSICION: HORIZONTAL	
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	AGUA AMARGA	FLUJO: 682.4 LPM	DENSIDAD: 0.981 g/cm <sup>3</sup>
VAPOR O GAS	---	FLUJO: --- m <sup>3</sup> /h	DENSIDAD: --- g/cm <sup>3</sup>
TEMPERATURA OPERACION	40 °C	MAXIMA 60 °C	DISEÑO 75 °C
PRESION: OPERACION	1.03 kg/cm <sup>2</sup> man	MAXIMA --- kg/cm <sup>2</sup> man	DISEÑO 3.22 kg/cm <sup>2</sup> man
DIMENSIONES: LONGITUD T.T	11582 mm	DIAMETRO 3353 mm	CAP. TOTAL 102268 litros
NIVEL: NORMAL	1782 mm	MAXIMO 2870 mm	MINIMO 150 mm
ALARMA ALTO NIVEL	2326 mm	ALARMA BAJO NIVEL 830 mm	NIVEL DE PARO --- mm
MATERIALES: CASCARON	A.C.	CABEZAS A.C.	MALLA SEPARADORA: ESPESOR mm
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO	--- mm	TIPO RECTANGULAR: LONGITUD --- mm	ANCHO --- mm
CORROSION PERM. CASCARON	6.0 mm	CABEZAS 6.0 mm	ASLAMENTO, SI RECUBRIMIENTO INTERNO, NO

### BOQUILLAS (1)

N°	CANT	Ø NOM	SERVICIO
1	1	508	REGISTRO DE HOMBRE.
2	1	51	VENTEO.
3	1	76	DRENE.
4	1	51	CONEXION DE SERVICIO.
5	6	38	VIDRIO DE NIVEL.
6	1	102	ENTRADA AGUA AMARGA.
7	1	152	SALIDA BY-PASS.
8	1	152	ENTRADA BY-PASS.
9	1	102	SALIDA DE AGUA AMARGA.
10	1	38	SALIDA DE HC.



### NOTAS

- 1) ACOTACIONES Y DIAMETRO DE BOQUILLAS EN MM.
- 2) TUBO DE ALIMENTACION DE ALTURA IGUAL AL NIVEL MAXIMO.
- 3) PLACA DE CHOQUE
- 4) ROMPEDOR DE VORTICE.

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN  
INGENIERIA QUIMICA

HOJA DE DATOS DEL TANQUE ACUMULADOR FA-201  
PROCESO CONVENCIONAL C/REC. EXTERNA (PUMP AROUND)  
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS

TESIS PROFESIONAL

MEJIA ROLDAN

de 50 mm mayor a la boquilla de entrada.

- (3) Como la salida de hidrocarburos es de manera eventual y no se tiene un flujo bien definido se utilizará una boquilla de 38 mm ( diámetro mínimo de una boquilla en un recipiente ).

#### 4.1.2 Diseño del Tanque Acumulador de Reflujo, FA-102.

Flujo Volumétrico: 13980 lts/h

Tiempo de residencia

Para un tanque de destilado que actúa únicamente como acumulador de reflujo, se considera un tiempo de residencia de 5 minutos ( de acuerdo al Manual de Diseño de Recipientes del I.M.P). El tiempo de residencia debe ser suficiente para que el personal de operación detecte y corrija una falla alrededor de una pieza de equipo de proceso. El tiempo entre la detección y la corrección del problema depende de la experiencia del personal y el grado de sofisticación del instrumento:

- Para personal bien entrenado multiplicar por 1.2
- Para una instrumentación normal multiplicar por 1.2

Tiempo Residencia = 5 min. \* 1.2 \* 1.2  
= 7.2 min (tiempo de residencia del líquido entre el nivel mínimo y el nivel máximo).

$V_{1iq} = 1,678$  lts (para 7.2 min.)

### Suposición del diámetro

Empleando  $L/D = 3$  ( la cual se encuentra dentro de lo permisible)

$$V = 3.1416 D^2 L / 4$$

$$D = 1016 \text{ mm}$$

$$L = 3048 \text{ mm}$$

Se ajusta el diámetro y longitud del recipiente a medidas comerciales:  $D=1067$  mm y  $L=3048$  mm.

### Verificación del diámetro mediante los niveles.

Con el diámetro supuesto, las alturas de niveles obtenidas fueron:

$$A_T = 0.89416 \text{ m}^2$$

-  $H_1$

$$H_1 = 150 \text{ mm con } H_1/D = 0.1406$$

de tablas para segmentos de circunferencia obtenemos

$$A_1/A_T = 0.0855 \quad A_1 = 0.0764 \text{ m}^2.$$

-  $H_2$

$$A_2 = V/L$$

$$V = 1.678 \text{ m}^3 \text{ y } L = 3.048 \text{ m.}$$

$$A_2 = 0.55 \text{ m}^2$$

$$A_2/A_T = 0.55/0.1406 = 0.615$$

de tablas:

$$H_2/D = 0.591 \quad H_2 = 630.6 \text{ mm.}$$

-  $H_3$

$$H_3 = 1067 - (150 + 630.6)$$

$$H_3 = 286.4 \text{ mm.}$$

La altura  $H_3$  representa el espacio de vapor en el tanque el cual es reducido considerando que el mínimo permitido es de 0.305 m. Por tanto se modificó la relación L/D manteniendo la L= 3048 mm para respetar el ancho comercial de la placa.

$$L/D = 2.50$$

$$L = 3048 \text{ mm}$$

$$D = 1219 \text{ mm}$$

Siguiendo el mismo procedimiento anterior:

$$H_1 = 150 \text{ mm}$$

$$H_2 = 582 \text{ mm}$$

$$H_3 = 1219 - (150 + 582) = 487 \text{ mm, se cumple lo requerido.}$$

Para efecto de lograr una buena separación líquido vapor se colocará una placa deflectora en el tanque.

Dimensionamiento de boquillas

Registro de Hombre: 457 mm

Boquilla para venteo: 51 mm

Boquilla para drenaje: 51 mm  
Conexión de servicio: 51 mm  
Boquillas para nivel: 38 mm  
Boquilla entrada producto domos: 102 mm (1)  
Boquilla salida de gas ácido: 102 mm (2)  
Boquilla para reflujo líquido: 64 mm (3)

(1) Flujo a dos fases

Cálculo empleando los parámetros de Baker (18)  $B_x = 12.2$ ,  
con tubería de 101.6 mm (4 pulg) céd. 40,  
 $B_y = 3294.2$ .

Con  $B_x = 12.2$  y  $B_y = 23294.2$  en coordenadas de Baker  
el tipo de flujo es anular.

Cálculo de la caída de presión :

Caída de Presión en dos fases =  $0.17 \text{ Kg/cm}^2$  (18)

(2) Flujo másico gas ácido: 945 Kg/h

Empleando correlaciones presentes en el artículo  
"Preliminary pipe line sizing". Chemical  
Engineering. Septiembre, 1978.

$D = 102 \text{ mm}$  (4 pulg)

(3) Flujo volumétrico: 13980 lts/h

Velocidad permisible: 1.5 m/s

De  $Q = V \cdot A$

Diámetro = 64 mm

## TANQUE ACUMULADOR DE REFLUJO

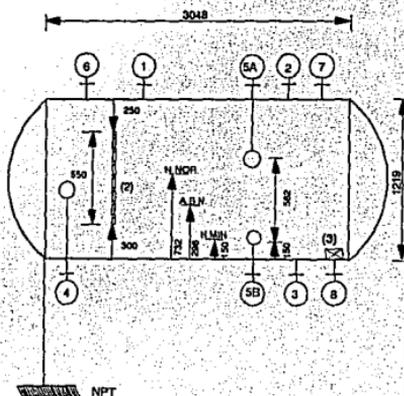
CLAVE DEL EQUIPO FA-102		N° UNIDADES		UNO	
SERVICIO TANQUE ACUMULADOR DE REFLUJO			POSICION: HORIZONTAL		
TIPO DE FLUIDO : LIQUIDO		AGUA AMARGA		FLUJO: 233	LPM ; DENSIDAD 0.869
VAPOR O GAS		GAS ACIDO		FLUJO: 0.186	m <sup>3</sup> /s ; DENSIDAD 0.0013
TEMPERATURA OPERACION		88	°C ; MAXIMA 91	°C ; DISEÑO 106	
PRESION : OPERACION		0.93	kg/cm <sup>2</sup> man ; MAXIMA 1.06	kg/cm <sup>2</sup> man ; DISEÑO 3.29	
DIMENSIONES : LONGITUD T.T		3048 mm ; DIAMETRO 1219		mm ; CAP. TOTAL 3557	
NIVEL : NORMAL		732	mm ; MAXIMO	mm ; MINIMO 150	
ALARMA ALTO NIVEL		mm ; ALARMA BAJO NIVEL		296 mm ; NIVEL DE PARO	
MATERIALES : CASCARON		A.C. (4) CABEZAS A.C. (4)		MALLA SEPARADORA: ESPESOR	
TIPO CIRCULAR : DIAMETRO		mm ; TIPO RECTANGULAR : LONGITUD		mm ; ANCHO	
CORROSION PERM. CASCARON		6 mm ; CABEZAS 6 mm		AISLAMIENTO, SI RECURBIMIENTO INTERNO, NO	

### BOQUILLAS (1)

Nº	CANT	φNOM	SERVICIO
1	1	610	REGISTRO DE HOMBRE.
2	1	51	VENTEO.
3	1	51	DRENE.
4	1	51	CONEXION DE SERVICIO.
5	2	38	VIDRIO DE NIVEL.
6	1	102	ENTRADA PRODUCTO DOMOS
7	1	102	SAIDA GAS ACIDO.
8	1	64	SAIDA REFLUJO LIQUIDO.

### NOTAS

- 1) ACOTACIONES Y DIAMETRO DE BOQUILLAS EN MM.
- 2) PLACA DEFLECTORA.
- 3) ROMPEDOR DE VORTICE.
- 4) SA-516-70



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN  
INGENIERIA QUIMICA

HOJA DE DATOS DEL TANQUE ACUMULADOR DE REFLUJO FA-102  
PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE  
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS

TESIS PROFESIONAL

MEJIA ROLDAN

## 4.2 DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR.

Un Intercambiador de Calor es un dispositivo utilizado para intercambiar energía térmica de un fluido a otro, a través de las paredes de unos tubos, por un lado de los cuales circula un fluido a presión y temperatura determinadas, y por el otro circula otro fluido diferente. A este tipo de intercambiadores se les llama tubulares, existen otros tipos como son: los monotubulares, soloaire, de placas, etc.

Por la función que desempeñan los intercambiadores de calor, pueden denominarse como calentadores, enfriadores, evaporadores, condensadores, etc.

La Asociación de fabricantes de Intercambiadores de Calor Tubulares (TEMA), ha publicado "estándares" en los cuales se identifican los intercambiadores por tres letras: la primera de ellas puede ser A,B,C,D, ó N e indica el tipo de cabezal frontal o de entrada que tiene el intercambiador en cuestión, la segunda letra deberá ser E,F,G,H,J,K, ó X e indicará el número de pasos y la forma en que pasa el fluido a través del cuerpo; finalmente la tercera y última letra de las siguientes L,M,N,P,S,T,U,W nos indica el tipo de cabezal posterior que tiene el intercambiador.

Las partes integrantes más generales de un intercambiador son:

1. Envolvente ó cuerpo
2. Tapa del cabezal
3. Bonete ó cabezal anterior
4. Brida del bonete anterior
5. Boquillas en el cuerpo
6. Espejo fijo
7. Bonete posterior
8. Tapa del bonete posterior
9. Boquillas en los bonetes
10. Brida del bonete posterior
11. Tensores
12. Espaciadores
13. Mamparas separadoras de pasos
14. Bafles
15. Tubos de transferencia
16. Venteos
17. Drenes
18. Indicadores de presión
19. Indicadores de temperatura
20. Placas de respaldo
21. Placas de refuerzo en boquillas
22. Juntas de expansión
23. Silletas ó soportes
24. Espejo flotante
25. Tapa del cabezal flotante

26. Brida de la tapa del cabezal flotante
27. Placa de choque
28. Anillo bipartido
29. Brida y retén
30. Pernos de ojo
31. Vertedero

En este inciso se establecen las bases para el diseño termohidráulico de los intercambiadores de calor presentes en las Plantas de Tratamiento de Aguas Amargas en cuestión.

En el diseño de un intercambiador sólo se encuentran especificadas las condiciones de proceso (carga térmica, flujos, temperaturas, presiones, factores de ensuciamiento, y caídas de presión permisibles, principalmente); tomando como base las especificaciones de proceso se tendrá que especificar completamente la geometría del intercambiador: número, longitud y diámetro de los tubos, diámetro y tipo de envolvente, geometría de los baffles, etc. de tal forma que estos parámetros cumplan tanto térmica como hidráulicamente con el servicio deseado. Para encontrar estos parámetros, se tiene que establecer tentativamente una geometría dada, y realizar un análisis de la misma; si ésta no cumple con el servicio, se modifica a criterio del diseñador y se evalúa nuevamente. Este procedimiento se repetirá tantas veces como sea necesario, hasta encontrar un arreglo tal que cumpla con las condiciones de proceso. La estructura lógica del diseño de un intercambiador se muestra en la Figura 4-1.

ESTRUCTURA BASICA DEL PROCESO DE DISEÑO  
DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR

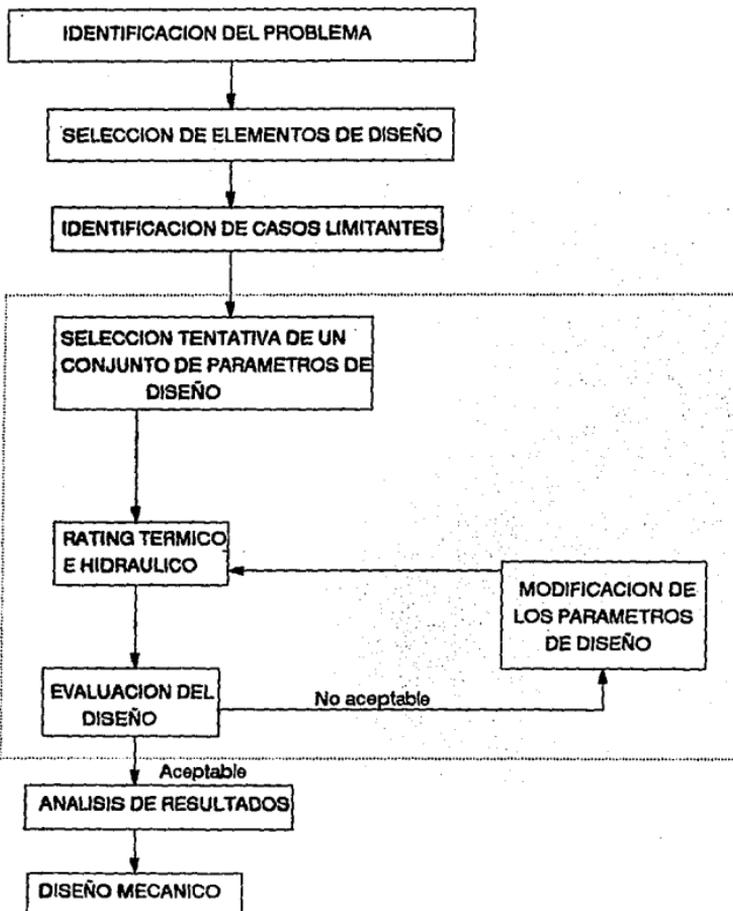


FIG. 4-1 DISEÑO DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR

De acuerdo con esta secuencia, al iniciar el diseño de un intercambiador de calor, el problema primeramente debe ser identificado lo más completamente posible, después se determina una geometría preliminar ( número de pasos por envolvente y por tubos) del intercambiador en base a las condiciones de proceso; continúa el análisis de todos aquellos parámetros que el diseñador tiene que especificar para cada diseño en particular dado que todos estos elementos se presentan con varias alternativas y existe un conjunto de criterios generales que se han acumulado a través de muchas experiencias y que ayudan a seleccionar la alternativa adecuada para cada caso.

A continuación se enumeran los elementos de diseño más importantes:

1. Localización de fluidos en tubos y envolvente.
2. Tipo de cuerpo.
3. Tipo de cabezales.
4. Tipo de tubos.
5. Arreglo de los tubos.
6. Caída de presión permisible.
7. Velocidades recomendables.
8. Selección de materiales.

Con todos los elementos de diseño seleccionados anteriormente, se tiene una idea más clara de las características físicas que puede tener el intercambiador de calor; sólo falta por

especificar algunas variables, siendo necesario tener un intercambiador preliminar casi completamente especificado. Para facilitar este paso se va a partir de la suposición de una sola variable: el Coeficiente Global de Transferencia de Calor, a partir de valores tabulados para diferentes servicios y condiciones de operación, ó a partir de valores obtenidos a través de la experiencia. Una vez que la Carga Térmica, la diferencia de temperaturas y el Coeficiente Global de Transferencia son conocidas, se puede estimar el área necesaria.

La parte central de la estructura lógica en el diseño de un intercambiador (sección punteada en la Fig. 4-1) puede ser realizada indistintamente por métodos manuales ó por un simulador de procesos. Sin embargo la parte más importante de este proceso queda fuera del control de la computadora, como son la identificación del problema, la selección de elementos de diseño y el análisis de resultados.

Se procedió de la siguiente manera para el diseño de los intercambiadores presentes en las plantas de Tratamiento de Aguas Amargas en cuestión:

1) A partir de las condiciones de proceso, se calcula la carga térmica (Q) del balance de calor:

$$W_2 * C_{p2} * (T_2 - T_1) = W_1 * C_{p1} * (t_2 - t_1) \dots\dots (1)$$

donde:

W2 :Flujo másico de la corriente caliente (kg/h).

Cp2: Calor Específico de la corriente caliente (Kcal/Kg°C).

T2 : Temperatura final del fluido caliente (°C).

T1 : Temperatura inicial del fluido caliente (°C).

W1 : Flujo másico de la corriente fría (Kg/h).

Cp1: Calor Específico de la corriente fría (Kcal/Kg°C).

t2 : Temperatura final del fluido frío (°C).

t1 : Temperatura inicial del fluido frío (°C).

2) Cálculo de la media logarítmica de la diferencia de temperaturas (MLDT), en base a las temperaturas presentes en la terminal fría y caliente del intercambiador:

$$MLDT = \frac{dt_2 - dt_1}{\ln dt_2/dt_1} \dots\dots(2)$$

$$\ln dt_2/dt_1$$

$$dt_2 = T_1 - t_2$$

$$dt_1 = T_2 - t_1$$

3) Obtención de los grupos de Temperatura R y S

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \dots\dots(3)$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \dots\dots(4)$$

4) Determinación de la geometría preliminar del intercambiador en cuestión, mediante la determinación gráfica del factor de corrección de la MLDT : Ft. Si el factor Ft es mayor de 0.75-0.8, la geometría preliminar se acepta.

5) Suposición del Coeficiente Global de Transferencia de Calor de diseño:  $U_D$ , en base a valores de coeficientes

reportados en bitácoras del Instituto Mexicano del Petróleo para el diseño de Intercambiadores de Calor que manejan fluidos de este tipo ( Agua Amarga).

6) Cálculo de un área de prueba a partir de la ecuación de Fourier.

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \cdot F_T \dots\dots(5)$$

A partir de este punto, se emplea el simulador de procesos. Actualmente, el Departamento de Proceso del Instituto Mexicano del Petróleo cuenta con un simulador de procesos (PRO II) para el diseño y evaluación de cambiadores de calor. Este simulador emplea la correlación de Sieder y Tate para determinar el Coeficiente de Transferencia de película en tubos, dicha correlación proporciona resultados bastante aproximados a la realidad. Para el cálculo de los coeficientes individuales de Transferencia de Calor por la envolvente, utiliza uno de los métodos semianalíticos de las diferentes corrientes en la envolvente: el Método Bell-Delaware.

Se alimenta al simulador los siguientes datos correspondientes al intercambiador en cuestión :

- Carga Térmica.
- Geometría Preliminar: Número de pasos por tubos y por envolvente.
- Area de prueba.
- Disposición y especificación de las corrientes de proceso.

- Tipo de Intercambiador T.E.M.A.
- Factor de ensuciamiento del lado envolvente y lado tubos.
- Caídas de presión permisibles en lado tubos y lado coraza.
- Material.

Los tubos usados en los intercambiadores tienen una longitud comercial de 4.9 m (16 pies), BWG igual a 14, Paso (Pitch) de tipo cuadrado 90°, y un diámetro de 19 mm.

Las características geométricas de la envolvente como corte y espacio entre las mamparas tomaron el valor proporcionado por el simulador que corresponden a valores típicos.

Resultados proporcionados por el simulador:

- Coeficiente Global de Transferencia de Calor ( $U_D$ ) disponible y requerido .
- Area disponible y requerida.
- Caída de presión permisible y calculada, lado envolvente y lado tubos.
- Hoja de Datos del Intercambiador.

Los resultados que a continuación se presentan para cada uno de los intercambiadores presentes en las respectivas Plantas de Tratamiento de Aguas Amargas, son aquellos reportados por el simulador cuando:

$Q$  disponible =  $Q$  requerido  
 $U$  calculado =  $U$  supuesto  
 $dP_i$  calculada =  $dP_i$  permisible  
 $dP_o$  calculada =  $dP_o$  permisible  
i=tubos            o=envolvente

y por tanto se asegura que los equipos cumplen térmica e hidráulicamente con el servicio definido.

Las Hojas de Datos de los intercambiadores que cumplen térmica e hidráulicamente para los Procesos Convencional y con Recirculación externa (Pump-Around) se mostrarán al final de esta sección.

#### **4.2.1 Precalentador de Carga/Fondos del Agotador de Agua Amarga; EA-101, EA-201.**

Precalentador de Carga de la Planta de Tratamiento de Agua Amarga con Sistema Convencional; EA-101.

Este intercambiador tiene como función precalentar la carga del agotador de agua amarga DA-101 con la corriente de fondos del mismo agotador constituida por agua desflema.

Las características de las corrientes que intercambian calor en este equipo son las siguientes:

	Agua Amarga	Agua Desfleada
Flujo (Kg/h)	39,776	38,831
Temperatura (°C)	40.141	130.616
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> ) abs.	5.39	2.83

En base a las características anteriores, se determina la localización de los fluidos en tubos y coraza.

Entre los factores que determinan la disposición de las corrientes se encuentra la presión y temperatura, el primero no es impactante debido a que la diferencia en presión es mínima entre las dos corrientes, el segundo factor es gobernado por el siguiente criterio: los fluidos con mayor temperatura se disponen por lado tubos y los de menor temperatura por lado envolvente; sin embargo el factor corrosión predomina sobre los dos anteriores, esto quiere decir que el fluido más corrosivo (Agua Amarga) se dispone en tubos y el fluido menos corrosivo (Agua desfleada) en la envolvente.

Por experiencia, en el uso de intercambiadores para este servicio se especifica que el intercambiador es del tipo A.E.S. ( intercambiador de cabezal flotante de anillo dividido con cubierta removible y un paso en la coraza ) de acuerdo a T.E.M.A.

Los datos alimentados al simulador para el diseño del intercambiador EA-101 son los siguientes:

I) Disposición y características de las corrientes por lado de tubos y de envolvente, descritas anteriormente.

II) Carga Térmica.

De la ecuación (1):

$$Q = W_2 * Cp_2 * (T_2 - T_1) = W_1 * Cp_1 * (t_2 - t_1) \dots\dots (1)$$

$$W_2 = 38,831 \text{ Kg/h.}$$

$$W_1 = 39,776 \text{ Kg/h.}$$

$$Cp_1 = 1.0 \text{ Kcal/Kg}^{\frac{1}{2}}\text{C}$$

$$Cp_2 = 1.01 \text{ Kcal/Kg}^{\frac{1}{2}}\text{C}$$

$$T_1 = 130.616^{\frac{1}{2}}\text{C}$$

$$T_2 = 68.616^{\frac{1}{2}}\text{C}$$

$$t_1 = 40.141^{\frac{1}{2}}\text{C}$$

$$T_1 = 101^{\frac{1}{2}}\text{C}$$

Introduciendo los datos anteriores en la ecuación 1, tenemos:

$$Q = 2.42 \text{ MKcal/h} = 2.42 \text{ MKcal/h}^*$$

\*Millones de Kilocalorías por hora.

III) Tipo T.E.M.A. : A.E.S

IV) Geometría preliminar.

Cálculo de los grupos de temperatura R y S:

Introduciendo valores en las ecuaciones:

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \dots\dots (3)$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \dots\dots (4)$$

$$R = 1.017$$

$$S = 0.672$$

Con estos valores de R y S se determina gráficamente el factor de corrección de temperatura  $F_T$ .

De acuerdo a la gráfica de factores de corrección, para una geometría de 3 pasos por coraza, 6 ó mas pasos en los tubos el factor  $F_T$  es 0.92 por tanto, esta geometría acepta y equivale a la disposición de 3 intercambiadores en serie 1 en paralelo con 1 paso por envolvente y dos pasos por tubos respectivamente.

V) Area de prueba.

Cálculo de la MLDT a partir de la ecuación 2:

$$MLDT = \frac{dt_2 - dt_1}{\ln dt_2/dt_1} \dots\dots(2)$$

$$\ln dt_2/dt_1$$

Sustituyendo los datos correspondientes:

$$MLDT = 29.074 \text{ } \frac{1}{2} \text{ } ^\circ\text{C}.$$

De la ecuación 5:

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \cdot F_T \dots\dots(5)$$

empleando un coeficiente global de calor recomendado para el servicio:

$$U = 482.577 \text{ Kcal/hm}^2 \frac{1}{2} \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = 189 \text{ m}^2.$$

VI) Factor de ensuciamiento: 0.00067 hm<sup>2</sup>/Kcal lado envolvente;  
0.0006 hm<sup>2</sup>/Kcal lado tubos<sup>(20)</sup>.

VII) Caída de presión permisible: 0.7 Kg/cm<sup>2</sup> lado envolvente; 0.7 Kg/cm<sup>2</sup> lado tubos<sup>(14)</sup>.

VIII) Longitud de Tubos: 4.9 m (16 pies).

IX) Material SA-516-70.

La secuencia de cálculo anterior es la misma que se establece para el diseño de todos los intercambiadores de las plantas.

Pre calentador de Carga de la Planta de Tratamiento de Agua Amarga con Recirculación Externa (Pump-Around); EA-201.

El servicio de este equipo es el mismo del intercambiador EA-101, al respectivo agotador de agua amarga DA-201.

Las propiedades de las corrientes presentes en este intercambiador son:

	Agua Amarga	Agua Desfleada
Flujo (Kg/h)	39,776	38,814
Temperatura (°C)	40.10	124.23
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	4.90	2.33

Especificaciones proporcionadas al simulador para el diseño del intercambiador EA-201:

- Disposición y características de las corrientes por lado de tubos y de envolvente descritas anteriormente.

- Area de prueba: 289.241 m<sup>2</sup>.

- Carga Térmica: 2.425 MKcal/h\*

\*Millones de Kilocalorías por hora.

- Tipo T.E.M.A. : A.E.S

- Geometría Preliminar: 3 pasos por coraza, 6 pasos por tubos, lo que equivale a la disposición de 3 intercambiadores en serie 1 en paralelo con 1 paso por envolvente y dos pasos por tubos respectivamente.

- Factor de ensuciamiento: 0.00067 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado envolvente; 0.0006 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado tubos.

- Caída de presión permisible: 0.7 Kg/cm<sup>2</sup> lado envolvente; 0.7 Kg/cm<sup>2</sup> lado tubos.

- Longitud de Tubos: 4.9 m (16 pies).

- Material SA-516-70.

#### 4.2.2 Rehervidor del agotador de Agua Amarga; EA-102,EA-202.

Diseño del Intercambiador de Calor EA-102.

Este Intercambiador tiene la función de rehervidor del agotador de agua amarga DA-101 del sistema convencional.

Las características de las corrientes presentes en este rehervidor son las siguientes:

	Agua Desfleada	Vapor Baja Presión
Flujo(Kg/h)	53,553	15,033
Temperatura(°C)	130.4	145.0
Presión(Kg/cm <sup>2</sup> abs.)	2.8	4.29

El rehervidor consiste en un termosifón horizontal y por tanto está enfocado a minimizar la caída de presión del fluido a vaporizar por la envolvente, es decir a conseguir la mayor área de flujo a través del intercambiador. Dentro de la clasificación T.E.M.A se ha elegido el tipo B.J.U que corresponde a un intercambiador de tubos en U con cabezal fijo de tipo bonete y coraza de flujo dividido, asegurando de esta forma cumplir con una caída de presión mínima.

Datos proporcionados para el diseño del intercambiador EA-102:

- Disposición y características de las corrientes. El Agua desfleada (líquido a vaporizar) fluye por envolvente, el Vapor de Baja Presión por tubos.
  - Area de prueba: 311 m<sup>2</sup>.
  - Carga Térmica: 7.670 MKcal/h\*
- \*Millones de Kilocalorías por hora.
- Tipo T.E.M.A. : B.J.U
  - Geometría Preliminar: Dos pasos por tubos, Uno por envolvente.

- Factor de ensuciamiento: 0.00067 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado envolvente; 0.0001 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado tubos.
- Caída de presión permisible: 0.35 Kg/cm<sup>2</sup> lado envolvente; 0.35 Kg/cm<sup>2</sup> lado tubos.
- Longitud de Tubos: 4.9 m (16 pies).
- Material SA-516-70.

Diseño del Intercambiador de Calor EA-202.

Este Intercambiador constituye el rehervidor de la columna agotadora EA-201 del sistema con Recirculación Externa (Pump-Around).

Las corrientes presentes en este intercambiador son:

	Agua Desfleada	Vapor Baja Presión
Flujo(Kg/h)	50,258	11,783
Temperatura (°C)	124	145.0
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> abs.)	2.3	4.29

Datos proporcionados para el diseño del intercambiador EA-202:

- Disposición y características de las corrientes. El Agua desfleada (líquido a vaporizar) fluye por envolvente, el Vapor de Baja Presión por tubos.
- Area de prueba: 175.843 m<sup>2</sup>.

- Carga Térmica : 6.01 MKcal/h\*
- \*Millones de Kilocalorías por hora.
- Tipo T.E.M.A. : B.J.U
- Geometría Preliminar: Dos pasos por tubos, Uno por envolvente.
- Factor de ensuciamiento: 0.00067 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado envolvente; 0.0001 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado tubos.
- Caída de presión permisible: 0.35 Kg/cm<sup>2</sup> lado envolvente; 0.35 Kg/cm<sup>2</sup> lado tubos.
- Longitud de Tubos: 4.9 m (16 pies).
- Material SA-516-70.

#### 4.2.3 Condensador de Producto de domos, EA-103.

El Intercambiador EA-103 tiene como función condensar el producto domos de la Torre Agotadora DA-101 del Sistema Convencional.

Las propiedades de las corrientes son:

	Domos Agotador (corr.114)	Agua de Enfto.
Flujo (Kg/h)	13,094	571816
Temperatura (°C)	123.6	32
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	2.63	5

La disposición de corrientes para este Intercambiador, en un principio había sido regida por el factor corrosivo, es decir los gases amargos provenientes del domo del agotador se disponían en los tubos, y el agua de enfriamiento por envolvente; sin embargo, el área disponible resultó ser mucho mayor que el área requerida para cumplir con una caída de presión permisible. Se invirtió la disposición de las corrientes.

Los datos proporcionados al simulador para el diseño del intercambiador EA-103 son los siguientes:

- Disposición y características de las corrientes. Vapores Amargos fluye por envolvente, Agua de Enfriamiento por tubos.
- Area de prueba: 140 m<sup>2</sup>.
- Carga Térmica: 6.276 MKcal/h\*
- \*Millones de Kilocalorías por hora.
- Tipo T.E.M.A. : A.E.S
- Geometría Preliminar: Dos pasos por tubos, Uno por envolvente.
- Factor de ensuciamiento: 0.0006 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado envolvente; 0.0005 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado tubos.
- Caída de presión permisible: 0.7 Kg/cm<sup>2</sup> lado envolvente; 0.7 Kg/cm<sup>2</sup> lado tubos.
- Longitud de Tubos: 4.9 m (16 pies).
- Material SA-516-70.

#### 4.2.4 Enfriador lateral del Agotador, EA-203.

El Intercambiador EA-203 tiene la función de enfriar la corriente de recirculación del agotador DA-201 del sistema con Recirculación Externa (Pump-Around).

Las propiedades de las corrientes presentes son:

	Domos Agotador (Recirculación)	Agua de Enfto.
Flujo(Kg/h)	96,947	442,704
Temperatura (°C)	107.9	32
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	2.12	5

Los datos proporcionados al simulador para el diseño del intercambiador EA-203 son los siguientes:

- Disposición y características de las corrientes: Corriente de Recirculación fluye por envolvente, Agua de Enfriamiento por tubos. Esta disposición tiene como base el tipo de servicio. El agua de enfriamiento comúnmente se dispone por tubos a menos de que se justifique lo contrario.

- Area de prueba: 148.216 m<sup>2</sup>.

- Carga Térmica: 4.86 MKcal/h\*

\*Millones de Kilocalorías por hora.

- Tipo T.E.M.A. : A.E.S

- Geometría Preliminar: Dos pasos por tubos, Uno por envolvente.
- Factor de ensuciamiento: 0.0006 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado envolvente; 0.0005 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado tubos.
- Caída de presión permisible: 0.7 Kg/cm<sup>2</sup> lado envolvente; 0.7 Kg/cm<sup>2</sup> lado tubos.
- Longitud de Tubos: 4.9 m (16 pies).
- Material SA-516-70.

#### 4.2.5 Enfriador de Producto de Fondos del Agotador; EA-104, EA-204.

#### Diseño del Intercambiador EA-104

#### Propiedades de las corrientes:

	Agua Desfleada	Agua de Enfto.
Flujo (Kg/h)	38,831	80,452
Temperatura (°C)	68.7	32
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	7.5	5

#### Datos alimentados al simulador para el diseño del Intercambiador EA-104:

- Disposición y características de las corrientes. Agua Desfleada fluye por envolvente, Agua de Enfriamiento por tubos.

- Area de prueba: 51.94 m<sup>2</sup>.
- Carga Térmica: 0.883 MKcal/h\*
- \*Millones de Kilocalorías por hora.
- Tipo T.E.M.A. : A.E.S
- Geometría Preliminar: Dos pasos por tubos, Uno por envolvente.
- Factor de ensuciamiento: 0.0006 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado envolvente;  
0.0005 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado tubos.
- Caída de presión permisible: 0.7 Kg/cm<sup>2</sup> lado envolvente;  
0.7 Kg/cm<sup>2</sup> lado tubos.
- Longitud de Tubos: 4.9 m (16 pies).
- Material SA-516-70.

**Diseño del Intercambiador EA-204.**

Las propiedades de las corrientes presentes en este intercambiador son las siguientes:

	Agua Desfleada	Agua de Enfto.
Flujo (Kg/h)	38,814	57,324
Temperatura (°C)	62.2	32
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	7.5	5

Datos alimentados al simulador para el diseño del Intercambiador EA-104:

- Disposición y características de las corrientes. Agua Desflemada fluye por envolvente, Agua de Enfriamiento por tubos.

- Area de prueba: 43.52 m<sup>2</sup>.

- Carga Térmica: 0.6293 MKcal/h\*

\*Millones de Kilocalorías por hora.

- Tipo T.E.M.A. : A.E.S

- Geometría Preliminar: Dos pasos por tubos, Uno por envolvente.

- Factor de ensuciamiento: 0.0006 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado envolvente;  
0.0005 hm<sup>2</sup>C/Kcal lado tubos.

- Caída de presión permisible: 0.7 Kg/cm<sup>2</sup> lado envolvente;  
0.7 Kg/cm<sup>2</sup> lado tubos.

- Longitud de Tubos: 4.9 m (16 pies).

- Material SA-516-70.

UNIT 4. '101'. 'REC.'

OPERATING CONDITIONS

	OVERALL	
DUTY, M*KCAL/HR	2.4240	
LMTD, C	29.074	
MTD, C	26.491	
F FACTOR, (FT)	0.911	
U*A, KCAL/HR-C	91505.258	
U, KCAL/HR-M2-C	482.577	482.577 (REQD)
A, M2	189.618	189.618 (REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
FEED(S)	112	
PRODUCTS LIQUID	113	
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	N/A
K*KG/HR	N/A	N/A
CP, KCAL/KG-C	N/A	N/A
LIQUID, KG-MOL/HR	2155.480	2155.480
K*KG/HR	38.831	38.831
CP, KCAL/KG-C	1.020	1.000
TOTAL, KG-MOL/HR	2155.480	2155.480
K*KG/HR	38.831	38.831
VAPORIZATION, KG-MOL/HR	N/A	
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, C	130.616	68.681
PRESSURE, KG/CM2	2.833	2.833

TUBE SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
FEED(S)	105	
PRODUCTS LIQUID	106	
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	N/A
K*KG/HR	N/A	N/A
CP, KCAL/KG-C	N/A	N/A
LIQUID, KG-MOL/HR	2198.480	2198.480
K*KG/HR	39.776	39.776
CP, KCAL/KG-C	0.995	1.005
TOTAL, KG-MOL/HR	2198.480	2198.480
K*KG/HR	39.776	39.776
VAPORIZATION, KG-MOL/HR	N/A	
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, C	40.141	101.000
PRESSURE, KG/CM2	5.490	5.490

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER '101'

-----

I EXCHANGER NAME REC.		UNIT ID 101	
I SIZE 550 - 4870 TYPE AES.		HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 3 SERIES	
I AREA/UNIT 189. M2 ( 189. M2 REQUIRED)		AREA/SHELL 63. M2	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT			
		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
I FEED STREAM ID		112	105
I FEED STREAM NAME			
I TOTAL FLUID	KG/HR	38831.	39776.
I VAPOR (IN/OUT)	KG/HR	/	/
I LIQUID	KG/HR	38831. /	39776. /
I STEAM	KG/HR	/	/
I WATER	KG/HR	/	/
I NON CONDENSIBLE	KG/HR		
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG. C	130.6 /	68.7 /
I PRESSURE (IN/OUT)	KG/CM2	2.83 /	2.83 /
I SP. GR., LIQ (4C / 4C H2O)		1.000 /	1.000 /
I VAP (4C / 4C AIR)		/	/
I DENSITY, LIQUID	KG/M3	935.097 /	977.293 /
I VAPOR	KG/M3	/	/
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.210 /	0.408 /
I VAPOR	CP	/	/
I THRML COND, LIQ	KCAL/HR-M-C	0.5914 /	0.5661 /
I VAP	KCAL/HR-M-C	/	/
I SPEC. HEAT, LIQUID	KCAL/KG-C	1.0201 /	0.9998 /
I VAPOR	KCAL/KG-C	/	/
I LATENT HEAT	KCAL/KG		
I VELOCITY	M/SEC	0.39	0.60
I DP/SHELL CALC/ALLOW	KG/CM2	0.14 /	0.70 /
I FOULING RESIST	HR-M2-C/KCAL	0.00067 ( 0.00067 RECD)	0.00060
I TRANSFER RATE	KCAL/HR-M2-C	SERVICE 482.58 ( 482.58 RECD)	CLEAN 1583.14
I HEAT EXCHANGED	M/KCAL/HR	2.424	MTD (CORRECTED) 26.5 FT 0.911
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL			
		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
I DESIGN PRESSURE	KG/CM2	4.1	6.7
I NUMBER OF PASSES		1	2
I MATERIAL		SA-516-70	SA-179
I INLET NOZZLE ID	MM	102.3	102.3
I OUTLET NOZZLE ID	MM	102.3	102.3
I TUBE: NUMBER	221	OD 19.050	MM BWG 14
I TYPE BARE			LENGTH 4.9 M
I SHELL: ID	550.00	MM	PITCH 25.4
I BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):	MM 160.50/ 122.95/ 160.50, SINGLE
I RHD-V2: INLET NOZZLE	1842.7	KG/M-SEC2	
I TOTAL WEIGHT/SHELL	KG	1541.1	FULL OF WATER 4320.9 BUNDLE 1744.0

SIMULATION SCIENCES INC.  
 PROJECT TERODA  
 PROBLEM HXSCONV

R  
 PRO/11 VERSION 3.13  
 OUTPUT  
 RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

PAGE P-10  
 386/EM  
 teroda1  
 02/27/92

UNIT 8, '102', 'Unit-EA2'

OPERATING CONDITIONS	OVERALL		
DUTY, M*KCAL/HR	7.6702		
LMTD, C	15.203		
MTD, C	16.202		
F FACTOR, (FT)	1.000		
U*A, KCAL/HR-C	473401.313		
U: KCAL/HR-M2-C	1521.591	1518.409	(REDD)
A, M2	311.758	311.123	(REDD)

SHELL SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
FEED(S)	110	
PRODUCTS MIXED		111
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	816.081
K*KG/HR	N/A	14.702
CP, KCAL/KG-C	N/A	0.463
LIQUID, KG-MOL/HR	2972.700	2156.619
K*KG/HR	53.553	38.851
CP, KCAL/KG-C	1.020	1.020
TOTAL, KG-MOL/HR	2972.700	2972.700
K*KG/HR	53.553	53.553
VAPORIZATION, KG-MOL/HR		816.081
L/F	1.0000	0.7255
TEMPERATURE, C	130.400	130.803
PRESSURE, KG/CM2	2.820	2.820

TUBE SIDE CONDITIONS	INLET	OUTLET
FEED(S)	VAP0	
PRODUCTS LIQUID		LEAT
VAPOR, KG-MOL/HR	834.471	N/A
K*KG/HR	15.033	N/A
CP, KCAL/KG-C	0.469	N/A
LIQUID, KG-MOL/HR	N/A	834.471
K*KG/HR	N/A	15.033
CP, KCAL/KG-C	N/A	1.020
TOTAL, KG-MOL/HR	834.471	834.471
K*KG/HR	15.033	15.033
CONDENSATION, KG-MOL/HR		834.471
L/F	0.0000	1.0000
TEMPERATURE, C	145.000	142.000
PRESSURE, KG/CM2	4.290	4.290

SIMULATION SCIENCES INC.  
 PROJECT TERODA  
 PROBLEM HXSCONV

R  
 PRO/II VERSION 3.13  
 OUTPUT  
 RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY

PAGE P-11  
 386/EM  
 terodal  
 02/27/93

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER '102'

EXCHANGER NAME	Unit-EA2	UNIT ID	102
SIZE	1000 - 4970	TYPE	BJU. HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES
AREA/UNIT	311. M2 ( 311. M2 REQUIRED)	AREA/SHELL	311. M2
PERFORMANCE OF ONE UNIT			
		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
FEED STREAM ID		110	VAPD
FEED STREAM NAME			
TOTAL FLUID	KG/HR	53553.	15033.
VAPOR (IN/OUT)	KG/HR	/ 14702.	15033. /
LIQUID	KG/HR	53553. /	/ 15033. /
STEAM	KG/HR	/	/
WATER	KG/HR	/	/
NON CONDENSIBLE	KG/HR	/	/
TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	130.4 /	130.8 / 145.0 / 143.0
PRESSURE (IN/OUT)	KG/CM2	2.82 /	2.82 / 4.29 / 4.29
SP. GR., LID (4C / 4C H2O)		1.000 /	1.000 /
VAP (4C / 4C AIR)		/	0.622 /
DENSITY, LIQUID	KG/M3	935.278 /	934.940 / 920.695
VAPOR	KG/M3	/	1.506 / 2.320 /
VISCOSITY, LIQUID	CP	0.210 /	0.210 / 0.185
VAPOR	CP	/	0.013 / 0.014 /
THRML COND. LIQ	KCAL/HR-M-C	0.5914 /	0.5914 / 0.5916
VAP	KCAL/HR-M-C	/	0.0234 / 0.0246 /
SPEC. HEAT. LIQUID	KCAL/KG-C	1.0199 /	1.0202 / 1.0298
VAPDR	KCAL/KG-C	/	0.4629 / 0.4686 /
LATENT HEAT	KCAL/KG	520.00	509.81
VELOCITY	M/SEC	0.40	0.10
DP/SHELL CALC/ALLOW	KG/CM2	1.00E-02 /	0.35 / 1.00E-02 / 0.35
FUDLING RESIST HR-M2-C/KCAL		0.00022 ( 0.00022 REDD)	0.00010
TRANSFER RATE	KCAL/HR-M2-C	SERVICE 1521.59 (1518.49 REDD),	CLEAN 3233.54
HEAT EXCHANGED	M*KCAL/HR	7.670	MTD(CORRECTED) 16.2 FT 1.000
CONSTRUCTION OF ONE SHELL			
		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
DESIGN PRESSURE	KG/CM2	4.1	5.8
NUMBER OF PASSES		1	2
MATERIAL		SA-516-70	SA-179
INLET NOZZLE ID	MM	102.3	428.1
OUTLET NOZZLE ID	MM	488.9	77.9
TUBE: NUMBER	1094	DD 19.050	MM BWG 14 LENGTH 4.9 M
TYPE	BARE		PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES
SHELL: ID	1000.00	MM	SEALING STRIPS 0 PAIRS
BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):	MM 232.80/ 200.20/ 232.80, SINGLE
RWG-VC:	INLET NOZZLE	3507.7	KG/M-SEC2
TOTAL WEIGHT/SHELL, KG		3201.2	FULL OF WATER 14046.5 BUNDLE 7619.6

UNIT 1, '103'. 'CONDENSADOR.'

OPERATING CONDITIONS

	OVERALL	
DUTY, M*KCAL/HR	6.2774	
LMTD, C	75.652	
MTD, C	74.570	
F. FACTOR, (FT)	0.986	
U*A, KCAL/HR-C	84180.787	
U, KCAL/HR-M <sup>2</sup> -C	848.732	601.292 (REDD)
A, M <sup>2</sup>	140.000	99.184 (REDD)

SHELL SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
FEED(S)	114	
PRODUCTS MIXED		115
VAPOR, KG-MOL/HR	704.113	42.696
K*KG/HR	13.094	0.939
CP, KCAL/KG-C	0.453	0.392
LIQUID, KG-MOL/HR	N/A	661.417
K*KG/HR	N/A	12.155
CP, KCAL/KG-C	N/A	1.018
TOTAL, KG-MOL/HR	704.113	704.113
K*KG/HR	13.094	13.094
CONDENSATION, KG-MOL/HR		661.417
L/F	0.0000	0.9394
TEMPERATURE, C	123.600	88.454
PRESSURE, KG/CM <sup>2</sup>	2.630	2.630

TUBE SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
FEED(S)	AEN2	
PRODUCTS LIQUID		AEN3
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	N/A
K*KG/HR	N/A	N/A
CP, KCAL/KG-C	N/A	N/A
LIQUID, KG-MOL/HR	31741.104	31714.104
K*KG/HR	571.816	571.816
CP, KCAL/KG-C	0.998	0.998
TOTAL, KG-MOL/HR	31741.104	31741.104
K*KG/HR	571.816	571.816
VAPORIZATION, KG-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, C	32.000	43.000
PRESSURE, KG/CM <sup>2</sup>	6.390	6.390

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER '103'

=====

EXCHANGER NAME	CONDENSADOR.	UNIT ID	103
SIZE	800 - 4870 TYPE AES,	HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES
AREA/UNIT	140. M2 ( 99. M2 REQUIRED)	AREA/SHELL	140. M2

PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
FEED STREAM ID		114		AEN2	
FEED STREAM NAME					
TOTAL FLUID	KG/HR	13094.		571816.	
VAPOR (IN/OUT)	KG/HR	13094. /	939.	/	/
LIQUID	KG/HR	/	12155.	571816. /	571816.
STEAM	KG/HR	/	/	/	/
WATER	KG/HR	/	/	/	/
NON CONDENSIBLE	KG/HR	/	/	/	/
TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	123.6 /	88.5	32.0 /	43.0
PRESSURE (IN/OUT)	KG/CM2	2.63 /	2.63	6.39 /	6.39

SP. GR., LIQ (4C / 4C H2O)		/	0.945	1.000 /	1.000
VAP (4C / 4C AIR)		0.642 /	0.759	/	/
DENSITY, LIQUID	KG/M3	/	868.673	993.419 /	989.254
VAPOR	KG/M3	1.479 /	1.410	/	/
VISCOSITY, LIQUID	CP	/	0.278	0.764 /	0.616
VAPOR	CP	0.013 /	0.013	/	/
THRML COND, LIQ	KCAL/HR-M-C	/	0.5273	0.5329 /	0.5443
VAP	KCAL/HR-M-C	0.0236 /	0.0228	/	/
SPEC.HEAT, LIQUID	KCAL/KG-C	/	1.0175	0.9980 /	0.9978
VAPOR	KCAL/KG-C	0.4534 /	0.3917	/	/
LATENT HEAT	KCAL/KG	508.49			
VELOCITY	M/SEC	6.61		3.86	
DP/SHELL CALC/ALLOW	KG/CM2	0.69 / 0.7		1.39 / 0.7	
FOULING RESIST HR-M2-C/KCAL		0.00060 ( 0.00108 REQD)		0.00050	

TRANSFER RATE	KCAL/HR-M2-C	SERVICE	848.73 ( 601.29 REQD)	CLEAN	3111.60
HEAT EXCHANGED	M*KCAL/HR	6.277	MTD (CORRECTED)	74.6	FT 0.986

CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
DESIGN PRESSURE	KG/CM2	4.0.		6.4.	
NUMBER OF PASSES		1		2	
MATERIAL		316 SS		316 SS	
INLET NOZZLE ID	MM	387.3		336.5	
OUTLET NOZZLE ID	MM	304.8		387.3	

TUBE: NUMBER	480	OD	19.050	MM	BWG	14	LENGTH	4.9	M
TYPE	BARE				PITCH	25.4	MM	PATTERN	90 DEGREES
SHELL: ID	800.00	MM			SEALING STRIPS	0	PAIRS		
BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):	MM	195.00/	160.00/	195.00	SINGLE		
RHO-V2:	INLET NOZZLE	643.9	KG/M-SEC2						
TOTAL WEIGHT/SHELL, KG	2425.8		FULL OF WATER	6246.8		BUNDLE	3636.4		

UNIT 7, '104', 'LIM. BATERIA'

OPERATING CONDITIONS

	OVERALL	
DUTY, M*KCAL/HR	0.8832	
LMTD, C	19.346	
MTD, C	15.928	
F FACTOR, (FT)	0.875	
U#A, KCAL/HR-C	52172.074	
U, KCAL/HR-M2-C	1019.262	1004.447 (REDD)
A, M2	51.941	51.186 (REDD)

SHELL SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
FEED(S)	102	
PRODUCTS LIQUID		121
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	N/A
K*KG/HR	N/A	N/A
CP, KCAL/KG-C	N/A	N/A
LIQUID, KG-MOL/HR	2155.480	2155.480
K*KG/HR	38.831	38.831
CP, KCAL/KG-C	1.000	0.998
TOTAL, KG-MOL/HR	2155.480	2155.480
K*KG/HR	38.831	38.831
VAPORIZATION, KG-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, C	68.776	46.000
PRESSURE, KG/CM2	7.490	7.490

TUBE SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
FEED(S)	AENF	
PRODUCTS LIQUID		AEN1
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	N/A
K*KG/HR	N/A	N/A
CP, KCAL/KG-C	N/A	N/A
LIQUID, KG-MOL/HR	4465.834	4465.834
K*KG/HR	80.452	80.452
CP, KCAL/KG-C	0.998	0.998
TOTAL, KG-MOL/HR	4465.834	4465.834
K*KG/HR	80.452	80.452
VAPORIZATION, KG-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, C	32.000	43.000
PRESSURE, KG/CM2	6.390	6.390

=====

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER '104'

-----

EXCHANGER NAME LIM.BATERIA.		UNIT ID 104			
SIZE 500 - 4870 TYPE AES.		HORIZONTAL		CONNECTED 1	PARALLEL 1
AREA/UNIT	51. M2 (	51. M2 REQUIRED)	AREA/SHELL	51. M2	SERIES 1
PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
FEED STREAM ID		102		AENF	
FEED STREAM NAME				AGUAENFRIMTO	
TOTAL FLUID		38831.		80452.	
VAPOR (IN/OUT) KG/HR		/		/	
LIQUID KG/HR		38831. / 38831.		80452. / 80452.	
STEAM KG/HR		/		/	
WATER KG/HR		/		/	
NON CONDENSIBLE KG/HR		/		/	
TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C		68.8 / 46.0		32.0 / 43.0	
PRESSURE (IN/OUT) KG/CM2		7.49 / 7.49		6.39 / 6.39	
SP. GR., LID (4C / 4C H2O)		1.000 / 1.000		1.000 / 1.000	
VAP (4C / 4C AIR)		/		/	
DENSITY, LIQUID KG/M3		977.243 / 988.029		993.419 / 989.316	
VAPOR KG/M3		/		/	
VISCOSITY, LIQUID CP		0.407 / 0.583		0.764 / 0.617	
VAPOR CP		/		/	
THRML COND, LID KCAL/HR-M-C		0.5662 / 0.5472		0.5329 / 0.5442	
VAP KCAL/HR-M-C		/		/	
SPEC. HEAT, LIQUID KCAL/KG-C		0.9998 / 0.9978		0.9980 / 0.9978	
VAPOR KCAL/KG-C		/		/	
LATENT HEAT KCAL/KG		/		/	
VELOCITY M/SEC		0.49		1.46	
DP/SHELL CALC/ALLOW KG/CM2		0.20 / 0.7		0.28 / 0.7	
FOULING RESIST HR-M2-C/KCAL		0.00060		0.00050	
TRANSFER RATE KCAL/HR-M2-C		SERVICE 1019.26 (1004.45 REOD), CLEAN 1907.48			
HEAT EXCHANGED M*KCAL/HR		0.883		MTD (CORRECTED) 16.9 FT 0.875	
CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
DESIGN PRESSURE KG/CM2		8.8		6.3	
NUMBER OF PASSES		1		2	
MATERIAL		SA-516-70		SA-179	
INLET NOZZLE ID MM		102.3		154.1	
OUTLET NOZZLE ID MM		102.3		154.1	
TUBE: NUMBER 181		OD 19.050	MM THICK 2.108	MM LENGTH 4.9	M
TYPE BARE		PITCH 25.4		MM PATTERN 90 DEGREES	
SHELL: ID 500.00		MM SEALING STRIPS 0		PAIRS	
BAFFLE: CUT 0.200		SPACING (IN/CENT/OUT): MM 135.00/ 100.00/ 135.00, SINGLE			
RHO-V2: INLET NOZZLE		1765.0 KG/M-SEC2			
TOTAL WEIGHT/SHELL, KG		1760.8 FULL OF WATER		4072.4 BUNDLE 1454.7	

UNIT 4, '201', 'REC.'

OPERATING CONDITIONS

	OVERALL		
DUTY, M*KCAL/HR	2.4254		
LMTD, C	22.612		
MTD, C	19.074		
F FACTOR, (FT)	0.844		
U*A, KCAL/HR-C	127158.180		
A, KCAL/HR-M2-C	440.384	439.628	(REQD)
A, M2	289.241	288.744	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET	
FEED(S)	212		
PRODUCTS LIQUID		213	
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	N/A	
K*KG/HR	N/A	N/A	
CP, KCAL/KG-C	N/A	N/A	
LIQUID, KG-MOL/HR	2154.516	2154.516	
K*KG/HR	38.814	38.814	
CP, KCAL/KG-C	1.017	0.999	
TOTAL, KG-MOL/HR	2154.516	2154.516	
K*KG/HR	38.814	38.814	
VAPORIZATION, KG-MOL/HR		N/A	
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, C	124.231	62.112	
PRESSURE, KG/CM2	2.333	2.333	

TUBE SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET	
FEED(S)	205		
PRODUCTS LIQUID		206	
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	N/A	
K*KG/HR	N/A	N/A	
CP, KCAL/KG-C	N/A	N/A	
LIQUID, KG-MOL/HR	2198.480	2198.480	
K*KG/HR	39.776	39.776	
CP, KCAL/KG-C	0.995	1.005	
TOTAL, KG-MOL/HR	2198.480	2198.480	
K*KG/HR	39.776	39.776	
VAPORIZATION, KG-MOL/HR		N/A	
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, C	40.107	101.000	
PRESSURE, KG/CM2	4.890	4.890	

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER '201'

I EXCHANGER NAME REC.		HORIZONTAL		UNIT ID 201	
I SIZE 700 - 4870 TYPE AES,		CONNECTED 1 PARALLEL		3 SERIES	
I AREA/UNIT 289. M2 ( 288. M2 REQUIRED)		AREA/SHELL		96. M2	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		212		205	
I FEED STREAM NAME					
I TOTAL FLUID		38814.		39776.	
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR		/ /		/ /	
I LIQUID KG/HR		38814. / 38814.		39776. / 39776.	
I STEAM KG/HR		/ /		/ /	
I WATER KG/HR		/ /		/ /	
I NON CONDENSIBLE KG/HR		/ /		/ /	
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG. C		124.2 / 62.1		40.1 / 101.0	
I PRESSURE (IN/OUT) KG/CM2		2.33 / 2.33		4.89 / 4.89	
I SP. GR., LIQ (4C / 4C H2O)		1.000 / 1.000		0.992 / 0.992	
I VAP (4C / 4C AIR)		/ /		/ /	
I DENSITY, LIQUID KG/M3		940.335 / 980.659		981.674 / 933.760	
I VAPOR KG/M3		/ /		/ /	
I VISCOSITY, LIQUID CP		0.222 / 0.449		0.638 / 0.272	
I VAPOR CP		/ /		/ /	
I THRML COND, LIQ KCAL/HR-M-C		0.5906 / 0.5612		0.5364 / 0.5758	
I VAP KCAL/HR-M-C		/ /		/ /	
I SPEC. HEAT, LIQUID KCAL/KG-C		1.0168 / 0.9989		0.9947 / 1.0047	
I VAPOR KCAL/KG-C		/ /		/ /	
I LATENT HEAT KCAL/KG		/ /		/ /	
I VELOCITY M/SEC		0.30		0.40	
I DF/SHELL CALC/ALLOW KG/CM2		0.10 / 0.7		0.07 / 0.7	
I FOULING RESIST HR-M2-C/KCAL		0.00067 (0.00067 REQD)		0.00060	
I TRANSFER RATE KCAL/HR-M2-C		SERVICE 440.38 (439.63 REQD)		CLEAN 1204.53	
I HEAT EXCHANGED M*KCAL/HR		2.425 MTD (CORRECTED)		19.1 FT 0.844	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE KG/CM2		3.6		6.2	
I NUMBER OF PASSES		1		2	
I MATERIAL		SA-516-70		SA-179	
I INLET NOZZLE ID MM		102.3		102.3	
I OUTLET NOZZLE ID MM		102.3		102.3	
I TUBE: NUMBER 338 OD 19.050 MM BWG 14		LENGTH 4.9 M			
I TYPE BARE		PITCH 25.4 MM		PATTERN 90 DEGREES	
I SHELL: ID 700.00 MM		SEALING STRIPS 0 PAIRS			
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT) : MM 160.50 / 122.95 / 160.50, SINGLE					
I RHO-V2: INLET NOZZLE 1830.9 KG/M-SEC2					
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG		2060.3 FULL OF WATER		6325.3 BUNDLE 2576.3	

UNIT 8, '202', 'Unit-EA2'

OPERATING CONDITIONS

	OVERALL		
DUTY, M*KCAL/HR	6.0100		
LMTD, C	22.664		
MTD, C	22.664		
F FACTOR, (FT)	1.000		
U*A, KCAL/HR-C	265181.531		
U, KCAL/HR-M2-C	1508.062	1508.060	(REQD)
A, M2	175.843	175.843	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET	
FEED(S)	210		
PRODUCTS MIXED		211	
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	634.576	
K*KG/HR	N/A	11.432	
CP, KCAL/KG-C	N/A	0.461	
LIQUID, KG-MOL/HR	2789.800	2155.224	
K*KG/HR	50.258	38.826	
CP, KCAL/KG-C	1.017	1.017	
TOTAL, KG-MOL/HR	2789.800	2789.800	
K*KG/HR	50.258	50.258	
VAPORIZATION, KG-MOL/HR		634.576	
L/F	1.0000	0.7725	
TEMPERATURE, C	124.000	124.332	
PRESSURE, KG/CM2	2.320	2.320	

TUBE SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET	
FEED(S)		VAPO	
PRODUCTS LIQUID		LSAT	
VAPOR, KG-MOL/HR	654.092	N/A	
K*KG/HR	11.783	N/A	
CP, KCAL/KG-C	0.469	N/A	
LIQUID, KG-MOL/HR	N/A	654.092	
K*KG/HR	N/A	11.783	
CP, KCAL/KG-C	N/A	1.030	
TOTAL, KG-MOL/HR	654.092	654.092	
K*KG/HR	11.783	11.783	
CONDENSATION, KG-MOL/HR		654.092	
L/F	0.0000	1.0000	
TEMPERATURE, C	145.000	143.000	
PRESSURE, KG/CM2	4.290	4.290	

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER '202'

I EXCHANGER NAME Unit-EA2		HORIZONTAL		UNIT ID 202	
I SIZE 800 - 4870 TYPE BUJ,		CONNECTED 1 PARALLEL		1 SERIES	
I AREA/UNIT 175. M2 ( 175. M2 REQUIRED)		AREA/SHELL 175. M2			
I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I FEED STREAM ID		210		VAPO	
I FEED STREAM NAME					
I TOTAL FLUID		50258.		11783.	
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR		/ 11432.		/ 11783.	
I LIQUID KG/HR		50258. / 38826.		/ 11783.	
I STEAM KG/HR		/ /		/ /	
I WATER KG/HR		/ /		/ /	
I NON CONDENSIBLE KG/HR		/ /		/ /	
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C		124.0 / 124.3		145.0 / 143.0	
I PRESSURE (IN/OUT) KG/CM2		2.32 / 2.32		4.29 / 4.29	
I SP. GR., LIQ (4C / 4C H2O)		1.000 / 1.000		/ 1.000	
I VAP (4C / 4C AIR)		/ 0.622		/ 0.622	
I DENSITY, LIQUID KG/M3		940.521 / 940.254		/ 920.814	
I VAPOR KG/M3		/ 1.255		/ 2.320	
I VISCOSITY, LIQUID CP		0.222 / 0.221		/ 0.185	
I VAPOR CP		/ 0.013		/ 0.014	
I THRML COND, LIQ KCAL/HR-M-C		0.5905 / 0.5906		/ 0.5916	
I VAP KCAL/HR-M-C		/ 0.0229		/ 0.0246	
I SPEC. HEAT, LIQUID KCAL/KG-C		1.0167 / 1.0169		/ 1.0297	
I VAPOR KCAL/KG-C		/ 0.4609		/ 0.4686	
I LATENT HEAT KCAL/KG		523.93		509.81	
I VELOCITY M/SEC		0.51		0.13	
I DP/SHELL CALC/ALLOW KG/CM2		1.00E-02 / 0.35		1.00E-02 / 0.35	
I FOULING RESIST HR-M2-C/KCAL		0.00022 ( 0.00022 REQD)		0.00010	
I TRANSFER RATE KCAL/HR-M2-C		SERVICE 1508.06 (1508.06 REQD)		CLEAN 3177.85	
I HEAT EXCHANGED M*KCAL/HR		6.010 MTD(CORRECTED)		22.7 FT 1.000	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
I DESIGN PRESSURE KG/CM2		3.7		5.8	
I NUMBER OF PASSES		1.		2	
I MATERIAL		SA-516-70		SA-179	
I INLET NOZZLE ID MM		102.3		187.3	
I OUTLET NOZZLE ID MM		387.3		77.9	
I TUBE: NUMBER 616 OD 19.050 MM		BWG 14		LENGTH 4.9 M	
I TYPE BARE		PITCH 25.4 MM		PATTERN 90 DEGREES	
I SHELL: ID 800.00 MM		SEALING STRIPS 0 PAIRS			
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM		232.80 / 200.20 / 232.80, SINGLE			
I RHO-V2: INLET NOZZLE 3072.1 KG/M-SEC2					
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG		2425.8 FULL OF WATER		9025.0 BUNDLE 4488.9	

UNIT 7, '203', 'ENFRIADOR.'

OPERATING CONDITIONS

	OVERALL		
DUTY, M*KCAL/HR	4.8600		
LMTD, C	42.852		
MTD, C	40.541		
F FACTOR, (FT)	0.946		
U*A, KCAL/HR-C	119879.266		
U, KCAL/HR-M2-C	808.813	808.815	(REQD)
A, M2	148.216	148.216	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
FEED(S)	208	
PRODUCTS LIQUID		209
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	N/A
K*KG/HR	N/A	N/A
CP, KCAL/KG-C	N/A	N/A
LIQUID, KG-MOL/HR	5357.000	5357.000
K*KG/HR	96.947	96.947
CP, KCAL/KG-C	4.982	1.001
TOTAL, KG-MOL/HR	5357.000	5357.000
K*KG/HR	96.947	96.947
VAPORIZATION, KG-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, C	107.935	58.466
PRESSURE, KG/CM2	2.126	2.126

TUBE SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET
FEED(S)	AEN2	
PRODUCTS LIQUID		AEN3
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	N/A
K*KG/HR	N/A	N/A
CP, KCAL/KG-C	N/A	N/A
LIQUID, KG-MOL/HR	24574.188	24574.188
K*KG/HR	442.704	442.704
CP, KCAL/KG-C	0.998	0.998
TOTAL, KG-MOL/HR	24574.188	24574.188
K*KG/HR	442.704	442.704
VAPORIZATION, KG-MOL/HR		N/A
L/F	1.0000	1.0000
TEMPERATURE, C	32.000	43.000
PRESSURE, KG/CM2	6.390	6.390

-----  
 SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 203  
 -----

EXCHANGER NAME ENFRADIOR UNIT ID 203  
 SIZE 800 - 4870 TYPE AES HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES  
 AREA/UNIT 148. M2 ( 148. M2 REQUIRED) AREA/SHELL 148. M2

PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE

	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
FEED STREAM ID	208		AEN2	
FEED STREAM NAME				
TOTAL FLUID	96947.		442704.	
VAPOR (IN/OUT)				
LIQUID	96947. /	96947.	442704. /	442704.
STEAM				
WATER				
NON CONDENSIBLE				
TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C	107.9 /	58.5	32.0 /	43.0
PRESSURE (IN/OUT) KG/CM2	2.13 /	2.13	6.39 /	6.39
SP. GR., LIQ (4C / 4C H2O)	0.974 /	0.974	1.000 /	1.000
VAP (4C / 4C AIR)				
DENSITY, LIQUID	892.286 /	948.571	993.419 /	989.254
VAPOR				
VISCOSITY, LIQUID	0.243 /	0.446	0.764 /	0.616
VAPOR				
THRML COND, LIQ	0.5614 /	0.5429	0.5329 /	0.5443
VAP				
SPEC. HEAT, LIQUID	4.9815 /	1.0011	0.9980 /	0.9978
VAPOR				
LATENT HEAT	KCAL/KG		KCAL/KG	
VELOCITY	M/SEC		M/SEC	
DP/SHELL CALC/ALLOW	0.22 /	0.70	0.83 /	0.70
FOULING RESIST	HR-M2-C/KCAL		HR-M2-C/KCAL	
	0.00060 ( 0.00060 REQD)		0.00050	
TRANSFER RATE	KCAL/HR-M2-C		KCAL/HR-M2-C	
	SERVICE 808.81 ( 808.82 REQD)		CLEAN 2634.84	
HEAT EXCHANGED	M*KCAL/HR		M*FT	
	4.860		MTD(CORRECTED) 40.5	

CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE

DESIGN PRESSURE	KG/CM2	3.4	6.3	
NUMBER OF PASSES		1	2	
MATERIAL		SA-516-70	SA-179	
INLET NOZZLE ID	MM	154.1	304.8	
OUTLET NOZZLE ID	MM	202.7	336.5	
TUBE: NUMBER	508	OD 19.050	MM BWG 14	LENGTH 4.9 M
TYPE BARE			PITCH 25.4	MM PATTERN 90 DEGREES
SHELL: ID	800.00	MM	SEALING STRIPS	0 PAIRS
BAFFLE: CUT	0.200	SPACING (IN/CENT/OUT):	MM	195.00/ 160.00/ 195.00, SINGLE
RHO-V2: INLET NOZZLE	2326.8	KG/M-SEC2		
TOTAL WEIGHT/SHELL, KG	2425.8	FULL OF WATER	8428.2	BUNDLE 3833.1

UNIT 5, '204', 'LIM.BATERIA.'

OPERATING CONDITIONS

	OVERALL		
DUTY, M*KCAL/HR	0.6293		
LMTD, C	16.472		
MTD, C	14.454		
F FACTOR, (FT)	0.877		
U*A, KCAL/HR-C	43540.066		
U, KCAL/HR-M2-C	1001.941	1000.347	(REQD)
A, M2	43.525	43.456	(REQD)

SHELL SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET	
FEED(S)	202		
PRODUCTS LIQUID		221	
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	N/A	
K*KG/HR	N/A	N/A	
CP, KCAL/KG-C	N/A	N/A	
LIQUID, KG-MOL/HR	2154.516	2154.516	
K*KG/HR	38.814	38.814	
CP, KCAL/KG-C	0.999	0.998	
TOTAL, KG-MOL/HR	2154.516	2154.516	
K*KG/HR	38.814	38.814	
VAPORIZATION, KG-MOL/HR		N/A	
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, C	62.242	46.000	
PRESSURE, KG/CM2	7.490	7.490	

TUBE SIDE CONDITIONS

	INLET	OUTLET	
FEED(S)	AENF		
PRODUCTS LIQUID		AEN1	
VAPOR, KG-MOL/HR	N/A	N/A	
K*KG/HR	N/A	N/A	
CP, KCAL/KG-C	N/A	N/A	
LIQUID, KG-MOL/HR	3182.000	3182.000	
K*KG/HR	57.324	57.324	
CP, KCAL/KG-C	0.998	0.998	
TOTAL, KG-MOL/HR	3182.000	3182.000	
K*KG/HR	57.324	57.324	
VAPORIZATION, KG-MOL/HR		N/A	
L/F	1.0000	1.0000	
TEMPERATURE, C	32.000	43.000	
PRESSURE, KG/CM2	6.390	6.390	

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER '204'

EXCHANGER NAME		LIM.BATERIA.		UNIT ID 204	
SIZE 450 - 4870 TYPE AES		HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES	
AREA/UNIT 43. M2 ( 43. M2 REQUIRED)		AREA/SHELL		43. M2	
PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
FEED STREAM ID		202		AENF	
FEED STREAM NAME					
TOTAL FLUID		38814.		57324.	
VAPOR (IN/OUT)		KG/HR		KG/HR	
LIQUID		38814. / 38814.		57324. / 57324.	
STEAM		KG/HR		KG/HR	
WATER		KG/HR		KG/HR	
NON CONDENSIBLE		KG/HR		KG/HR	
TEMPERATURE (IN/OUT)		DEG C		DEG C	
PRESSURE (IN/OUT)		KG/CM2		KG/CM2	
SP. GR., LIQ (4C / 4C H2O)		1.000 / 1.000		1.000 / 1.000	
VAP (4C / 4C AIR)					
DENSITY, LIQUID		KG/M3		KG/M3	
VAPOR		980.595 / 988.029		993.419 / 989.254	
VISCOSITY, LIQUID		CP		CP	
VAPOR		0.448 / 0.583		0.764 / 0.616	
THRML COND, LIQ		KCAL/HR-M-C		KCAL/HR-M-C	
VAP		0.5613 / 0.5472		0.5329 / 0.5443	
SPEC.HEAT, LIQUID		KCAL/KG-C		KCAL/KG-C	
VAPOR		0.9989 / 0.9978		0.9980 / 0.9978	
LATENT HEAT		KCAL/KG		KCAL/KG	
VELOCITY		M/SEC		M/SEC	
DP/SHELL CALC/ALLOW		KG/CM2		KG/CM2	
FOULING RESIST HR-M2-C/KCAL		0.00060		0.00050	
TRANSFER RATE		KCAL/HR-M2-C		KCAL/HR-M2-C	
HEAT EXCHANGED M*KCAL/HR		SERVICE 1001.94 (1000.35 REQD)		CLEAN 1847.70	
		0.629 MTD (CORRECTED)		14.5 FT 0.877	
CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
DESIGN PRESSURE		KG/CM2		KG/CM2	
NUMBER OF PASSES		8.8		6.3	
MATERIAL		1		2	
INLET NOZZLE ID		MM		MM	
OUTLET NOZZLE ID		102.3		154.1	
TUBE: NUMBER		152 OD 19.050 MM		THICK 2.108 MM	
TYPE BARE				LENGTH 4.9 M	
SHELL: ID 450.00 MM				PITCH 25.4 MM	
BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM		135.00/ 100.00/ 135.00; SINGLE		PATTERN 90 DEGREES	
RHO-V2: INLET NOZZLE		1757.4 KG/M-SEC2		SEALING STRIPS 0 PAIRS	
TOTAL WEIGHT/SHELL, KG		1702.3 FULL OF WATER		3628.9 BUNDLE 1235.5	

### 4.3 DISEÑO DE BOMBAS

Las condiciones de operación que corresponden al diseño de las bombas, se presentan ordenadas en las hojas de datos y se refieren a las propiedades físicas del fluido de bombeo como: temperatura, gravedad específica, viscosidad, presión de vapor, flujo y presión; y a las características hidráulicas del sistema de bombeo como: presión diferencial, carga diferencial, NPSH disponible y HP hidráulicos.

Las hojas de datos de las bombas para los procesos son las siguientes:

#### CLAVE

#### SERVICIO

#### PROCESO CONVENCIONAL

GA-101/R	Bomba de alimentación de agua amarga.
GA-102/R	Bomba de fondos del agotador.
GA-103/R	Bomba de refluo del agotador.
GA-104/R	Bomba de hidrocarburos.

#### PROCESO CON RECIRCULACION EXTERNA (PUMP-AROUND)

GA-201/R	Bomba de alimentación de agua amarga.
GA-202/R	Bomba de fondos del agotador.
GA-203/R	Bomba de recirculación del agotador.
GA-204/R	Bomba de hidrocarburos.

<b>CLAVE:</b> GA-101/R	<b>SERVICIO:</b> BOMBA DE ALIMENTACION DE AGUA AMARGA.
<b>LOCALIZACION:</b> TULA,HGO.	<b>USO REGULAR:</b> 1 Accionador: Motor <b>REPUESTO:</b> 1 Accionador: Motor
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>	
<b>Líquido:</b> Agua Amarga  <b>Temperatura de bombeo °C, °F:</b> 40 , 104  <b>Gravedad Especifica:</b> 0.9923  <b>Viscosidad, cp :</b> 0.63952  <b>Flujo LPM, GPM:</b> a P y T 675.26 , 178.38  <b>Presión Succión Kg/cm2, psig :</b> 1.02 , 14.6	<b>Presión de Vapor Kg/cm2, psia :</b> 0.074 , 1  <b>Presión Descarga Kg/cm2, psig :</b> 6.09 , 86.7  <b>Presión Diferencial Kg/cm2, psi :</b> 5.06 , 72  <b>Carga Diferencial m, pies :</b> 51.51 , 169  <b>NPSH disponible, pies :</b> 20 +  <b>HP hidráulicos :</b> 11
<b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTTLAN</b> <b>INGENIERIA QUIMICA</b> <b>HOJA DE DATOS DE BOMBA GA-101</b> <b>PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE</b> <b>PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS</b>	
<b>TESIS PROFESIONAL</b>	<b>MEJIA ROLDAN</b>

<b>CLAVE:</b> GA-102/R	<b>SERVICIO:</b> BOMBA DE FONDOS DEL AGOTADOR.
<b>LOCALIZACION:</b> TULA, HGO.	<b>USO REGULAR:</b> 1 Accionador: Motor <b>REPUESTO:</b> 1 Accionador: Motor
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>	
<b>Líquido:</b> Agua Amarga  <b>Temperatura de bombeo °C, °F:</b> 68.6 , 156  <b>Gravedad Especifica:</b> 0.9996  <b>Viscosidad, cp :</b> 0.40789  <b>Flujo LPM, GPM:</b> 662.22 , 174.94 a P y T  <b>Presión Succión Kg/cm2, psig :</b> 1.32 , 18.9	<b>Presión de Vapor Kg/cm2, psia :</b> 0.32 , 4.5  <b>Presión Descarga Kg/cm2, psig :</b> 8.09 , 115.2  <b>Presión Diferencial Kg/cm2, psi :</b> 6.77 , 96.3  <b>Carga Diferencial m, pies :</b> 68.88 , 226  <b>NPSH disponible, pies :</b> 20 +  <b>HP hidráulicos :</b> 14
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN INGENIERIA QUIMICA HOJA DE DATOS DE BOMBA GA-102 PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS	
TESIS PROFESIONAL	MEJIA ROLDAN

<b>CLAVE:</b> GA-103/R	<b>SERVICIO:</b> BOMBA DE REFLUJO DEL AGOTADOR.
<b>LOCALIZACION:</b> TULA, HGO.	<b>USO REGULAR:</b> 1 Accionador: Motor <b>REPUESTO:</b> 1 Accionador: Motor
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>	
<b>Líquido:</b> Agua Amarga  <b>Temperatura de bombeo °C, °F:</b> 88 , 191  <b>Gravedad Específica:</b> 0.9460  <b>Viscosidad, cp :</b> 0.27873  <b>Flujo LPM, GPM:</b> 232 , 61.3 a P y T  <b>Presión Succión Kg/cm2, psig :</b> 1.12 , 16	<b>Presión de Vapor Kg/cm2, psia :</b> 0.67 , 9.5  <b>Presión Descarga Kg/cm2, psig :</b> 1.92 , 27.4  <b>Presión Diferencial Kg/cm2, psi :</b> 0.77 , 11  <b>Carga Diferencial m, pies :</b> 8.83 , 29  <b>NPSH disponible, pies :</b> 20 +  <b>HP hidráulicos :</b> 0.5
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN INGENIERIA QUIMICA HOJA DE DATOS DE BOMBA GA-103 PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS	
TESIS PROFESIONAL	MEJIA ROLDAN

<b>CLAVE:</b> GA-104/R	<b>SERVICIO:</b> BOMBA DE HIDROCARBUROS
<b>LOCALIZACION:</b> TULA,HGO.	<b>USO REGULAR:</b> 1 Accionador: Motor <b>REPUESTO:</b> 1 Accionador: Motor
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>	
<b>Líquido:</b> HIDROCARBUROS  <b>Temperatura de bombeo ° C, ° F:</b> 40 , 104  <b>Gravedad Especifica:</b> 0.5  <b>Viscosidad, cp :</b>  <b>Flujo LPM, GPM:</b> <b>a P y T</b> 46 , 12  <b>Presión Succión</b> <b>Kg/cm2, psig :</b> 1.03 , 14.6	<b>Presión de Vapor</b> <b>Kg/cm2, psig :</b>  <b>Presión Descarga</b> <b>Kg/cm2, psig :</b> 7.03 , 99.9  <b>Presión Diferencial</b> <b>Kg/cm2, psi :</b> 6 , 85  <b>Carga Diferencial</b> <b>m, pies :</b> 120 , 394  <b>NPSH disponible, pies :</b>  <b>HP hidráulicos :</b> 1
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN INGENIERIA QUIMICA HOJA DE DATOS DE BOMBA GA-104 PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS	
TESIS PROFESIONAL	MEJIA ROLDAN

<b>CLAVE:</b> GA-201/R		<b>SERVICIO:</b> BOMBA DE ALIMENTACION DE AGUA AMARGA.	
<b>LOCALIZACION:</b>		USO REGULAR: 1 Accionador: Motor REPUESTO: 1 Accionador: Motor	
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>			
Líquido:	Agua Amarga	Presión de Vapor Kg/cm2, psia :	0.074 , 1
Temperatura de bombeo °C, °F:	40 , 104	Presión Descarga Kg/cm2, psig :	5.49 , 78.2
Gravedad Específica:	0.9923	Presión Diferencial Kg/cm2, psi :	4.49 , 64
Viscosidad, cp :	0.63952	Carga Diferencial m, pies :	45.72 , 150
Flujo LPM, GPM: a P y T	675 , 178.4	NPSH disponible, pies :	20 +
Presión Succión Kg/cm2, psig :	1.02 , 14.6	HP hidráulicos :	9.4
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN INGENIERIA QUIMICA HOJA DE DATOS DE BOMBA GA-201 PROCESO CONVENCIONAL C/REC. EXTERNA (PUMP AROUND) PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS			
TESIS PROFESIONAL		MEJIA ROLDAN	

<b>CLAVE:</b> GA-202/R	<b>SERVICIO:</b> BOMBA DE FONDOS DEL AGOTADOR.
<b>LOCALIZACION:</b> TULA,HGO.	<b>USO REGULAR: 1</b> Accionador: Motor <b>REPUESTO: 1</b> Accionador: Motor
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>	
Líquido: Agua Amarga Temperatura de bombeo °C, °F: 62.11 , 143 Gravedad Especifica: 0.9996 Viscosidad, cp : 0.44855 Flujo LPM, GPM: a P y T 660 , 174.4 Presión Succión Kg/cm2, psig : 0.83 , 11.8	Presión de Vapor Kg/cm2, psia : 0.21 , 3 Presión Descarga Kg/cm2, psig : 8.09 , 115.2 Presión Diferencial Kg/cm2, psi : 7.24 , 103 Carga Diferencial m, pies : 73.76 , 242 NPSH disponible, pies : 20 + HP hidráulicos : 15
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN INGENIERIA QUIMICA HOJA DE DATOS DE BOMBA GA-202 PROCESO CONVENCIONAL C/REC. EXTERNA (PUMP AROUND) PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS	
TESIS PROFESIONAL	MEJIA ROLDAN

<b>CLAVE:</b> GA-203/R	<b>SERVICIO:</b> BOMBA DE RECIRCULACION DEL AGOTADOR.
<b>LOCALIZACION:</b> TULA,HGO.	<b>USO REGULAR:</b> 1 Accionador: Motor <b>REPUESTO:</b> 1 Accionador: Motor
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>	
<b>Líquido:</b> Agua Amarga <b>Temperatura de bombeo ° C, ° F:</b> 107.93 , 226 <b>Gravedad Específica:</b> 0.9737 <b>Viscosidad, cp :</b> 0.24301 <b>Flujo LPM, GPM: a Py T</b> 1811 , 478.5 <b>Presión Succión Kg/cm2, psig :</b> 1.32 , 18.9	<b>Presión de Vapor Kg/cm2, psia :</b> 1.33 , 19 <b>Presión Descarga Kg/cm2, psig :</b> 4.4 , 62.6 <b>Presión Diferencial Kg/cm2, psi :</b> 3.09 , 44 <b>Carga Diferencial m, pies :</b> 114 , 34.74 <b>NPSH disponible, pies :</b> 29 + <b>HP hidráulicos :</b> 18
<b>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTTLAN</b> <b>INGENIERIA QUIMICA</b> <b>HOJA DE DATOS DE BOMBA GA-203</b> <b>PROCESO CONVENCIONAL C/REC. EXTERNA (PUMP AROUND)</b> <b>PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS</b>	
<b>TESIS PROFESIONAL</b>	<b>MEJIA ROLDAN</b>

<b>CLAVE:</b> GA-204/R	<b>SERVICIO:</b> BOMBA DE HIDROCARBUROS
<b>LOCALIZACION:</b> TULA,HGO.	<b>USO REGULAR: 1</b> Accionador: Motor <b>REPUESTO: 1</b> Accionador: Motor
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>	
Líquido:           HIDROCARBUROS  Temperatura de bombeo ° C, ° F:    40 , 104  Gravedad Específica:   0.5  Viscosidad, cp :  Flujo LPM, GPM: a P y T                    46 , 12 Presión Succión Kg/cm2, psig :         1.03 , 14.6	Presión de Vapor Kg/cm2, psig :  Presión Descarga Kg/cm2, psig :         7.03 , 99.9  Presión Diferencial Kg/cm2, psi :         6 , 85  Carga Diferencial m, pies :               120 , 394  NPSH disponible, pies :  HP hidráulicos :         1
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN INGENIERIA QUIMICA HOJA DE DATOS DE BOMBA GA-204 PROCESO CONVENCIONAL C/REC. EXTERNA (PUMP AROUND) PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS	
TESIS PROFESIONAL	MEJIA ROLDAN

#### **4.4 DISEÑO DE LOS AGOTADORES DE AGUA AMARGA.**

La destilación es una operación unitaria mediante la cual es posible separar dos o más componentes de una mezcla en base a su diferencia de volatilidades, para obtener productos dentro de ciertas especificaciones.

La destilación fraccionada puede considerarse como un proceso en el cual las etapas de vaporización flash están arregladas en serie de tal forma que los productos de cada etapa son la alimentación de las etapas adyacentes. En este arreglo, la concentración del componente más ligero (el de menor punto de ebullición) se incrementa en el vapor de cada etapa y decrece en el líquido.

Una vez que se tienen las especificaciones de los productos se deben definir las condiciones de operación de la columna mediante un balance técnico-económico.

##### **Presión.**

Los principales factores que fijan la presión de operación son la volatilidad relativa de los componentes a separar y la temperatura de los medios de enfriamiento y calentamiento disponibles en la planta, generalmente agua y vapor; otros factores importantes son la estabilidad térmica de los productos y sus temperaturas críticas.

Para la mayoría de las destilaciones, la presión de operación se fija tan cercana a la atmosférica como sea posible, mientras se permita condensar la corriente de domos de la columna y vaporizar parcialmente los fondos empleando los medios de enfriamiento y calentamiento disponibles.

El operar a presiones altas implica un incremento en las temperaturas del domo y fondo, aumento en la carga térmica, aumento en el espesor de los materiales de construcción de la columna, el condensador y el rehervidor y, disminución de la eficiencia de la separación siendo necesario una relación de reflujo mayor o un incremento del número de etapas para alcanzar la separación requerida.

Una vez fijadas las condiciones de operación de la columna se estima la combinación apropiada de platos teóricos y reflujo para posteriormente determinar el número de platos reales o la altura de empaque necesarios mediante un factor denominado eficiencia. La eficiencia en la transferencia de masa de un dispositivo de contacto líquido-vapor es muy importante. Una alta eficiencia permite reducir la altura de la columna con los consecuentes ahorros en dispositivos de contacto, material del recipiente, estructuras y bombeo de los fluidos. Los factores que afectan la eficiencia de un dispositivo son: a) las propiedades físicas del sistema, b) los flujos de vapor y líquido y, c) el tipo y geometría del dispositivo empleado.

Determinadas las condiciones de operación, el paso siguiente es la selección del dispositivo de contacto más adecuado para el

proceso, esto es, definir si se utilizan platos ó empaque.

#### **4.4.1 Medios de contacto utilizados en columnas de destilación.**

Las torres o columnas son cilindros verticales fabricados con diferentes materiales según las condiciones de operación. Las columnas están provistas de un medio de contacto constituido por platos ó por empaque.

Los platos generalmente son fabricados de placas metálicas y si es necesario, de aleaciones especiales; su espesor dependerá de la corrosión prevista y el tipo de material utilizado.

Los platos pueden clasificarse de acuerdo a la forma en que el líquido fluye a lo largo de la columna:

- a) Platos de flujo cruzado
- b) Platos de flujo encontrado

Los platos de flujo cruzado utilizan una bajante para el descenso del líquido hacia el plato inferior. Dentro de este tipo existe una amplia variedad, entre los cuales se encuentran los perforados, los de cachucha de burbujeo, los de múltiple bajante y los de válvulas.

En los platos de flujo encontrado, el líquido y el vapor utilizan el mismo espacio para fluir, a lo largo del cual se establece el contacto entre las fases. Este tipo de platos no requiere bajantes para su funcionamiento, ejemplos de ellos son: los platos "dual", los platos "kittel" y los turbogrid.

Con respecto al medio empacado, los anillos de Raschig juntamente con las monturas de Berl fueron los cuerpos de relleno más ampliamente utilizados hasta 1965. Sin embargo, desde 1970 estos materiales fueron en gran parte sustituidos por anillos Pall y por monturas de formas más elaboradas como Norton's Intalox saddle, Koch's Flexisaddle, Glitsch's Ballast saddle, etc.. En la actualidad los rellenos más usados son:

- a) anillos Pall modificados que tienen unas nervaduras exteriores y numerosas protuberancias en el interior
- b) monturas con bordes festoneados, orificios ó protuberancias,
- y c) el empaque estructural consistente en rejillas o mallas metálicas cuidadosamente colocadas.

#### 4.4.2 Selección del medio de contacto más adecuado.

No es posible fijar criterios definitivos para decidir cuando es más conveniente el uso de una torre empacada sobre una de platos, son muchos los factores que deben considerarse al hacer la decisión, entre ellos se encuentran:

1. Cuando se tratan líquidos y vapores corrosivos, usualmente la torre empacada resulta más económica que la de platos.
2. Para servicios de destilación a vacío, se pueden tener caídas de presión menores en torres empacadas que en torres de platos.
3. Cuando se tiene un flujo de líquido pequeño, en las torres empacadas aumenta el problema de la distribución, lo que no

ocurre en las torres de platos.

4. Cuando se requiera una torre de platos de un diámetro de dos o menos pies, hay que considerar la alternativa de utilizar una torre empacada.

5. El costo de capital de una torre empacada para diámetros grandes es generalmente mayor a su equivalente en platos. Para diámetros pequeños generalmente se invierte el resultado.

6. Para servicios con presión superior a la atmosférica, la eficiencia de los platos es mayor que la del empaque.

7. Los empaques con elevadas cargas presentan grandes variaciones en su eficiencia, esto es su flexibilidad es menor.

8. Para sistemas espumantes, las torres empacadas presentan la ventaja de romper la espuma formada.

9. Para sistemas con lodos ó sólidos, las columnas de platos son la mejor opción.

10. Si los componentes del sistema tienen puntos de ebullición cercanos, conviene usar columnas empacadas.

11. Si el sistema es viscoso ó sensible a la temperatura, las columnas empacadas aventajan a las de platos.

12. Para sistemas que involucran altos calores de solución ó reacción, son preferibles los platos al empaque.

13. El peso de un sistema empacado es generalmente mayor que el de una columna de platos para el mismo servicio, aunque este criterio está en función del material del empaque.

14. Cuando se requiere la extracción de productos como en columnas de destilación primaria de petróleo crudo, se

prefieren las columnas de platos, pues pueden presentarse altos tiempos de residencia.

15. En cuanto a la limpieza ésta es más fácil en torres de platos que en las empacadas.

Es conveniente seguir como guía las recomendaciones anteriores en la selección del medio de contacto de las torres agotadoras del Proceso Convencional Simple y el Proceso Convencional con Recirculación Externa (Pump-Around).

En base a la tabla 9, los platos muestran ser el medio de contacto más adecuado para los dos procesos en estudio, sin embargo, considerando que no es suficiente el análisis teórico de estos factores, nos remitimos a bitácoras obtenidas en una encuesta realizada por el A.P.I. (2) sobre la operación de 54 agotadores de agua amarga en refinerías donde el 61.1% de los agotadores emplea como medio de contacto platos, el 27.7% empaque, el 9.2% ambos medios y el 2% no fueron registrados.

En particular para el tratamiento de Agua Amarga es conveniente recurrir a estas experiencias obtenidas para diseños similares, sobre todo si se sabe que las plantas operan adecuadamente.

Además de lo anterior, aún se confirmó el uso de los platos para estos procesos, a través de los representantes técnicos de algunas compañías fabricantes de internos de columnas (Nutter y Koch), quienes con su experiencia en este tipo de sistemas, reafirmaron el uso de platos como el medio de contacto más apropiado.

**TABLA 9 COMPARACION PARA LA SELECCION DEL MEDIO DE CONTACTO.**

FACTOR	PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE	PROCESO PUMP AROUND	SELECCION DEL MEDIO DE CONTACTO
DIAMETRO, mm.	1676	1676	PLATOS
SERVICIO	CORROSIVO	CORROSIVO	EMPAQUE
PRESION DE OPERACION SUP./INF. Kg/cm <sup>2</sup> , man.	1.83/2	1.13/1.5	PLATOS
TIPO DE SISTEMA	ESPUMANTE	ESPUMANTE	EMPAQUE
EXTRACCION LATERAL	NO	SI	PLATOS
RELACION LIQUIDO/VAPOR	CTE	CTE	PLATOS O EMPAQUE

Con todos los fundamentos anteriores, se seleccionó a los platos como el medio de contacto más apropiado para los procesos Convencional Simple y Convencional con Recirculación Externa (Pump-Around).

Una vez determinado el medio de contacto , es necesario elegir el tipo de plato. Los tres tipos de platos más empleados son: el plato de cachuchas de burbujeo, el plato perforado y el plato de válvulas. Los platos de válvulas son los más usados ya que ofrecen un rango de operación y una gran capacidad a un costo comparable al de los platos perforados. Si la capacidad adicional de los platos de válvulas sobre los perforados se toma en consideración, los de válvulas son más económicos. En la mayoría de las aplicaciones la carga de vapor es el factor que controla la capacidad y los platos de válvulas tienen una capacidad 10% mayor a los platos perforados.

Para sistemas con bajo flujo de líquido, el cual no es el presente caso, existen variedades de platos valvulados que minimizan el goteo, evitando así la necesidad de emplear platos de cachuchas, que son más costosos y que para este servicio se recomiendan con frecuencia.

Los platos perforados se emplean normalmente si no se requiere un amplio rango de flexibilidad y si se desea obtener un bajo costo en la fabricación del plato. Estos platos no deben emplearse para sistemas donde se tienen bajos flujos de vapor. Con los argumentos anteriores y apoyados con las sugerencias de los fabricantes de internos, se seleccionaron los platos valvulados, pues son en cuanto a flexibilidad de operación, costo, eficiencia y capacidad los más adecuados.

#### 4.4.3 Diseño hidráulico de los agotadores DA-101, DA-201

El diseño hidráulico de las torres agotadoras del Proceso Convencional Simple y con Recirculación Externa (Pump-Around) se efectuó con un programa para diseño hidráulico de columnas proporcionado por Sulzer<sup>(15)</sup>.

El programa efectúa el diseño de platos tipo válvula y calcula todos los parámetros hidráulicos a partir de datos de proceso y datos configuracionales dados.

Como datos de proceso se dan flujos de vapor y líquido, densidad respectiva de cada fase, tensión superficial en el plato crítico, factor de espuma y el tiempo de residencia del líquido en las bajantes.

Respecto a los datos configuracionales se encuentran: el diámetro del plato que se calcula con la opción de diseño preliminar del programa, número de pasos, espaciamiento entre platos, altura del vertedero, tipo de bajantes, claro de la bajante, calibre del piso del plato, elevación de válvulas, calibre de válvulas, tamaño de válvulas y borde de la bajante.

Los resultados obtenidos de este programa se presentan en las siguientes páginas (Datos para el proceso Convencional Simple y con Recirculación Externa (Pump-Around)). Así también en la tabla 10 se proporcionan los criterios utilizados en el diseño hidráulico.



DISEÑO DE PLATOS TIPO VALVULA

PROCESO PÚMPAROUND (RECTIFIC.)

CÁLCULO DE PARÁMETROS PARA UN DIÁMETRO DADO

\*\*\*\*\*

DATOS CONFIGURACIONALES

DATOS DE PROCESO		DIÁMETRO DEL PLATO . . . . .	pies	5.500
LIQUIDO DEL PLATO . . . . .	gpm	AREA BURBUJEO TOTAL . . . . .	pie2	12.851
DENSIDAD LIQUIDO, lb/pie3 . . . . .	54.620	NUMERO DE PASOS . . . . .		1.
TENS. SUPERFICIAL, dinas/cm . . . . .	55.183	ESPACIAMIENTO PLATOS . . . . .	plg	24.000
VAPOR AL PLATO . . . . .	88.290	ALTURA DEL VERTEDERO . . . . .	plg	2.000
DENSIDAD VAPOR . . . . .	0.0725	CLARO DE LA BAJANTE . . . . .	plg	2.000
FACTOR DE ESPUMA . . . . .	0.600	BORDE DE LA BAJANTE . . . . .		ESTAND
TIEMPO RESID. BAJANTES, seg . . . . .	4.500	CALIBRE PISO PLATO . . . . .	gage	16.
		TIPO DE BAJANTES . . . . .		INCLIN
		DENSIDAD DE MATERIAL, lb/pie3 . . . . .		510.0
		ELEVACION VALVULAS . . . . .	plg	5000
		CALIBRE VALVULAS LIG. . . . .	gage	16.
		CALIBRE VALVULAS PES. . . . .	gage	14.
		TAMANO DE VALVULAS . . . . .	plg	5.0
		NUMERO VALVULAS CALC. . . . .		79.

CARACTERISTICAS GEOMETRICAS

AREA TOTAL DEL PLATO, pies2 . . . . .	23.758	AREA RANURAS TOTAL . . . . .	pies2	1.994
AREA BURBUJEO TOTAL . . . . .	12.851	AREA DE BURBUJEO REQ. . . . .	pies2	10.874
AREA BAJANTES TOTAL . . . . .	5.454	AREA DE BAJANTES REQ. . . . .	pies2	4.463
LAT				
ANCHO DE BAJANTES SUP. . . . .	plg	21.733		
ANCHO DE BAJANTES INF. . . . .	plg	15.082		
LONGS. DE VERTEDERO . . . . .	plg	62.034		
LONGS. FONDO BAJANTES . . . . .	plg	55.424		

INUNDACION ARRASTRE VAPOR . . . . .	%	94.6
INUNDACION LIG. EN BAJANTES. . . . .	%	81.8
PORCIENTO VALVULAS ABIERTAS. . . . .	%	83.6
CARGA LIG. SOBRE EL PLATO, lbs . . . . .		445.

PARAMETROS HIDRAULICOS

PANEL A

CAIDA DE PRESION SECA . . . . .	plg	H20	0.969
CAIDA DE PRESION HUMEDA . . . . .	plg	liq	2.412
CAIDA DE PRESION TOTAL . . . . .	plg	liq	3.519
CAIDA PRESION EN EL ESCAPE . . . . .	plg	liq	1.241
ALTURA LIG. EN LAS BAJANTES. . . . .	plg	liq	8.337
ALTURA LIG. SOBRE VERTEDERO. . . . .	plg	liq	2.071
ACERCAMIENTO AL GOTEADO . . . . .			0.919

\*\*\*\*\*

DISEÑO DE PLATOS TIPO VALVULA

PROCESO PUMPAROUND (AGOTAMTO)

CALCULO DE PARAMETROS PARA UN DIAMETRO DADO

DATOS CONFIGURACIONALES

DATOS DE PROCESO		DIAMETRO DEL PLATO . . . . . pies 5.200	
LIQUIDO DEL PLATO . . . . .	gpm 234.93	AREA BURBUJEO TOTAL . . . . .	pie2 17.501
DENSIDAD LIQUIDO . . . . . lb/pie3	58.546	NUMERO DE PASOS . . . . .	1.
TENS. SUPERFICIAL . . . . . dinas/cm	53.002	ESPACIAMIENTO PLATOS . . . . .	pie 24.000
VAPOR AL PLATO . . . . . pie3/seg	93.200	ALTURA DEL VERTEDERO . . . . .	pie 2.000
DENSIDAD VAPOR . . . . . lb/pie3	0.0739	CLARO DE LA BAJANTE . . . . .	pie 1.500
FACTOR DE ESPUMA . . . . .	0.600	BORDE DE LA BAJANTE . . . . .	ESTAND
TIEMPO RESID. BAJANTES . . . . . seg	4.500	CALIBRE PISO PLATO . . . . .	gage 16.
		TIPO DE BAJANTES . . . . .	INCLIN
		DENSIDAD DE MATERIAL . . . . . lb/pie3	510.0
		ELEVACION VALVULAS . . . . .	pie 5000
		CALIBRE VALVULAS LIG. . . . .	gage 16.
		CALIBRE VALVULAS PES. . . . .	gage 14.
		TAMANO DE VALVULAS . . . . .	pie 5.0
		NUMERO VALVULAS CALC. . . . .	114.

CARACTERISTICAS GEOMETRICAS

AREA TOTAL DEL PLATO . . . . .	pie2 23.758	AREA RANURAS TOTAL . . . . .	pie2 2.112
AREA BURBUJEO TOTAL . . . . .	pie2 17.501	AREA DE BURBUJEO REQ. . . . .	pie2 11.097
AREA BAJANTES TOTAL . . . . .	pie2 3.127	AREA DE BAJANTES REQ. . . . .	pie2 1.963
LAT			
ANCHO DE BAJANTES SUP. . . . .	pie 14.613		
ANCHO DE BAJANTES INF. . . . .	pie 10.237		
LONGS. DE VERTEDERO . . . . .	pie 54.806		
LONGS.FONDO BAJANTES . . . . .	pie 47.787		

INUNDACION ARRASTRE VAPOR . . . . . %	63.4
INUNDACION LIQ. EN BAJANTES . . . . . %	62.7
PORCIENTO VALVULAS ABIERTAS . . . . . %	58.1
CARGA LIQ. SOBRE EL PLATO . . . . . lbs	374.

PARAMETROS HIDRAULICOS

PANEL A

CAIDA DE PRESION SECA . . . . .	pie H2O	0.969
CAIDA DE PRESION HUMEDA . . . . .	pie liq	1.546
CAIDA DE PRESION TOTAL . . . . .	pie lic	2.677
CAIDA PRESION EN EL ESCAPE . . . . .	pie liq	0.574
ALTURA LIQ. EN LAS BAJANTES . . . . .	pie lic	6.057
ALTURA LIQ. SOBRE VERTEDERO . . . . .	pie lin	1.501
ACERCAMIENTO AL GOTEO . . . . .		1.196

#### 4.4.4 Internos y hojas de datos de los agotadores de agua amarga, DA-101, DA-201.

##### 4.4.4.1 Agotador de agua amarga, DA-101.

Para obtener las dimensiones del agotador de agua Amarga, DA-101 del Proceso Convencional, se consideran los siguientes valores típicos:

- a) Eficiencia de platos de 0.7
- b) Espacio entre el domo de la columna y el primer plato de 1,200 mm (Plato de Alimentación).
- c) Espaciamiento entre platos de 600 mm.
- d) En fondos, el tiempo de residencia del líquido (altura entre el nivel máximo y el nivel mínimo) se determina considerando un tiempo de 5 min. del flujo de vapor de retorno del rehervidor expresado como líquido, más 3 min. del líquido de salida del fondo de la columna<sup>(16)</sup>.

##### 4.4.4.2. Dimensionamiento de boquillas.

Las boquillas del agotador se dimensionan en base a criterios de caídas de presión máximas permisibles de acuerdo al servicio suministrado<sup>(16)</sup>;

## 1. FACTORES DE ESPUMA Y TIEMPOS DE RESIDENCIA.

	FACTOR ESPUMA	TIEMPO RESIDENCIA (SEG.)
TORRES DE DESTILACION DE CRUDO A VACIO.	1.0	5.0
FRACCIONADORAS DE HIDROCARBUROS.	1.0	4.0
FRACCIONADORAS DE CRUDO.	1.0	4.5
REGENERADORES DE AMINAS (MEA,DEA)	0.85	4.5
REGENERADORES DE GLICOLES.	0.80	4.5
AGOTADORA DE ACIDO SULFHIDRICO.	0.90	4.0
AGOTADORA DE AGUAS AMARGAS.	0.50-0.70	4.5
AGOTADORA DE OXIGENO.	1.0	3.0

### CLASIFICACION DE SISTEMAS.

### FACTOR DE ESPUMA.

- NO ESPUMANTE.	1.00
- POCO ESPUMANTE.	0.90
- MODERADAMENTE ESPUMANTE.	0.75
- ALTAMENTE ESPUMANTE.	0.60

TABLA 10a. CRITERIOS PARA EL DISEÑO HIDRÁULICO DE COLUMNAS.

## 2. NUMERO DE PASOS

a) SE RECOMIENDA DISEÑAR CON EL MINIMO NUMERO DE PASOS POSIBLE.

## 3. ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS

a) PARA SISTEMAS ESPUMANTES NO SE RECOMIENDAN ESPACIAMIENTOS MENORES  
A 18 PULG.

## 4. ALTURA DEL VERTEDERO

a) DE ACUERDO AL TIPO DE SERVICIO:

	ALTURA, CM	ALTURA, PLG
COLUMNAS ATMOSFERICAS Y A PRESION	2.54-7.62	1.0-3.0
COLUMNAS OPERANDO A VACIO	1.905-2.54	0.75-1.0
COLUMNAS CON CARGA DE LIQUIDO BAJAS	1.27 MIN	0.5 MIN
COLUMNAS CON ESPACIAMIENTO DE 30.48 CM (12 PULG.)	3.81	1.5
COLUMNAS CON ESPACIAMIENTO DE 45.72 A 60.96 CM (18 A 24 PULG.)	5.08	2.0
COLUMNAS CON ESPACIAMIENTO DE 60.96 A 76.2 CM (24 A 30 PULG.)	7.62	3.0
COLUMNAS CON REACCION QUIMICA QUE REQUIEREN ALTOS TIEMPOS DE RESIDENCIA.	15.24	6.0

TABLA 10b. CRITERIOS PARA EL DISEÑO HIDRÁULICO DE COLUMNAS.

## 5. TIPO DE BAJANTES

- a) LAS BAJANTES INCLINADAS SE RECOMIENDAN PARA COLUMNAS A ALTA PRESION O SERVICIOS ESPUMANTES EN DONDE SE REQUIERE UNA MAYOR AREA EN LA PARTE SUPERIOR QUE PERMITA LA SEPARACION DE VAPOR DEL LIQUIDO.

## 6. CLARO DE LA BAJANTE

- a) PARA FLUJOS DE LIQUIDO NORMALES, SE DESEA QUE EL CLARO BAJO LA BAJANTE SEA DE 1/2 PULG. MENOR QUE LA ALTURA DEL VERTEDERO PARA MANTENER UN SELLO DE LIQUIDO EN EL PLATO.
- b) SI LA ALTURA DE LIQUIDO EN LA BAJANTE REBASA LOS LIMITES RECOMENDADOS DEBERA INCREMENTARSE EL CLARO DE LA BAJANTE.

## 7. INUNDACION POR ARRASTRE Y GOTEO

- a) SE RECOMIENDAN LOS SIGUIENTES VALORES:

	% INUNDACION MAXIMA POR ARRASTRE
SISTEMAS NO ESPUMANTES	82 - 85
SISTEMAS ESPUMANTES	80
COLUMNAS A VACIO	77
COLUMNAS CON DIAMETRO < 91.44 CM (36 PULG.)	10% MENOR A LOS CITADOS

TABLA 10c. CRITERIOS PARA EL DISEÑO HIDRAULICO DE COLUMNAS.

## 8. CAIDAS DE PRESION

- a) LA CAIDA DE PRESION EN EL ESCAPE DE LA BAJANTE SE RECOMIENDA SE ENCUENTRE ENTRE 0.4 Y 0.7 PLG DE LIQUIDO CALIENTE, NO SIENDO MAYOR DE 1.5 PLG.

## 9. ALTURA DE LIQUIDOS EN BAJANTES Y SOBRE EL VERTEDERO

- a) LA ALTURA DE LIQUIDO RETENIDO EN LAS BAJANTES DEBE SER APROX. IGUAL A:  $(TS+HW)/2$ . DONDE TS=ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS Y HW=ALTURA DEL VERTEDERO.
- b) LA ALTURA MINIMA DE LIQUIDO SOBRE EL VERTEDERO ES DE 0.5 PLG. SI SE TIENEN VALORES MAS BAJOS SE RECOMIENDA USAR VERTEDEROS DENTADOS PARA LOGRAR UNA MEJOR DISTRIBUCION DEL LIQUIDO.

## 10. MATERIALES DE CONSTRUCCION

- a) LOS PLATOS GENERALMENTE ESTAN HECHOS DE PLACAS METALICAS, O DE ALEACIONES ESPECIALES. PARA ACERO AL CARBON SE UTILIZA COMUNMENTE EL CALIBRE 10 Y PARA ACEROS NO FERROSOS Y ALEACIONES SE RECOMIENDA EL 14. EN OCASIONES SE UTILIZAN VALVULAS DE DOS PESOS DIFERENTES, COLOCADOS EN FILAS ALTERNADAS EN LA DIRECCION DEL FLUJO DE LIQUIDO CON EL PROPOSITO DE DAR UNA MEJOR DISTRIBUCION AL FLUJO DE VAPOR QUE PASA POR EL PLATO Y OBTENER UNA MAYOR FLEXIBILIDAD.

TABLA 10d. CRITERIOS PARA EL DISEÑO HIDRAULICO DE COLUMNAS.

SERVICIO DE  
LA BOQUILLA

CAIDA DE PRESION PERMISIBLE  
EN 30.48 m. (100 pies).Kg/cm2.

Alimentación al Agotador.	0.070 (1 psi)
Salida de vapor por el domo.	0.035 (0.5 psi)
Salida de liquido de fondos.	0.070 (1 psi)
Salida del liquido al rehervidor.	0.014 (0.2 psi)
Retorno del rehervidor al agotador.	0.014 (0.2 psi)

El diámetro de las boquillas para corrientes líquidas se calcula a partir de la ley de continuidad que aplica a fluidos no compresibles; las boquillas para corrientes gaseosas se calculan mediante correlaciones para fluidos compresibles, las cuales se indicaron en el dimensionamiento de las boquillas de los recipientes y, para las corrientes en dos fases, el diámetro de las boquillas se obtiene a partir de las correlaciones de Baker en un régimen de flujo anular.

Las boquillas de servicio para el agotador como son: registro hombre, conexión de servicio, venteo, etc. se estiman en base a típicos ya establecidos para estos equipos.

Así, los diámetros obtenidos para las boquillas de este agotador son:

Número de Boquilla	Diámetro (mm)	Servicio
1	102	Alimentación de EA-101.
2	254	Salida Vapor Domos.
3	102	Salida a EA-101 .
4	64	Entrada de Reflujo.
5	152	Salida a EA-102.
6	356	Retorno de EA-102 .
7 A,B,C	610	Registro Hombre.
8	51	Venteo.
9	76	Drene .
10 A,B	51	Indicador y Controlador de Nivel.
11	51	Conexión de servicio.
12	38	Termopozo.

#### 4.4.4.3 Agotador de agua amarga, DA-201.

Para obtener las dimensiones del Agotador de Agua Amarga DA-201, del Proceso Convencional con Recirculación Externa (Pump-Around), se consideran , además de los puntos mencionados como típicos para el agotador anterior, a los siguientes:

a) El plato chimenea está dimensionado bajo las siguientes consideraciones<sup>(37)</sup>:

## HOJAS DE DATOS DE PROCESOS

HOJA 1 DE 3

### DATOS DE PROCESO.

**TIPO :** PLATOS. **SERVICIO:** AGOTADOR DE AGUA AMARGA  
**DIAMETROS :** 1676 mm ; Y ----- mm  
**ALTAURA TOTAL :** 15545 mm ; **FALDON:** (2) mm  
**TEMPERATURA OPERACION :** SUP. 123.6 °C ; INF. 130.4 °C  
**PRESION OPERACION :** SUP. 1.83 ; INF. 2.03 Kg/cm<sup>2</sup>man  
**DISEÑO TEMP. :** 145.4 °C ; **PRESION :** 4.03 Kg/cm<sup>2</sup>man  
**MATERIALES :** CASCARON Ac.C. ; **REC INT. NO. :** ESPESOR: --- mm  
**CORROSION PERMISIBLE :** CASCARON 6 mm  
**RELEVADO DE ESFUERZOS :** SI  NO   
**AISLAMIENTO :** SI  NO   
**MATERIAL:** PLATOS AL 304 **UNID. DE CONTACTO:** PLATOS

### PLATOS

Nº	TIPO	Nº. DE PASOS	ESPACIAMIENTO
1-19	VALVULA	1	600

### EMPAQUES

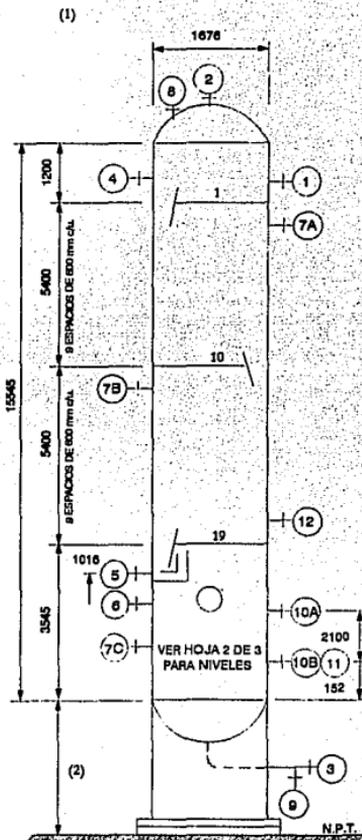
TIPO	No. DE CAMAS
ALTURA DE CAMA	PESO POR CAMA

### BOQUILLAS

No.	No. REQ.	DIAM. NOM.	SERVICIO
1	1	102	ALIMENTACION DE EA-101
2	1	254	SALIDA DE VAPOR DOMOR
3	1	102	SALIDA A EA-101
4	1	64	ENTRADA REFLUJO
5	1	152	SALIDA A EA-102
6	1	358	RETORNO DE EA-102
7 ABC	3	610	REGISTRO HOMBRE
8	1	51	VENTEO
9	1	78	DRENE
10 AB	2	51	INDIC. Y CONTROLADOR DE NIVEL
11	1	51	CONEXON DE SERVICIO
12	1	38	TERMOPOZO

### NOTAS

1. ACOTACIONES EN MILIMETROS
2. MINIMO POR TUBERIA



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

INGENIERIA QUIMICA

HOJA DE DATOS DEL AGOTADOR DA-101

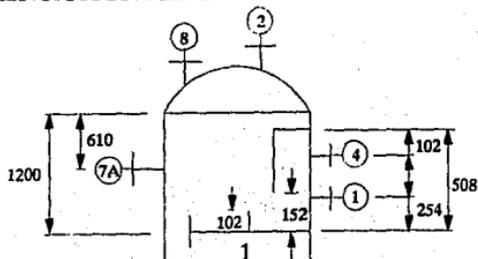
PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS

TESIS PROFESIONAL

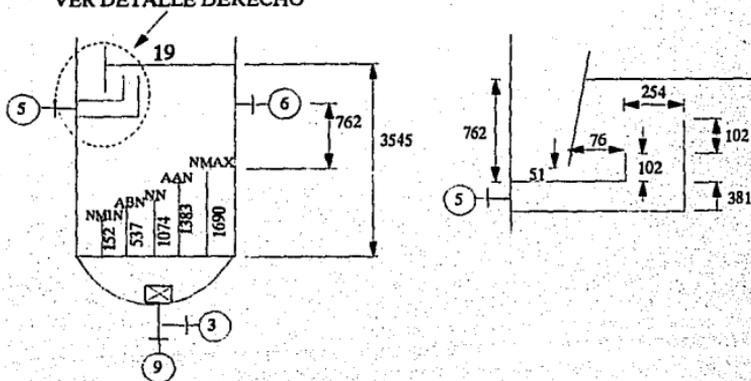
MEJIA ROLDAN

A) ALIMENTACION AL AGOTADOR DE AGUA AMARGA



B) SECCION DE FONDOS DEL AGOTADOR

VER DETALLE DERECHO



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

INGENIERIA QUIMICA

HOJA DE DETALLE DEL AGOTADOR DA-101

PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS

TESIS PROFESIONAL

MEJIA ROLDAN

DATOS DE PROCESO PARA ESPECIFICACION DE PLATOS.			HOJA 3 DE 3	
CLAVE DE LA TORRE		DA-101		
SERVICIO		AGOTADOR DE AGUA AMARGA		
TIPO DE PLATO		VALVULAS	VALVULAS	
FLUIDO	LIQUIDO	AGUA	AGUA	
	VAPOR O GAS	VAPOR	VAPOR	
DIAM. INT. DE LA TORRE mm.		1676	1676	
ESPACIAM. NORMAL ENTRE PLATOS mm.		600	600	
MATERIAL: PLATOS/UNIDS. CONTACTO		A.I./A.I.	A.I./A.I.	
PLATOS DEL AL		1 - 19	1 - 19	
TIPO DE FLUJO		UN PASO	UN PASO	
CONDICIONES EN EL PLATO No.		1	19	
TEMPERATURA	LIQUIDO, °C	123.6	130.4	
	VAPOR, °C	123.6	130.4	
PRESION kg/cm2 man.		1.83	2.0	
VAPOR	DENSIDAD g/cm3 a P,T	0.00143	0.00151	
	FLUJO	kg/h	13094	
		m3/h a P,T	9157	
LIQUIDO	DENSIDAD g/cm3 a P,T	0.920	0.935	
	FLUJO	kg/h	53390	
		LPM a P,T	966.5	
	VISCOSIDAD cp	0.2192	0.2104	
	TENSION SUP. dinas/cm.	53.84	53.13	
TENDENCIA A ESPUMADO NINGUNA ( ) MODERADA (X)				
% MAXIMO DE INUNDACION 80 A CONDICIONES DE DISEÑO.				
RELACION LIQ/VAPOR CONSTANTE (X) CARGA DE LIQUIDO CONSTANTE ( ) CARGA DE VAPOR ( )				
CAPACIDAD MINIMA REQUERIDA 60 % DE LA CAPACIDAD DE DISEÑO				
NOTAS:				
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN INGENIERIA QUIMICA HOJA DE PROCESO PARA PLATOS DE LA COLUMNA DA-101 PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS				
TESIS PROFESIONAL		MEJIA ROLDAN		

- Un tiempo de residencia de 1.5 minutos para el líquido que se envía a recirculación.
  - El área de los elevadores del plato chimenea comprende el 15% del área de la columna.
  - Se considera una caída de presión máxima permisible de  $0.013 \text{ kg/cm}^2$ .
- b) El espacio entre el plato chimenea y el de alimentación es de 813 mm (32 pulg.).

#### 4.4.4.4 Dimensionamiento de boquillas.

Las boquillas se dimensionaron con base a los criterios empleados en el dimensionamiento de las boquillas de la columna convencional.

Así los diámetros obtenidos para las boquillas de este agotador son:

No.	Diámetro (mm)	Servicio
1	102	Alimentación de EA-201.
2	102	Salida Producto Domos.
3	102	Salida a EA-201.
4	203	Salida de recirculación.
5	203	Entrada de reflujo.
6	152	Salida a EA-202.
7	305	Retorno de EA-202.
8 A, B, C	610	Registro Hombre.

9	51	Venteo.
10	76	Drene.
11	51	Conexión de servicio.
12	38	Termopozo.
13 A,B,C,D	51	Indicador y controlador de nivel .

# HOJA DE DATOS DE PROCESO

## DATOS DE PROCESO.

**TIPO :** PLATOS **SERVICIO:** AGOTADOR DE AGUA AMARGA  
**DIAMETROS :** 1676 mm; Y --- mm  
**ALTURA: TOTAL** 30175 mm; **FALDON** 82 mm  
**TEMPERATURA OPERACION :** SUP 86.4 °C INF 124 °C  
**PRESION: OPERACION** SUP : 1.13 INF : 1.8 Kg/cm<sup>2</sup>man  
**DISEÑO: TEMP.** 139°C ; **PRESION** 3.5 Kg/cm<sup>2</sup>man  
**MATERIALES:** CASCARON A.C. REC.INT. NO : ESPESOR: --- mm  
**CORROSION PERMISIBLE :** CASCARON 8 mm  
**RELEVADO DE ESFUERZOS:** SI   
**AISLAMIENTO :** SI,   
**MATERIAL:** PLATOS A.I. 304 **UNID DE CONTACTO:** PLATOS

## PLATOS

Nos.	TIPO	No. DE PASOS	ESPACIAMIENTO
1-19	VALVULA	1	800
21-40	VALVULA	1	800
20	CHIMENEA	---	2371

## EMPAQUES

TIPO	No. DE CAMAS
ALTURA DE CAMA	PESO POR CAMA

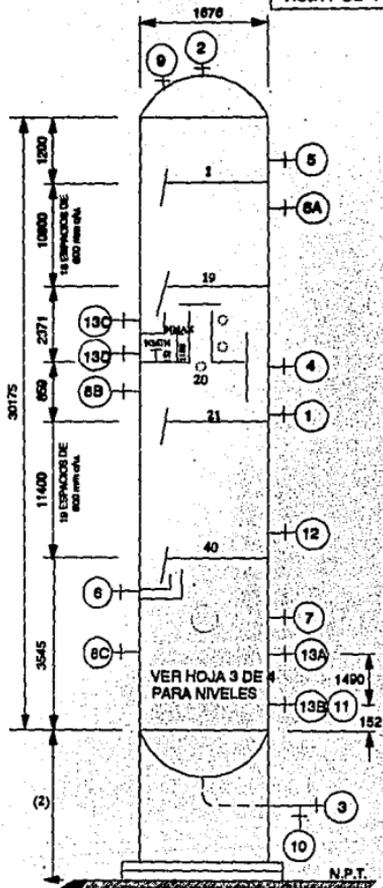
## BOQUILLAS

No.	No. REQ.	DIAM. NOM.	SERVICIO
1	1	102	ALIMENTACION DE EA-201
2	1	102	SAIDA PRODUCTO DOMOS
3	1	102	SAIDA A EA-201
4	1	203	SAIDA RECIRCULACION
5	1	203	ENTRADA DE RECIRCULACION
6	1	152	SAIDA A EA-202
7	1	305	RETORNO DE EA-202
8,ABC	3	610	REGISTRO HOMBRE
9	1	51	VENTEO
10	1	76	DRENE
11	1	51	CONEXION DE SERVICIO
12	1	38	TERMOPozo
13 A,D	4	81	INDIC. Y CONTROL DE NIVEL

## NOTAS

- ACOTACIONES EN MILIMETROS
- MINIMO POR TUBERIA

HOJA 1 DE 4



FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTILAN  
INGENIERIA QUIMICA

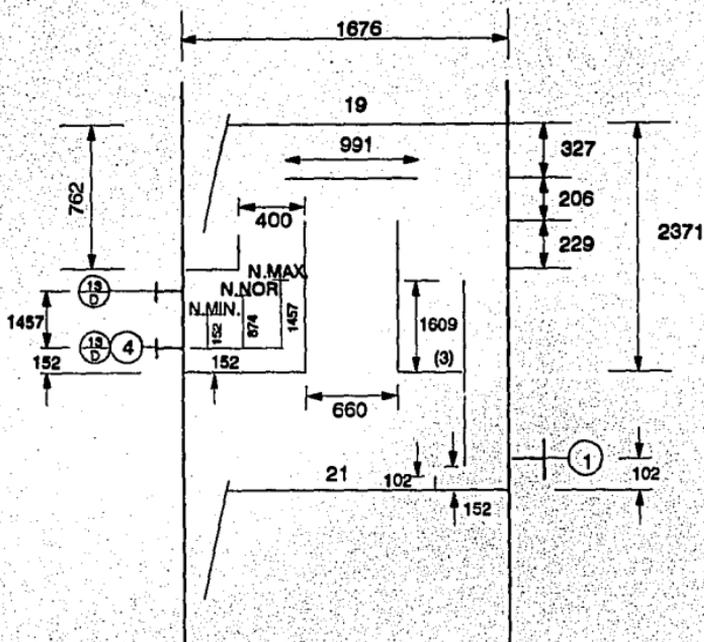
HOJA DE DATOS DEL AGOTADOR DA-201  
PROCESO CONVENCIONAL O/REC. EXTERNA (PUMP AROUND)

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS

TESIS PROFESIONAL

MEJIA ROLDAN

## " PLATO CHIMENEA "



3) El plato chimenea está diseñado en base a un tiempo de residencia de 1.5 min.

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN  
INGENIERIA QUIMICA

HOJA DE DETALLE DE INTERNOS DE LA COLUMNA DA-201  
PROCESO CONVENCIONAL C/REC. EXTERNA (PUMP AROUND)

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS

TESIS PROFESIONAL

MEJIA ROLDAN



DATOS DE PROCESO PARA ESPECIFICACION DE PLATOS			HOJA 4 DE 4		
CLAVE DE LA TORRE DA-201					
SERVICIO AGOTADOR DE AGUA AMARGA					
TIPO DE PLATO		VALVULAS	VALVULAS	VALVULAS	VALVULAS
FLUIDO	LIQUIDO	AGUA	AGUA	AGUA	AGUA
	VAPOR O GAS	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
DIAM. INT. DE LA TORRE mm.		1676	1676	1676	1676
ESPACIAM. NORMAL ENTRE PLATOS mm.		600	613	600	600
MATERIAL: PLATOS/UNIDS. CONTACTO		AL./AL.	AL./AL.	AL./AL.	AL./AL.
PLATOS DEL AL.		1-19	21	22-40	
TIPO DE FLUJO		UN PASO	UN PASO	UN PASO	
CONDICIONES EN EL PLATO No.		1	21	40	
TEMPERATURA	LIQUIDO, °C	90.7	118.5	124	
	VAPOR, °C	90.7	118.5	124	
PRESION kg/cm2 man.		1.15	1.3	1.5	
VAPOR	DENSIDAD g/cm3 a P,T	0.00134	0.00103	0.00128	
	FLUJO	kg/h	11708	10280	11428
		m3/h a P,T	6663	6543	9064
LIQUIDO	DENSIDAD g/cm3 a P,T	0.873	0.932	0.940	
	FLUJO	kg/h	107052	50066	50258
		LPM a P,T	2043	895	891
	VISCOSIDAD cp	0.2730	0.2307	0.2220	
	TENSION SUP. dinas/cm.	55.56	55.14	54.46	
TENDENCIA A ESPUMADO NINGUNA ( ) MODERADA (X)					
% MAXIMO DE INUNDACION 85					
RELACION LIQ/VAPOR CONSTANTE (X) CARGA DE LIQUIDO CONSTANTE ( ) CARGA DE VAPOR ( )					
CAPACIDAD MINIMA REQUERIDA DE LA CAPACIDAD DE DISEÑO					
<p>NOTAS:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1) EL PLATO 20 SERA TIPO CHIMENEA.</li> <li>2) EL AREA DE LOS ELEVADORES DEL PLATO CHIMENEA DEBERA ESTAR ENTRE EL 15% Y EL 25% DEL AREA DE LA COLUMNA.</li> <li>3) SE DEBE CONSIDERAR UNA CAIDA DE PRESION MAXIMA PERMISIBLE DE 0.010 Kg/cm2 POR PLATO.</li> <li>4) EL PLATO CHIMENEA DEBE GARANTIZAR UN TIEMPO DE RESIDENCIA DE 1.5 min. PARA EL LIQUIDO QUE SE EXTRAE PARA RECIRCULACION.</li> </ol>					
<p>FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN  INGENIERIA QUIMICA  HOJA DE PROCESO PARA PLATOS DE LA COLUMNA DA-201  PROCESO CONVENCIONAL C/REC. EXTERNA (PUMP AROUND)  PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS</p>					
TESIS PROFESIONAL			MEJIA ROLDAN		

## CAPITULO V EVALUACION TECNICO-ECONOMICA DE LOS PROCESOS CONVENCIONAL SIMPLE Y CON RECIRCULACION EXTERNA (PUMP-AROUND).

### 5.1. EVALUACION TECNICA

La evaluación técnica de los procesos esencialmente se centra en el análisis de las variables de operación y construcción de las plantas de Tratamiento de Aguas Amargas.

Se entiende por variables de operación a la presión, temperatura, flujos, composiciones y carga térmica; y por variables de construcción al número de platos y el plato de alimentación.

En relación con la Tabla 11 se observa que para una misma remoción de ácido sulfhídrico y amoníaco del agua amarga en el

## EVALUACION TECNICA

FACTOR	PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE	PROCESO CONVENCIONAL CON EXTRACCION LATERAL
Sección de rectificación	_____	Sí
Sección de agotamiento	Sí	Sí
Número de platos	19	40
Caída de presión, Kg/cm <sup>2</sup>	0.2	0.4
Temperatura domos, C	124	89
Temperatura fondos, C	130.6	124
Carga térmica condensador, MMKcal/h	6.277	_____
Carga térmica enfriador lateral, MMKcal/h	_____	4.860
Carga térmica rehervidor, MMKcal/h	7.670	6.010
Flujo alimentación, BPD (Barriles por día)	6,000	6,000
Composición alimentación, ppm		
NH <sub>3</sub>	7,500	7,500
H <sub>2</sub> S	10,000	10,000
Composición productos, ppm		
NH <sub>3</sub>	6.532 E-02	6.532 E-02
H <sub>2</sub> S	2.279 E-10	2.279 E-10

TABLA 1.1 EVALUACION TECNICA

En relación con la Tabla 11 se observa que para una misma remoción de ácido sulfhídrico y amoníaco del agua amarga en el Proceso Convencional Simple y el Proceso Convencional con recirculación externa, el primero que consta únicamente de la sección de agotamiento presenta valores altos de las variables de operación (presión, temperatura y carga térmica); por su parte el segundo constituido por dos secciones: agotamiento y rectificación reporta valores menores de dichas variables. Asimismo, el control de las variables de operación es de enorme importancia por su impacto en el equilibrio  $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{S-H}_2\text{O}$ , como a continuación se explica para cada proceso.

#### Proceso Convencional Simple.

En este proceso es necesario mantener un buen control de la temperatura de condensación del gas ácido, la cual se logra a través del control del flujo en la línea de vapor de baja presión del rehevidor EA-102, en cascada con un control de temperatura en la columna. Es importante mantener la temperatura de domos de la columna en el valor reportado en el Diagrama de Flujo de Proceso, pues valores más bajos ocasionarían la reacción entre  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{NH}_3$  originando bisulfuro de amonio precipitado, el cual forma depósito que provocaría taponamientos y elevados índices de corrosión en el sistema de condensación.

## Proceso Convencional con recirculación externa.

En este proceso, la temperatura de domos se regula a través de un control de flujo en la línea de salida del enfriador lateral EA -203, en cascada con un control de temperatura en la línea de domos de la columna, garantizando de esta manera tener un valor de temperatura igual al reportado en el Diagrama de Flujo de Proceso. En este proceso se evita completamente la formación de bisulfuro de amonio, pues no existe un sistema de enfriamiento directo del gas ácido a través de un condensador, sino que se enfría mediante un sistema de recirculación externa.

Por experiencia, se ha encontrado que la temperatura del gas ácido debe mantenerse entre 79 y 91 °C ya que a temperaturas más bajas se provocaría la precipitación del bisulfuro de amonio.

Debido a lo anterior, cuando se efectúa la condensación del gas amargo en el sistema convencional, se favorece la formación de depósitos de sales en la zonas frías del intercambiador, lo cual da lugar a una alta corrosión y a posibles taponamientos en el condensador, tanque acumulador de reflujo, tubería, bombas, etc. El problema anterior, se presenta en las plantas con el Proceso Convencional Simple actualmente en operación, las cuales presentan altos índices de corrosión y en algunos casos taponamientos. Las soluciones a este problema han sido: mantener la temperatura por lo menos a 85 °C mediante aislamiento y trazado de vapor en la líneas de domos del

agotador y, lavados periódicos con agua ó vapor del sistema de condensación.

Por las razones anteriores, las plantas de este estudio fueron diseñadas para mantener una temperatura de domos de 88  $\pm$  C aproximadamente, ésto con el fin de estar dentro de los valores recomendados y así garantizar un buen funcionamiento del equipo, evitando taponamientos y disminuyendo la corrosión.

## 5.2. EVALUACION ECONOMICA

En esta sección se realiza la evaluación económica de las Plantas de Tratamiento de Agua Amargas que adoptan el Proceso Convencional simple y con recirculación externa.

Para esta evaluación económica se consideran los siguientes puntos:

1) COSTO DE INVERSION DE CAPITAL y 2) COSTO TOTAL DEL PRODUCTO.

Dentro de estos grupos se contempla todo el capital necesario para el suministro de manufactura, instalaciones y gastos relacionados directamente con la operación de las plantas.

Dentro de un esquema general la evaluación económica puede representarse como en la figura 5-1.

Considerando el esquema anterior, la evaluación económica que se realizará en este estudio tendrá el siguiente alcance:

# EVALUACION ECONOMICA

## I. COSTOS DE INVERSION DE CAPITAL

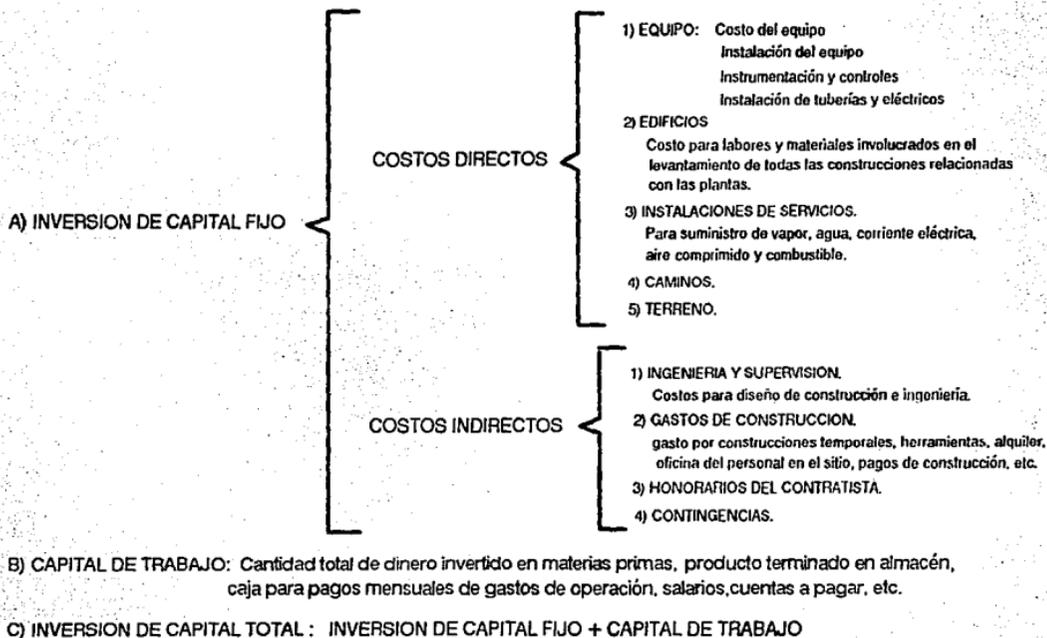


FIG. 5-1 EVALUACION ECONOMICA (Continúa en la siguiente hoja)

# EVALUACION ECONOMICA

## II. COSTO TOTAL DEL PRODUCTO

D) COSTOS DE FABRICACION

1) COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION

Materia Prima.  
Labor de Producción.  
Supervisión Directa.  
Servicios Auxiliares.  
Mantenimiento y Reparaciones.  
Artículos auxiliares de operación (Lubricantes, químicos, etc.)  
Cargos de laboratorio (Costo de pruebas de laboratorio para el control de calidad de las operaciones y el producto)  
Patentes.

2) CARGOS FIJOS

Depreciación.  
Impuestos locales.  
Seguros.  
Rentas.

3) COSTOS ADICIONALES DE LA PLANTA

Servicios de hospital.  
Mantenimiento general.  
Nóminas.

E) GASTOS GENERALES

- 1) COSTOS ADMINISTRATIVOS  
2) COSTOS DE VENTA Y DISTRIBUCION  
3) COSTOS DE INVESTIGACION Y DESARROLLO  
4) FINANCIAMIENTO

F) COSTO TOTAL DEL PRODUCTO

G) UTILIDADES NETAS

FIG. 5-1. EVALUACION ECONOMICA (Continuación de la hoja anterior)

I) El cálculo de los COSTOS DE INVERSION DE CAPITAL que se efectúan bajo las siguientes limitantes :

- a) Los costos de inversión del capital se estiman como COSTOS DE INVERSION DEL CAPITAL FIJO.
- b) Con respecto al CAPITAL DE TRABAJO el cual consiste en la cantidad de dinero invertido en materia prima, producto terminado en almacén, caja disponible para pagos mensuales como salarios etc., no se incluye en el estudio, pues para efectos de comparación entre los dos procesos no es indispensable.
- c) Se realiza una simplificación en la estimación de los costos directos e indirectos que integran la inversión del capital fijo:

Como costos directos se estiman:

- El costo del equipo, instalación del equipo, instrumentación y controles, instalaciones de tuberías y eléctricos.
- No se considera la estimación de costos de : edificios, instalaciones de servicio, caminos y terrenos.

Respecto a los costos indirectos:

- Se calcula los costos de ingeniería y supervisión que comprenden costos para diseño de construcción e ingeniería, compras, ingeniería de costos, viajes, reproducciones, comunicaciones. etc.
- Los gastos de construcción se considera que son costos implícitos dentro de la estimación de la instalación

del equipo.

II ) El cálculo del COSTO TOTAL DEL PRODUCTO se efectúa con las siguientes limitaciones:

- a) Considera el costo total del producto como costo de fabricación.
- b) Se efectúan las siguientes simplificaciones dentro de la estimación de los costos de fabricación:
  - No se consideran los COSTOS ADICIONALES DE LA PLANTA, evaluándose por tanto los COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION y CARGOS FIJOS únicamente.
  - La estimación de los costos directos de producción no comprende costos de materia prima, labores de producción ( horas hombres laboradas por supervisores, operadores, ayudantes, químicos, etc. ), supervisión directa y labores de oficina, artículos auxiliares de operación, cargos de laboratorio y patentes.
  - Los cargos fijos se evalúan como la depreciación del equipo.

Las plantas de tratamiento de efluentes han sido diseñados orientadas hacia un beneficio social cumpliendo con la política industrial anticontaminante actual y no con fines lucrativos, pues en las plantas de tratamiento la inversión del capital y costos de operación representan egresos importantes aún cuando el diseño permita que el efluente tratado sea reusado.

Las simplificaciones que se han efectuado tanto al cálculo de costos de inversión de capital como al costo total del producto, no alteran las comparaciones económicas entre las dos plantas de

Tratamiento de Aguas Amargas diseñadas por lo cual, factores como construcción de edificios, materia prima, servicios administrativos, personal, etc. quedan exentos.

### 5.2.1 Inversión del Capital Fijo.

La inversión del capital fijo considera los siguientes tipos de costos : Costos directos y Costos indirectos.

Los costos directos representan el capital necesario para la instalación del equipo de proceso con todos los auxiliares que se requieren para una completa operación del mismo; por su parte los costos indirectos se refieren al capital fijo requerido para todos los componentes que no están directamente relacionados con la operación del proceso.

Existen varios métodos que pueden emplearse para estimar la inversión de capital fijo, la selección de cualquier método depende de la cantidad de información disponible y de la precisión deseada. En esta evaluación económica se utiliza el método de " Porcentaje de costo del equipo entregado", este método requiere la determinación del costo del equipo para estimar los factores directos e indirectos como porcentajes de este costo.

COSTOS FIJOS.

COSTOS DIRECTOS.

FACTOR	PORCENTAJE DEL COSTO DEL EQUIPO (%)
1) Equipo Comprado (Entregado)	100
2) Instalación del equipo	47
3) Instrumentación y Controles (Instrumentos y labores de instalación )	18
4) Tubería ( Instalación)	66
5) Eléctricos (Materiales y labores de instalación )	11

COSTOS INDIRECTOS

6) Ingeniería y supervisión .33

5.2.1.1 Proceso Convencional Simple.

Para aplicar el método del " Porcentaje de costo del equipo entregado " al Proceso Convencional Simple y calcular la inversión del capital fijo, los costos del equipo fueron determinados a partir de un programa del Departamento de Ingeniería Económica, basado en bitácoras de precios de equipo

obtenidos directamente de los proveedores, por lo cual los costos son los más actualizados al año en curso.

**COSTOS DIRECTOS**

**FACTOR**

1) Costo del equipo comprado.

<u>EQUIPO</u>	<u>CLAVE</u>	<u>COSTO (N\$)</u>
Acumulador de Agua Amarga.	FA-101	176,275.0
Acumulador de Reflujo.	FA-102	31,729.5
Columna Agotadora	DA-101	256,400.0
Cambiador Fondo/Carga.	EA-101	97,111.5
Rehervidor	EA-102	123,072.0
Condensador	EA-103	174,993.0
Enfriador	EA-104	39,421.5
<b>TOTAL COSTO DEL EQUIPO</b>		<b>899,002.5... (1)</b>

(1) Sólo se considera el equipo mayor de la planta para esta evaluación.

2) Instalación del equipo comprado.

0.47 ( 899,002.5) = 422,531.1

3) Instrumentación y controles .

0.18 ( 899,002.5) = 161,820.4

4) Tuberías.

0.66 ( 899,002.5) = 593,341.6

5) Eléctricos

0.11 ( 899,002.5) = 98,890.2

**TOTAL COSTOS DIRECTOS 2,175,586.0... (2)**

COSTOS INDIRECTOS.

6) Ingeniería y supervisión.

0.33 ( 899,002.5) = 296,670.8

**TOTAL COSTOS INDIRECTOS 296,670.8... (3)**

**INVERSION DEL CAPITAL FIJO  
DEL PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE  
(2) + (3)**

**2,472,256.8**

### 5.2.1.2 Proceso Convencional con recirculación externa.

#### COSTOS DIRECTOS.

#### FACTOR

#### 1) Costo del equipo comprado

<u>EQUIPO</u>	<u>CLAVE</u>	<u>COSTO ( N\$)</u>
Acumulador de		
Agua Amarga	FA-201	176,275.0
Columna Agotadora	DA-201	525,620.0
Cambiador Fondo/Carga.	EA-201	139,097.0
Rehervidor	EA-202	74,997.0
Enfriador	EA-203	80,125.0
Enfriador a L.B.	EA-204	33,973.0
<b>TOTAL COSTO DEL EQUIPO</b>		<b>1,030,087.0... (4)</b>

(4) Sólo se considera el equipo mayor de la planta para esta evaluación.

#### 2) Instalación del equipo comprado.

0.47 ( 1,030,087.0) = 484,140.9

3) Instrumentación y controles.

0.18 ( 1,030,087.0) = 185,415.6

4) Tuberías.

0.66 ( 1,030,087.0) = 679,857.4

5) Eléctricos.

0.11 ( 1,030,087.0) = 113,309.5

**TOTAL COSTOS DIRECTOS**

**2,492,810.5... (5)**

**COSTOS INDIRECTOS**

6) Ingeniería y supervisión.

0.33 ( 1,030,087.0) = 339,928.7

**TOTAL COSTOS INDIRECTOS**

**339,928.7... (6)**

**INVERSION DEL CAPITAL FIJO  
DEL PROCESO CONVENCIONAL  
CON RECIRCULACION EXTERNA.  
(5) + (6)**

**2,832,739.2**

**5.2.2 Costo Total del Producto.**

**5.2.2.1 Proceso Convencional Simple.**

**COSTOS DE FABRICACION.**

**a) Costos Directos de Producción.**

**Servicios auxiliares:**

**- Agua de enfriamiento:**

Cantidad total de Agua de enfriamiento: 10,943.4 LPM  
Costo del agua de enfriamiento: 0.257 N\$/m<sup>3</sup>.  
Costo total anual  
(Factor de servicio de 0.9 ó 330 días): 1,336,478.0 N\$/año.

**- Vapor de baja presión:**

Cantidad total de Vapor de baja presión: 15033.7 kg/h.  
Costo del vapor de baja presión: 20.577 N\$/Ton.  
Costo total anual : 2,450,039.7 N\$/año.

**Mantenimiento y reparaciones:**

0.1 ( Inversión del capital fijo).  
0.1 ( 2,472,256.8 ) = 247,225.6 N\$/año.  
**TOTAL COSTOS DE PRODUCCION 4,033,743.3... (7)**

**b) Cargos Fijos.**

**Depreciación:**

0.1 ( Inversión del capital fijo).  
0.1 ( 2,472,256.8 ) = 247,225.6 N\$/año.  
**TOTAL CARGOS FIJOS 247,225.6... (8)**

**TOTAL COSTO FABRICACION DEL  
PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE.  
(7) + (8)**

**4,280,968.9 N\$/año.**

## 5.2.2.2. Proceso Convencional con recirculación externa.

### COSTOS DE FABRICACION

#### a) Costos Directos de Producción.

##### Servicios Auxiliares.

##### - Agua de enfriamiento:

Cantidad total de Agua de enfriamiento:	8,389 LPM
Costo del agua de enfriamiento:	0.257 N\$/m <sup>3</sup>
Costo Total :	1,024,518.3 N\$/año.

##### - Vapor de baja presión:

Cantidad total de Vapor de baja presión:	11780.0 kg/h.
Costo del Vapor de baja presión:	20.577 N\$/ Ton.
Costo Total :	1,919,784.6 N\$/ año.

##### Mantenimiento y reparaciones.

0.1 ( Inversión del capital fijo ).

0.1 ( 2,832,739.2 ) = 283,273.9 N\$/año.

**TOTAL COSTOS DE PRODUCCION 3,227,576.8... (9)**

#### b) Cargos Fijos.

##### Depreciación.

0.1 (Inversión del capital fijo).

0.1 ( 2,832,739.2 ) = 283,273.9 N\$/año.

**TOTAL CARGOS FIJOS**

**283,273.9... (10)**

**TOTAL COSTO DE FABRICACION  
DEL PROCESO CONVENCIONAL  
CON RECIRCULACION EXTERNA.  
(9) + (10)**

**3,510,850.7 N\$/año.**

### **5.3 ANALISIS ECONOMICO COMPARATIVO**

	<b>PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE</b>	<b>PROCESO CONVENCIONAL CON RECIRCULACION EXTERNA</b>
<b>COSTO DE INVERSION DEL CAPITAL INVERSION DEL CAPITAL FIJO (N\$)</b>	<b>2,472,256.8</b>	<b>2,832,739.2</b>
<b>COSTO TOTAL DEL PRODUCTO COSTOS DE FABRICACION (N\$/año)</b>	<b>4,280,968.9</b>	<b>3,510,850.7</b>

Una vez obtenidos los costos de inversión del capital fijo y de fabricación, podemos efectuar una comparación entre los dos procesos en estudio, observando lo siguiente:

- En cuanto a la inversión del capital fijo el Proceso Convencional con recirculación externa es mayor en N\$ 360,482.4 con respecto al Proceso Convencional Simple.

- En cuanto a los costos de fabricación, el Proceso Convencional Simple es mayor en N\$ 770,118.2 / año con respecto al Proceso con recirculación externa.

#### 5.4 INTEGRACION DE GAS ACIDO A LA PLANTA DE RECUPERACION DE AZUFRE.

La disposición del gas ácido que se produce en el Tratamiento de Agua Amarga, también obedece a la política anticontaminante que actualmente prevalece en la industria. Por tal razón entre las medidas de disposición se encuentra el tratamiento químico del gas ácido en el Proceso Claus.

El Proceso Claus realiza una oxidación del ácido sulfhídrico presente en el gas ácido a azufre elemental. La reacción se lleva a cabo a altas condiciones de temperatura. Un tercio del ácido sulfhídrico total presente en el gas, se oxida en una cámara a SO<sub>2</sub> para reaccionar posteriormente con el resto del ácido sulfhídrico y formar azufre bajo las siguientes reacciones:



El Proceso Clauss ha sido empleado desde los años 70's para el Tratamiento de corrientes gaseosas ácidas producidas en los

diferentes procesos de refinación de crudo. El Proceso Claus ha ganado innovaciones tecnológicas. Antiguamente, una Planta Claus no podía soportar cantidades excesivas de amoníaco, hidrocarburos o dióxido de carbono en la corriente gaseosa que se trataba, pues traía consigo problemas de desactivación del catalizador, mayores requerimientos de energía, mayor tamaño de equipo y un producto de azufre malo. Actualmente el Proceso Claus modificado supera estas limitaciones. (21)

## CONCLUSIONES

Tratar el agua residual proveniente de plantas químicas es y seguirá siendo un tema de gran importancia e interés, pues dentro de las políticas actuales a nivel industrial, se contempla la preservación del medio ambiente.

Un efluente residual típico dentro de la industria petroquímica es el agua amarga, la cual contribuye con un alto porcentaje del total de las aguas residuales provenientes de una Refinería.

Actualmente, el tratamiento del agua amarga en las diferentes Refinerías se lleva a cabo mediante un agotamiento con vapor utilizando un Proceso Convencional Simple. A pesar de que en estas plantas se utiliza el medio clave para tratar el agua amarga ( agotamiento con vapor como medio de calentamiento) no se logra la remoción adecuada actualmente establecida por las normas, ésto, no se debe a un mal funcionamiento de las plantas sino que simplemente fueron diseñadas bajo otras consideraciones

las cuales resultan ser actualmente obsoletas.

Con lo anterior, y considerando la experiencia que se tiene en la operación de estas plantas se visualizaron los siguientes problemas:

- Baja remoción de contaminantes.
- Bajo reuso del agua amarga.
- Taponamiento debido a la formación de sales y,
- Altos índices de corrosión.

Con los problemas anteriores se decidió realizar una búsqueda rigurosa, tanto de tecnologías como de los procesos más adecuados para el tratamiento de agua amarga.

Precisamente, la esencia de este estudio es la selección y evaluación tanto de las tecnologías como de los procesos para lograr un mejor tratamiento del agua amarga; de este estudio se concluyen los siguientes puntos:

- La tecnología más adecuada para tratar el agua amarga es el agotamiento con vapor como medio de calentamiento.
- Los procesos más viables para tratar este efluente es el Proceso Convencional Simple y el Proceso Convencional con recirculación externa.

- La remoción lograda en los procesos anteriores es excelente, lo cual permite tener un mayor reuso del agua.

-Técnicamente, el Proceso Convencional con recirculación externa cuenta con ventajas en la operación, pues a diferencia del proceso Convencional Simple no tiene un sistema de condensación de domos, el cual además de presentar altos índices de corrosión debido al contacto directo con gas amargo requiere un estricto control de la temperatura para evitar la formación de sales que provocan taponamientos en tuberías si se presenta un descenso en ésta.

-Económicamente, el Proceso con recirculación externa requiere una mayor inversión de capital, pero un menor costo por operación anual de la planta con respecto al Proceso Convencional Simple. Numéricamente la diferencia entre los costos de inversión y los costos de operación son N\$ 360,482.4 y N\$ 770,118.2 / año respectivamente.

En base a lo anterior, concluimos que el proceso Convencional con recirculación externa (pump-around) es el más adecuado técnica y económicamente, el cual se propone como el mejor proceso actual para las nuevas Plantas de Tratamiento de Agua Amarga.

## BIBLIOGRAFIA

1. American Petroleum Institute, " MANUAL ON DISPOSAL OF REFINERY WASTES ", Volume on Liquid Wastes, Chapter 10 (1973).
2. American Petroleum Institute, " SOUR WATER STRIPPING SURVEY EVALUATION ", Washington , D.C. Junio, 1973
4. Beychok, M.R., " AQUEOUS WASTES FROM PETROLEUM AND PETROCHEMICAL PLANTS ", John Wiley and Sons, New York and London, 1967.
5. Beychok , M.R., " TRENDS IN TREATING PETROLEUM REFINERY WASTES ", The Fluor Corp., Los Angeles, California.
6. Beychok M.R., " WASTEWATER TREATMENT ", Hydrocarbon Processing, Diciembre, 1971, p.p. 109 - 112.
7. Bush, K., " REFINERY WASTEWATER TREATMENT AND REUSE ", Chemical Engineering, Abril 12, 1976, p.p. 113-118.
8. Carnes, B.A., Eller J.M., Martin J.C., " REUSE OF REFINERY AND PETROCHEMICAL WASTEWATERS ", Industrial Water Engineering, Junio - Julio 1972, p.p. 25-29.
9. Dobrzanski, L.T., Thomson, W.J., " PERFORMANCE EVALUATION OF SOUR WATER STRIPPERS ", 76th Annual AIChE Meeting, Tulsa, Oklahoma, Marzo 11 - 13, 1974.

10. Eble, K . y J. Feathers : " NATIONAL PETROLEUM REFINERS ASSOCIATION ".,Annual Meeting, 1992.
11. Eble, K y J. Feathers, " WATER REUSE WITHIN A REFINERY ", National Petroleum Refiners Association, New Orleans, Louisiana, Marzo 22-24,1992.
12. Henley, E. J., Seader, J.D., " OPERACIONES DE SEPARACION POR ETAPAS DE EQUILIBRIO EN INGENIERIA QUIMICA ", REPLA, México, 1990.
13. Hewes, C.G.,Smith, W. H., Davison, R.R., " COMPARATIVE ANALYSIS OF SOLVENT EXTRACTION AND STRIPPING IN WASTEWATER TREATMENT ", Industrial Waste Treatment (AIChE), 1974.
14. Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, " CURSO DISEÑO TÉRMICO DE CAMBIADORES DE CALOR ", México, Septiembre, 1978.
15. Instituto Mexicano del Petróleo, " DISEÑO Y SIMULACION DE PLATOS TIPO VALVULA ", Subdirección de Ingeniería de Proyectos de Plantas Industriales.
16. Instituto Mexicano del Petróleo, " MANUAL DE RECIPIENTES ", México, Enero, 1977.
17. Klett, R.J., " TREAT SOUR WATER FOR PROFIT ", Hydrocarbon Processing, Octubre, 1972.
18. Kern,R. " HOW TO SIZE PROCESS PIPING FOR TWO - PHASE FLOW ", Hydrocarbon Processing, Octubre, 1969.
19. King, C.J., " PROCESOS DE SEPARACION ", REPLA , México, 1989.
20. Kern, Q.D., " PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR ", CECSA, México, 1989.
21. Lagas, J.A., J. Borsboom, and G.Heijkoop, " CLAUS PROCESS GETS EXTRA BOOST ", Hydrocarbon Processing, 68 (4),Abril, 1971, p.p. 40-42.

22. León, E.J., " DISEÑO Y CALCULO MECANICO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR TUBULARES ", México, 1985.
23. Leonard, J.P., Haritatos, N.J., Law, D.V., " WASTE WATER TREATING PROCESS " , CEP, Octubre, 1984. p.p. 57-60.
24. Lin, Y.R., Crynes, B.L., " HYDROPROCESSING CONDITIONS INFLUENCE UNIT FOULING ", Oil and gas Journal, Noviembre 28, 1983.
25. Maguire, W.F., " REUSE SOUR WATER STRIPPER BOTTOMS ", Hydrocarbon Processing, Septiembre, 1975, p.p. 151 -152.
26. Mackenzie, P.D., C.Judson, " COMBINED SOLVENT EXTRACTION AND STRIPPING FOR REMOVAL AND INSOLATION OF AMMONIA FROM SOUR WATERS ", Ind. Eng. Chem. Proceso Des. Dev., 1985, 24 (4)., p.p. 1192- 1200.
27. Newman , S. A., " SOUR WATER DESIGN BY CHARTS ", Hydrocarbon Processing, Septiembre, 1991, Parte 1.
28. Newman ,S.A., " SOUR WATER DESIGN BY CHARTS ", Hydrocarbon Processing, Octubre, 1991, Parte 2.
29. Newman , S.A., " SOUR WATER DESIGN BY CHARTS ", Hydrocarbon Processing, Noviembre 1991, Parte 3.
30. Peters, M.S., Trimmerhaus , K.D., " PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS ", Mc Graw Hill, México, 1991.
31. Pollio, F.X., Kunin, R., Petralia, J.W., " TREAT SOUR WATER BY ION EXCHANGE ", Hydrocarbon Processing, Mayo, 1969, p.p. 124-128.
32. Skrylov, V., Stenzel, R. A., " REUSE OF WASTE WASTERS-POSSIBILITIES AND PROBLEMS ", Bechtel Corp., Sn Francisco, California.
33. Thomas , W. B. " IMPROVE WATER TREATMENT SYSTEMS", HYDROCARBON PROCESSING ", Enero 1980, p.p. 99-102.

34. Treybal, R.E. " OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA ", Mc Graw Hill, México, 1990.
35. Walker, G. J. " DESIGN SOUR WATER STRIPPERS QUICKLY", Hydrocarbon Processing, Junio 1969.
36. Wesley, E.W. ,Patoczka, J., Watkin, A. T., " WASTEWATER TREATMENT ", Chemical Engineering, Septiembre 2, 1985, p.p. 60-74.
37. Wheeler, D. E., " DESIGN CRITERIA FOR CHIMNEY TRAYS ", Hydrocarbon Processing, 47 (7) Julio 1968.

## APENDICE.

FIGURAS		PAGINA
1-1	TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES POR DIFERENTES PROCESOS QUIMICOS.	14
1-2	PROCESO DE LODOS ACTIVADOS.	21
1-3	REACTOR CLARIFICADOR.	21
1-4	LAGUNA AEROBICA.	23
1-5	CONTACTOR BIOLÓGICO ROTATORIO.	23
1-6	TRATAMIENTO ANAEROBICO.	25
1-7	SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE UNA REFINERIA.	31
1-8	PRINCIPALES FUENTES DE CONTAMINACION EN UNA REFINERIA.	36
1-9	USOS DEL AGUA EN UNA REFINERIA.	36
1-10	CONCENTRACION DE CONDENSADOS AMARGOS.	42
1-11	PLANTA CATALITICA.	42

1-12	DIAGRAMA DE BLOQUES DE LA REFINERIA "MIGUEL, HGO.", TULA, HGO.	47
1-13	TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA EN LA REFINERIA "MIGUEL, HGO.", TULA, HGO.	48
1-14	TRATAMIENTO DE AGOTAMIENTO CON VAPOR.	52
1-15	TRATAMIENTO CON GASES COMBUSTIBLES Y DE COMBUSTION.	57
1-16	TRATAMIENTO DE AGOTAMIENTO CON VAPOR Y EXTRACCION.	64
1-17	TRATAMIENTO POR INTERCAMBIO IONICO.	67
2-1	PROCESO CONVENCIONAL SIMPLE.	77
2-2	PROCESO SIN REFLUJO Y CON USO DE VAPOR VIVO.	79
2-3	PROCESO SIN REFLUJO Y CON USO DE REHERVIDOR.	79
2-4	PROCESO CON REFLUJO Y CON USO DE VAPOR VIVO.	80
2-5	PROCESO CON REFLUJO Y CON USO DE REHERVIDOR.	80
2-6	PROCESO CONVENCIONAL.	86
2-7	PROCESO CONVENCIONAL CON RECIRCULACION EXTERNA (PUMP-AROUND).	86
2-8	PROCESO WWT CHEVRON.	89
2-9	PROCESO COMPLETO WWT CHEVRON.	92
2-10	PROCESO COMPLETO WWT CHEVRON OPCIONES DE RECUPERACION DE AMONIACO.	92
4-1	DISEÑO DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR.	204
5-1	EVALUACION ECONOMICA.	282

**TABLAS****PAGINA**

A.	CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE AGUA AMARGAS	44
1.0	TECNOLOGIAS PARA TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS.	51
2.0	ANALISIS TECNOLOGICO COMPARATIVO.	60
3.0	PROPIEDADES DEL AGUA AMARGA ANTES Y DESPUES DEL INTERCAMBIO IONICO.	66
4.0	AGOTADORES DE AGUA AMARGA: AGOTAMIENTO CON VAPOR-REFLUJO.	73
5.0	AGOTADORES DE AGUA AMARGA. GAS DE COMBUSTION Y GASES COMBUSTIBLES.	74
6.0	AGOTADORES DE AGUA AMARGA. AGOTAMIENTO CON VAPOR, SIN REFLUJO Y CON USO DE VAPOR VIVO.	82
7.0	AGOTADORES DE AGUA AMARGA. AGOTAMIENTO CON VAPOR, CON REFLUJO Y CON USO DE VAPOR VIVO/REHERVIDOR.	83
8.0	PRINCIPALES DIFERENCIAS ENTRE LOS TRES PROCESOS QUE ADOPTAN LA TECNOLOGIA DE AGOTAMIENTO CON VAPOR.	94
9.0	COMPARACION PARA LA SELECCION DEL MEDIO DE CONTACTO.	255
10.0	CRITERIOS DE DISEÑO HIDRAULICO DE COLUMNAS.	262
11.0	EVALUACION TECNICA.	278