



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

---

---

FACULTAD DE QUÍMICA

***“ESTUDIO PARA LA REUTILIZACIÓN DE  
AGUA DESFLEMADA GENERADA EN  
PLANTAS DE PROCESOS DE REFINERÍAS”***

***TESIS***

***QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:***

**INGENIERO QUÍMICO**

***PRESENTA:***

**ALFONSO ANTONIO ROSADO ALVAREZ**



MÉXICO, D.F.

2013



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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



## CONTENIDO

<b>1. INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>1</b>
1.1 OBJETIVO GENERAL.....	2
1.2 OBJETIVOS PARTICULARES.....	2
1.3 JUSTIFICACIÓN.....	3
<b>2. FUNDAMENTOS.....</b>	<b>6</b>
2.1 SUMINISTRO DE AGUA EN PLANTAS DE PROCESO EN REFINERÍAS.....	6
2.2 PRETRATAMIENTO DE AGUA PARA SUMINISTRO DE LA REFINERÍA.....	8
2.3 PROCESO DE REFINACIÓN DE PETRÓLEO.....	10
2.3.1 PROCESOS Y OPERACIONES BÁSICAS DE REFINACIÓN.....	11
2.4 PROCESO DE REFINACIÓN DE LA REFINERÍA EN ESTUDIO.....	14
2.5 GENERACIÓN DE AGUAS AMARGAS EN REFINERIAS.....	15
<b>3. CONSUMO DE AGUA Y GENERACION DE EFLUENTES DE AGUAS AMARGAS EN PLANTAS DE PROCESOS DE LA REFINERÍA EN ESTUDIO. .</b>	<b>17</b>
3.1 PLANTA PRIMARIA No. 1 Y DESTILACIÓN ATMOSFERICA No. 1 PP-1.....	17
3.2 PLANTA DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA 1 FCC-1.....	21
3.2.1 SISTEMA DE TRATAMIENTO CON AMINA.....	21
3.3 PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS No.1 HDS-1.....	24
3.3.1 UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS U-400 I.....	24
3.3.2 UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS U-500 I.....	26
3.3.3 UNIDAD DE TRATAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO U-600 I.....	26
3.3.4 UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700 I.....	26
3.3.5 UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-800 I.....	30
3.4 PLANTA DE AZUFRE 1 AZ-1.....	32
3.5 PLANTA DE AZUFRE 2 AZ-2.....	33
3.6 PLANTA DE AZUFRE 3 AZ-3.....	34
3.7 PLANTA PRIMARIA No. 2 Y DESTILACIÓN ATMOSFERICA No.2 PP-2.....	35

<b>3.8 PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS 2 HDS-2.....</b>	<b>40</b>
3.8.1 HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS U-400 II .....	40
3.8.2 UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS U-500 II .....	42
3.8.3 UNIDAD DE TRATAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO U-600 II .....	42
3.8.4 UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE INTERMEDIOS U-700 II .....	42
3.8.5 UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE INTERMEDIOS U-800 II .....	45
3.8.6 UNIDAD ISOMERIZADORA U-900. ....	47
<b>3.9 PLANTA DE DESINTEGRACION CATALITICA 2 FCC-2.....</b>	<b>48</b>
<b>3.10 PLANTA VISCORREDUCTORA.....</b>	<b>51</b>
<b>3.11 PLANTA DE METIL-TER-BUTIL-ETER MTBE .....</b>	<b>53</b>
<b>3.12 PLANTA DE TER-AMIL-METIL-ETER TAME .....</b>	<b>54</b>
<b>3.13 PLANTA DE ALQUILACIÓN.....</b>	<b>58</b>
<b>4. TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL GENERADA EN LAS PLANTAS DE PROCESOS.....</b>	<b>60</b>
<b>4.1 AREA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES .....</b>	<b>60</b>
<b>4.2 PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA. ....</b>	<b>61</b>
4.2.1 PROCESO DE DESORCIÓN DE AGUA AMARGA. ....	61
<b>4.3 PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA EN LA REFINERÍA DE ESTUDIO .....</b>	<b>62</b>
4.3.1 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA EN PP-1.....	62
4.3.2 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA EN PP-2.....	66
4.3.3 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA EN FCC-1 .....	69
4.3.4 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA EN FCC-2 .....	71
4.3.5 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS EN AZ-3. ....	74
<b>5. TECNOLOGIAS PARA LA ELIMINACION DE CONTAMINANTES EN AGUA AMARGA.....</b>	<b>75</b>
<b>5.1 DESORCIÓN CON SOLVENTES. ....</b>	<b>76</b>
<b>5.2 PROCESOS DE OXIDACIÓN AVANZADA .....</b>	<b>78</b>
<b>6. METODOLOGÍA PROPUESTA PARA RECOPIRAR INFORMACIÓN EN UNA REFINERIA.....</b>	<b>81</b>
<b>7. CUANTIFICACIÓN DE EFLUENTES GENERADOS EN PLANTAS DE PROCESO EN LA REFINERÍA EN ESTUDIO.....</b>	<b>84</b>

<b>8. SIMULACIÓN DE LAS TORRES DE AGOTAMIENTO DE LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA.....</b>	<b>95</b>
<b>9. OPCIONES DE REUSO DE AGUA DESFLEMADA.....</b>	<b>100</b>
9.1 REUSO EN DESALADORAS.....	101
9.2 REUSO EN TANQUE DE SELLOS.....	105
<b>10. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>	<b>110</b>
<b>11. BIBLIOGRAFIA.....</b>	<b>112</b>
<b>12. ANEXOS.....</b>	<b>116</b>

## 1. INTRODUCCIÓN

Este proyecto busca minimizar el consumo de agua de primer uso en refinerías, proponiendo alternativas para recuperar y reutilizar el agua proveniente de las plantas de proceso, ya que el agua residual generada en las plantas de proceso es enviada al sistema de efluentes, donde se eliminan los contaminantes presentes en ella, para descargarla y tener el menor impacto ambiental posible; en ocasiones el agua residual proveniente de plantas de proceso no es reutilizada debido a los contaminantes que presenta.

El presente trabajo se enfoca en la problemática del suministro de agua en la Refinería que se ha tomado como caso de estudio, ya que, es una de las Refinerías que presenta problemas en el suministro de agua y es la Refinería que procesa la mayor cantidad de crudo y produce la mayor cantidad de productos Refinados del Sistema Nacional de Refinación. Al faltar agua para el suministro de la Refinería en estudio, se tendrá una disminución en la producción de refinados y carencia de combustibles, afectando las regiones a las que la refinería abastece.

El agua de primer uso consumida en la Refinería en estudio es suministrada por una presa localizada en la región donde se encuentra la refinería en estudio, la presa fue construida para riego agrícola, aprovechando el potencial hidráulico del río que la abastece, la presa es la única fuente de suministro de agua en la región. La presa envía el agua por medio de canales a la bocatoma, por medio de bombas de pozo profundo se transporta el agua para almacenarla en los tanques de la refinería en estudio.

En esta región, se presentan cada cinco años ciclos de sequía, a partir del cuarto año comienza la sequía, causando una disminución considerable en el nivel de la presa, llegando al nivel mínimo de capacidad en la presa. Debido a la reducción en la capacidad de la presa, se presenta este proyecto para mitigar esta problemática. Los sistemas implementados consisten en reutilizar el agua residual, en específico el agua desflemada obtenida del agua amarga, con sistemas de tratamiento de aguas residuales, si es requerido, para reducir al máximo el consumo de agua de primer uso de la presa; adicionalmente la legislación indica que se debe dar un tratamiento al agua industrial antes de descargarla a los cuerpos receptores.

## **1.1 OBJETIVO GENERAL**

Plantear, fundamentar y seleccionar la opción técnica y ambiental más conveniente para la recuperación de agua desflemada obtenida del agua amarga proveniente de plantas de procesos en Refinerías de crudo y su reúso, con la calidad requerida, en plantas de procesos.

## **1.2 OBJETIVOS PARTICULARES**

- Estudiar los procesos de la Refinería e identificar los puntos de consumo de agua de procesos y generación de aguas residuales en las plantas de proceso.
- Cuantificar y caracterizar los requerimientos del agua suministrada en las plantas de proceso.
- Cuantificar y caracterizar los efluentes de aguas residuales de las plantas de proceso.
- Elaborar propuestas para la recuperación y reúso del agua desflemada en las plantas de proceso.



### 1.3 JUSTIFICACIÓN

El agua es un recurso primordial e indispensable para la industria, esta es requerida como materia prima o servicio en los procesos. Debido a los problemas que enfrentan varios países por disponibilidad, así como el aumento del costo por consumo de agua; el sector industrial se ha visto en la necesidad de encontrar una solución a esta problemática.

Definamos como agua de primer uso, aquella que no ha sido utilizada en procesos industriales; las fuentes de suministro de agua de primer uso son los ríos, lagos y pozos. El agua de primer uso es la principal fuente de suministro de agua en las refinerías del Sistema Nacional de Refinación.

El agua de primer uso es suministrada directamente de la fuente de abastecimiento o es pretratada de acuerdo al uso para el que se requiere. El agua de primer uso es utilizada en las actividades de la refinería, de estas actividades se genera agua residual.

El sector industrial ha propuesto alternativas para la recuperación y aprovechamiento de las descargas de agua residual provenientes de los procesos que se realizan en las industrias. Al principio, las industrias daban tratamiento a las aguas residuales para cumplir normas y disposiciones gubernamentales, en la actualidad el tratamiento de aguas residuales es una alternativa para el suministro y aprovechamiento del agua en la industria.

En México, una gran parte de las industrias cuentan con plantas de tratamiento, incluyendo la industria petrolera, para recuperar y reutilizar el agua en los procesos, disminuyendo el consumo de agua.

Esto ha originado que industrias como Petróleos Mexicanos (PEMEX), se vea en la necesidad de dar tratamiento a las aguas residuales provenientes de área de procesos en sus centros de trabajo.

PEMEX Refinación es el organismo subsidiario de Petróleos Mexicanos encargado de producir, distribuir y comercializar combustibles y demás productos petrolíferos. Su posición en la cadena de valor de la industria petrolera es fundamental para apoyar el desarrollo económico del país con base en el fortalecimiento del mercado interno, del reforzamiento de la capacidad de competencia y, el desarrollo de la infraestructura productiva.

Para realizar la refinación del petróleo cuenta con el Sistema Nacional de Refinación (SNR). La tabla 1 muestra las Refinerías que constituyen el SNR, así como la ubicación y producción de estas.

El agua residual generada en las plantas de proceso, tiene varias fuentes, las cuales pueden ser debido al uso de agua para servicio (generación de vapor y energía) o como materia prima del proceso, por el lavado de equipo, entre otras; esta agua puede o no recibir algún tratamiento antes de su descarga hacia sistemas de efluentes, con el objetivo de eliminar los contaminantes asociados a ellos y poder descargar un agua bajo los límites máximos permisibles marcados en las normas ambientales, y tener el menor impacto ambiental posible.

En varios procesos de refinación del petróleo se usa agua denominada agua para proceso, dicha agua posee características fisicoquímicas distintas a las suministradas originalmente al proceso. El efluente de agua proveniente de las plantas de proceso en ocasiones no es reutilizado, debido a los contaminantes presentes en dichas corrientes.

Dependiendo de la calidad del agua a la salida del proceso y la calidad del agua que se requiere para su reúso se elaboraran propuestas para el reúso del agua desfleada.

**Tabla 1. Refinerías pertenecientes al Sistema Nacional de Refinación (SNR)**

<b>Refinería</b>	<b>Ubicación</b>	<b>Proceso de crudo miles de barriles día</b>	<b>Productos petrolíferos Refinados</b>
Ing. Héctor R. Lara Sosa	Cadereyta, Nuevo León	275	Gas seco, Gas licuado. Gasolinas: PEMEX Magna, PEMEX Premium, Base. Turbosina. Diesel: PEMEX Diesel, Carga a HDS. Combustóleo pesado. Asfaltos, Coque.
Francisco I. Madero	Cd. Madero, Tamaulipas	190	Gas seco, Gas licuado, Gasolinas: PEMEX Magna. PEMEX Premium Base; Turbosina, Diesel: PEMEX Diesel, Carga a HDS, Combustóleo: Combustóleo pesado, Intermedio 15; Asfaltos, Coque.
Ing. Antonio M. Amor	Salamanca, Guanajuato	245	Gas seco, Gas licuado, Gasolinas: PEMEX Magna, PEMEX Premium; Turbosina, PEMEX Diesel, Combustóleo pesado, Asfaltos, Lubricantes
Miguel Hidalgo	Tula, Hidalgo	315	Gas seco, Gas licuado, Gasolina: PEMEX Magna, PEMEX Premium; Turbosina, PEMEX Diesel, Combustóleo Pesado, Asfaltos.
Gral. Lázaro Cárdenas	Minatitlán, Veracruz	185	Gas seco, Gas licuado, Gasolina: PEMEX Magna, PEMEX Premium; Turbosina, Diesel: PEMEX Diesel; Carga a HDS, Combustóleo pesado.
Ing. Antonio Dovalí Jaime	Salina Cruz, Oaxaca	330	Gas seco, Gas licuado, Gasolinas: PEMEX Magna, PEMEX Premium. Base; Turbosina, PEMEX Diesel, Combustóleo pesado, Asfaltos.

## 2. FUNDAMENTOS

### 2.1 SUMINISTRO DE AGUA EN PLANTAS DE PROCESO EN REFINERÍAS

La cantidad de agua suministrada a una Refinería es del orden de miles de metros cúbicos por día. La calidad de agua requerida depende del producto y proceso al cual está destinada, por lo tanto, puede requerir o no de un pretratamiento para su uso.

El agua requerida por una refinería se puede obtener de fuentes naturales (agua de primer uso) proveniente de ríos, lagos y pozos o del tratamiento de aguas residuales.

El consumo general de agua en una refinería abarca principalmente los siguientes aspectos:

- Agua potable para uso humano
- Agua para enfriamiento
- Agua para proceso
- Agua para contraincendio
- Agua para generación de vapor
- Agua para servicios generales

En la tabla 2 se muestra el porcentaje de consumo de agua en refinerías del SNR, de acuerdo al aspecto para el que se requiere.

La cantidad de agua requerida por las refinerías, varía dependiendo de la cantidad de procesos en actividad, de la capacidad de producción de dichos procesos y de las características de los productos generados.

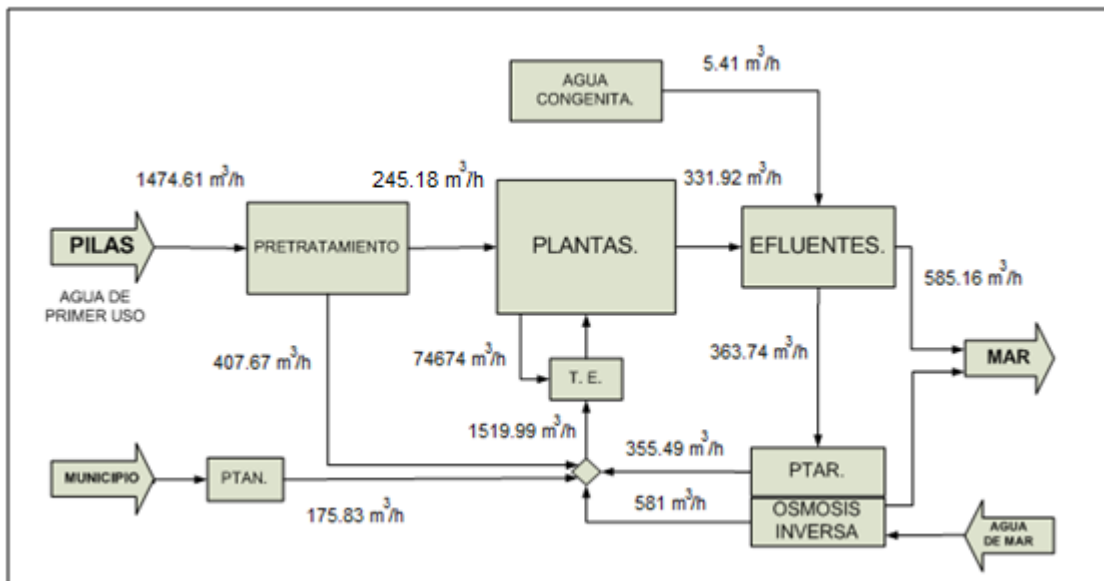
El suministro de agua de primer uso para los distintos procesos en la Refinería en estudio, proviene de la Bocatoma “Las pilas”; el cual se complementa con el agua de reúso de la Planta Tratadora de Aguas Residuales (PTAR), La Planta Tratadora de Aguas Negras (PTAN) y la procedente de la desalinización del agua de mar de la planta de Ósmosis Inversa. En la figura 1 se muestra un esquema del suministro de agua en la Refinería en estudio.

**Tabla 2. Consumo de agua en algunas Refinerías del SNR**

Refinería	Calderas %	Enfriamiento %	Proceso %	Servicios %	Otros %
1	14.4	52.6	11.9	21.0	0.1
2	17.8	50.0	23.0	7.0	2.2
3	13.8	67.9	17.7	0.5	0.1
Refinería en estudio	20.8	53.0	16.6	9.5	0.1
Promedio	16.7	55.9	17.3	9.5	0.6

El agua empleada en plantas de procesos se distribuye en:

- Agua para enfriamiento
- Agua para procesos (agua para desalado, vapor)
- Agua para servicios generales



**Figura 1. Esquema del suministro de agua en la Refinería en estudio.**

La cantidad de agua de primer uso consumida en la refinería en estudio, es de 1474.61 m<sup>3</sup>/h y la cantidad de agua de procesos suministrada a plantas de proceso es de 245.18 m<sup>3</sup>/h. Se requiere tener almacenada una cantidad de agua de primer uso equivalente al requerido para dos días de operación, como medida de precaución; para esto cuenta con cinco tanques de almacenamiento de agua de primer uso con capacidad de 31800 m<sup>3</sup> cada uno.

El agua para enfriamiento no es considerada; solo se toma en cuenta el suministro de agua para procesos y agua para servicios generales, ya que, el agua para enfriamiento suministrada a las plantas de proceso se recircula a las torres de enfriamiento.

El índice de demanda de agua de primer uso es de 2.33 barriles de agua por cada barril de gasolina procesada y de 3.5 barriles de agua por barril de diesel producido.

## **2.2 PRETRATAMIENTO DE AGUA PARA SUMINISTRO DE LA REFINERÍA**

El consumo de agua cruda para los distintos procesos en la Refinería en estudio, proviene de la Bocatoma “Las pilas”; el cual se complementa con el agua de reúso de la Planta Tratadora de aguas Residuales (PTAR), La Planta Tratadora de Aguas Negras (PTAN) y la procedente de la desalinización del agua de mar de la planta de Ósmosis Inversa.

Las especificaciones de agua para la generación de vapor en equipos como calderas y calderetas son rigurosas en cuanto a la calidad; el no cumplirlas repercutiría en problemas de incrustación y corrosión; la Refinería para garantizar la calidad de suministro a equipos generadores de vapor utiliza dos sistemas de acondicionamiento; que consisten en un sistema de pretratamiento de agua cruda (UPTA) y un sistema de desmineralización de agua (UDA).

El sistema de pretratamiento consta de dos equipos clarificadores, la capacidad de cada sistema de clarificación es de 8,000 Gal/min con un tiempo de residencia de 161 min, el preacondicionamiento se complementa de dos baterías de siete filtros de arena, cuya operación es por gravedad.

La distribución de agua pretratada se realiza por medio de los equipos de bombeo para agua de repuesto a torres de enfriamiento y tanques, para el envío de agua a servicios auxiliares, para envío a los filtros de carbón activado de la planta

potabilizadora, la cual después de ser filtrada se envía a la colonia Refinería, hospitales; y a la terminal marítima y terminal amoniaco.

La función de los clarificadores es la sedimentación de sólidos; esto se realiza por la inyección en línea, de los reactivos; para llevarse a cabo el proceso de coagulación por medio del sulfato de aluminio( $[Fe_3(OH)_4]^{5+}$ ), encargado de aglomerar materia suspendida; y el proceso de floculación, el cual a partir de las partículas aglomeradas forman flóculos mediante la adición de un polielectrólito (Nalclear 7183 pulv compuesto orgánico), el cual por medio de agitación se sedimentan en el equipo, el cual envía los lodos generados a efluentes para su posterior tratamiento.

El agua clarificada circula hacia los filtros de arena por gravedad, por medio de un canal de carga constante (canal distribuidor de flujo), del cual se conecta una línea a un tanque de sello; el cual elimina las burbujas de aire presentes en el agua; después de estar libre de aire pasa por un cabezal interno del filtro, el cual se encarga de distribuir el agua por toda la cama de arena, a la salida del lecho filtrante el agua se recolecta en los coladores de propileno, para incorporarse a una cámara receptora, la materia sólida es retenida por el medio filtrante y cuando se tiene resistencia al flujo el sistema se tiene que retrolavar.

El agua ya filtrada circula a la parte superior por el conducto de efluente, y una vez lleno el depósito del agua para lavado fluye por una línea de agua filtrada para el envío al tanque de agua clara.

El agua proveniente del tanque de agua clara con una capacidad de  $1,300 \text{ m}^3$ , descargan a los tanques de almacenamiento, para su posterior envío a las Unidades Desmineralizadoras, a servicios, a la colonia de la empresa, a torres de enfriamiento, terminal marítima y amoniaco.

El sistema de desmineralización del agua para la generación de vapor consta de dos plantas, la primera; la UDA 01; consta de tres trenes de desmineralización; cada tren con una capacidad de 900 Gal/min, para una producción de 2,700 Gal/min de agua desmineralizada. Cada tren de desmineralización de la planta está formado con un catión débil, un catión fuerte, un desgasificador al vacío, un anión de cama estratificada y un lecho mixto.

La una unidad catiónica débil, tiene como función retener los cationes asociados a los bicarbonatos, para su posterior envío a la unidad catiónica fuerte, esta tiene como finalidad la remoción de la dureza permanente, asociada a los cloruros, nitratos y silicatos de calcio y magnesio. El agua descationizada entra a un desgasificador para facilitar el desprendimiento de bióxido de carbono ( $CO_2$ ) por medio de vacío; el agua entra a la torre desgasificadora, distribuyéndose

uniformemente por los anillos; el  $\text{CO}_2$ , es succionado por el vacío que se forma por el eyector; después de remover los gases el agua se envía a la unidad aniónica estratificada, la cual retiene los aniones sulfato ( $\text{SO}_4^{-2}$ ), cloruros ( $\text{Cl}^-$ ), nitratos ( $\text{NO}_3^-$ ) de los ácidos fuertes formados durante la decationización; y los aniones de sílice ( $\text{SiO}_2$ ) y bicarbonato ( $\text{HCO}_3^-$ ).

El agua desmineralizada se incorpora a la unidad pulidora para asegurar que el agua esté libre de los metales de sodio, calcio, magnesio, bióxido de carbono y sílice.

Esta unidad desmineralizadora cuenta con un área de neutralización de los efluentes de regeneración de la planta, que consta de tres fosas receptoras de agua.

La unidad desmineralizadora de agua UDA 02 se encuentra dividida en dos módulos de operación, el módulo A y el módulo B; cada módulo consta de dos trenes cada uno; cada tren de desmineralización posee una capacidad de 750 Gal/min, para una producción de 1,500 Gal/min de agua desmineralizada por módulo, 3,000 Gal/min en total.

## **2.3 PROCESO DE REFINACIÓN DE PETRÓLEO**

Una refinería es una instalación industrial en la que se lleva a cabo la refinación del petróleo crudo mediante diferentes procesos.

La refinación del petróleo comienza con la destilación, o fraccionamiento, de los crudos en grupos de hidrocarburos separados. Los productos resultantes están directamente relacionados con las características del petróleo crudo que se procesa. La mayoría de estos productos de la destilación se convierten a su vez en productos más útiles cambiando sus estructuras físicas y moleculares mediante craqueo, reformación y otros procesos de conversión. A continuación, estos productos se someten a diversos procesos de tratamiento y separación (extracción, hidrotatamiento y desmercaptanización), para obtener productos terminados. Mientras que las refinerías más sencillas se limitan generalmente a la destilación atmosférica y al vacío, en las refinerías integradas se hace fraccionamiento, conversión, tratamiento y mezcla con lubricante, combustibles pesados y fabricación de asfalto, y, en ocasiones, procesado petroquímico.



### **2.3.1 PROCESOS Y OPERACIONES BÁSICAS DE REFINACIÓN**

Los procesos y operaciones de refinación de petróleo se clasifican básicamente en: separación, conversión, tratamiento, formulación y mezcla, operaciones auxiliares y operaciones fuera de proceso. En la figura 2 se muestra un esquema de procesos y operaciones básicas de la refinación del petróleo.

La refinación de hidrocarburos consiste en el empleo de sustancias químicas, catalizadores, calor para separar y presión y combinar los tipos básicos de moléculas de hidrocarburos que se hallan de forma natural en el petróleo crudo, transformándolos en grupos de moléculas similares. Es decir: se reorganizan las estructuras y los modelos de enlaces de las moléculas básicas y se convierten en moléculas y compuestos de hidrocarburos con más valor. El factor más significativo del proceso de refino no son los compuestos químicos que intervienen, sino el tipo de hidrocarburo (parafínico, nafténico o aromático). En la tabla 3 se muestra una descripción de los procesos y operaciones básicas en la refinación del petróleo.

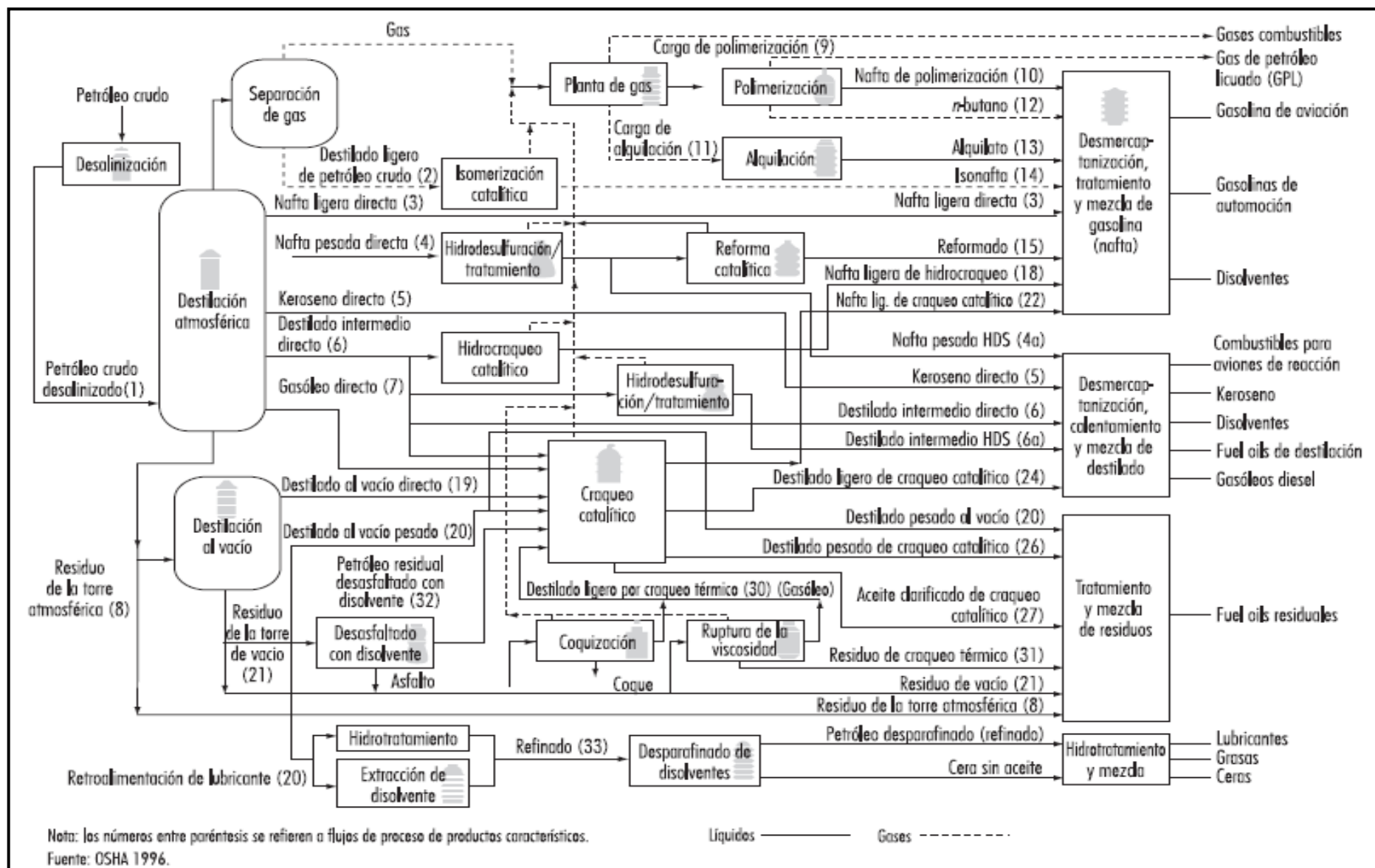


Figura 2. Esquema de procesos y operaciones básicas de la refinación del petróleo.

**Tabla 3. Resumen de los procesos de refinación del petróleo**

Nombre del proceso	Acción	Método	Finalidad	Materia prima	Productos
<b>Procesos de fraccionamiento</b>					
Destilación atmosférica	Separación	Térmico	Separar fracciones	Petróleo crudo desalinizado	Gas, gasóleo, destilado, residuo
Destilación al vacío	Separación	Térmico	Separar sin craqueo	Residuo de torre atmosférica	Gasóleo, materia prima para lubricantes, residuo
<b>Procesos de conversión — Descomposición</b>					
Craqueo catalítico	Alteración	Catalítico	Mejorar gasolina	Gasóleo, destilado de coque	Gasolina, materia prima petroquímica
Coquización	Polimerización	Térmico	Convertir residuos de vacío	Residuo, aceite pesado, alquitrán	Nafta, gasóleo, coque
Hidrocraqueo	Hidrógenoación	Catalítico	Convertir en hidrocarburos más ligeros	Gasóleo, aceite de craqueo, residuos	productos más ligeros, de mayor calidad
Reforma de hidrógeno al vapor	Descomposición	Térmico/catalítico	Producir hidrógeno	Gas desulfurado, O <sub>2</sub> , vapor	Hidrógeno, CO, CO <sub>2</sub>
Craqueo al vapor	Descomposición	Térmico	Craqueo de moléculas grandes	Combustible pesado/destilado de torre atmosférica	Nafta de craqueo, coque, residuos
Ruptura de la viscosidad	Descomposición	Térmico	Reducir la viscosidad	Residuo de torre atmosférica	Destilado, alquitrán
<b>Procesos de conversión — Unificación</b>					
Alquilación	Combinación	Catalítico	Unir olefinas e isoparafinas	Isobutano de torre/olefina de craqueo	Isooctano (alquilato)
Composición de grasas	Combinación	Térmico	Combinar jabones y aceites	Aceite lubricante, ácido graso, metal alcalino	Grasa lubricante
Polimerización	Polimerización	Catalítico	Unir dos o más olefinas	Olefinas de craqueo	Nafta de alto índice de octano, materias primas petroquímicas
<b>Procesos de conversión — Alteración/rectificación</b>					
Reforma catalítica	Alteración/deshidrogenación	Catalítico	Mejorar nafta de bajo índice de octano	Nafta de coquificador/hidrocraqueo	Reformado/aromático de alto índice de octano
Isomerización	Rectificación	Catalítico	Convertir cadena recta en ramificada	Butano, pentano, hexano	Isobutano/pentano/hexano
<b>Procesos de tratamiento</b>					
Tratamiento de aminas	Tratamiento	Absorción	Eliminar contaminantes ácidos	Gas ácido, hidrocarburos con CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S	Gases sin ácidos e hidrocarburos líquidos
Desalinización (pretatamiento)	Deshidratación	Absorción	Eliminar contaminantes	Petróleo crudo	Petróleo crudo desalinizado
Secado y desmercaptanización	Tratamiento	Absorción/térmico	Eliminar H <sub>2</sub> O y compuestos de azufre	Hidrocarburo líquido, GPL, materia prima alquilada	hidrocarburos desmercaptanizados y secos
Extracción de furfural	Extracción de disolvente	Absorción	Mejorar destilado intermedio y lubricantes	Aceites reciclados y materia prima para lubricantes	Gasóleo diesel y lubricante de alta calidad
Hidrosulfuración	Tratamiento	Catalítico	Eliminar azufre, contaminantes	Residuo/gasóleo alto en azufre	Olefinas desulfuradas
Hidrotatamiento	Hidrogenación	Catalítico	Eliminar impurezas/saturar hidrocarburos	Residuos, hidrocarburos de craqueo	Carga de craqueo, destilado, lubricante
Extracción de fenol	Extracción de disolvente	Absorción/térmico	Mejorar índice de viscosidad del lubricante, color	Materiales básicos para aceites lubricantes	Aceites lubricantes de alta calidad
Desasfaltado de disolventes	Tratamiento	Absorción	Eliminar asfalto	Residuo de torre de vacío, propano	Aceite lubricante pesado, asfalto
Desparafinado de disolventes	Tratamiento	Refrigeración/filtración	Eliminar cera de las cargas de lubricante	Aceites lubricantes de torre de vacío	Material básico para lubricantes desparafinados
Extracción de disolvente	Extracción de disolvente	Absorción/precipitación	Separar aromáticos insaturados	Gasóleo, reformado, destilado	Gasolina de alto índice de octano
Desmercaptanización	Tratamiento	Catalítico	Eliminar H <sub>2</sub> S, convertir mercaptano	Destilado/gasolina sin tratar	Destilado/gasolina de alta calidad

## 2.4 PROCESO DE REFINACIÓN DE LA REFINERÍA EN ESTUDIO

Pemex-Refinación, que es la responsable de llevar a cabo una de las etapas técnicas que se requiere para el mejor aprovechamiento del petróleo crudo y del gas natural, llamado refinación, y que es uno de los procedimientos de transformación industrial del petróleo crudo en productos de uso comercial. Tiene instalados en la refinerías, métodos, técnicas, procedimientos y procesos, para obtener combustibles, lubricantes y residuales de mejor calidad y a más bajo costo.

La Refinería en estudio, cuenta con 26 plantas de procesos. Las plantas de procesos son instalaciones que se encuentran dentro de la refinería y es donde se llevan a cabo los métodos, técnicas, procedimientos y procesos para la obtención de combustibles, lubricantes y residuales. En la figura 3 se representa en el esquema, la distribución de las plantas de proceso en la Refinería en estudio.

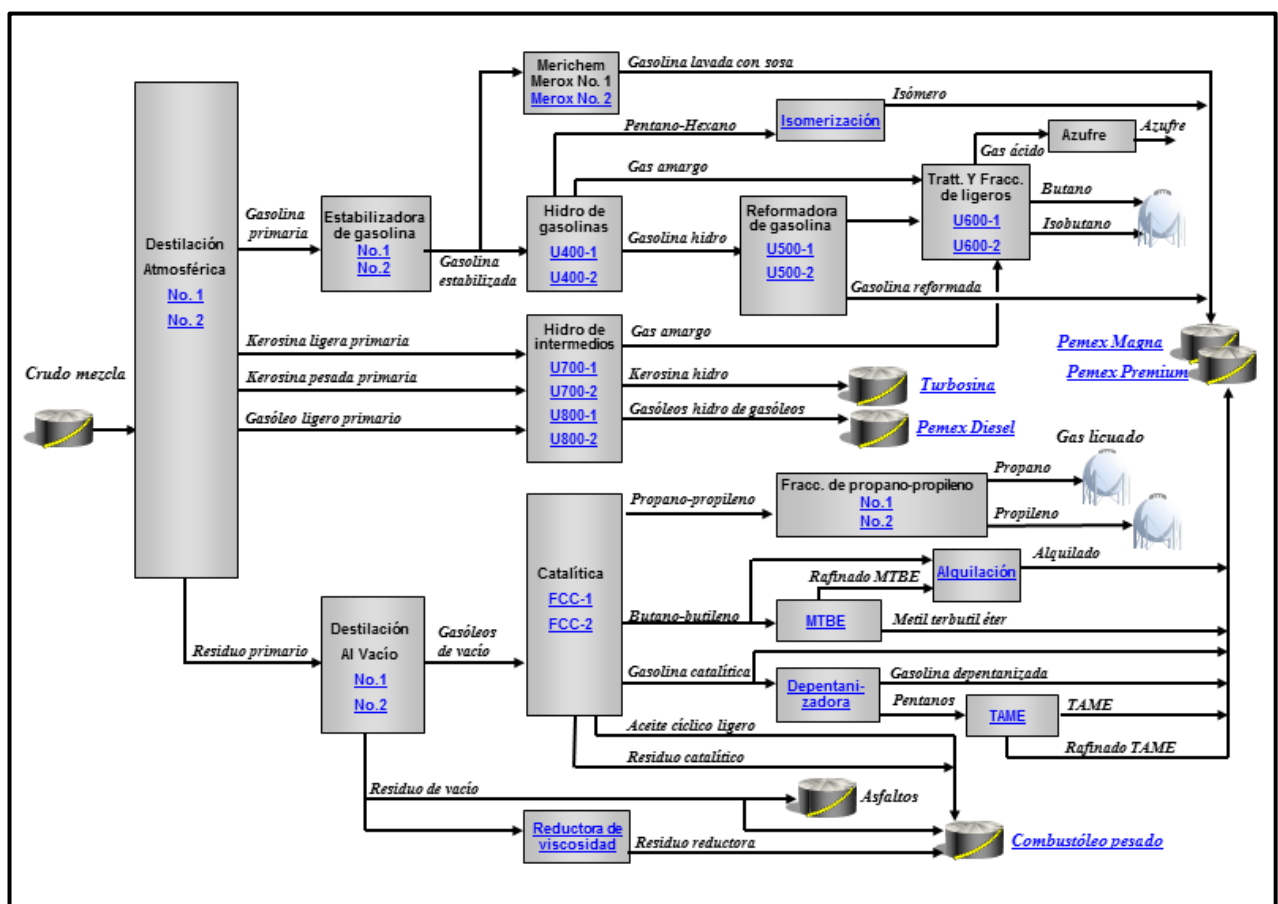


Figura 3. Diagrama de proceso de la Refinería en estudio.

## 2.5 GENERACIÓN DE AGUAS AMARGAS EN REFINERIAS

La refinación de petróleo genera aguas amargas, y dentro de una refinería son numerosas las fuentes.

Algunas corrientes de agua amarga en refinerías contienen  $H_2S$ ,  $NH_3$ ,  $CO_2$ ,  $HCN$ , Fenoles y RSH principalmente. El  $H_2S$  contenido hace que el agua se denomine amarga y los niveles de  $H_2S$  pueden llegar a ser muy altos. La capacidad de solución del amoniaco en el  $H_2S$  es un resultado directo de la alcalinidad del amoniaco, que neutraliza el ión hidrogeno liberado por la disociación de  $H_2S$  cuando se encuentra en solución.

Aunque no es el caso habitual, en principio, con suficiente presión parcial de  $H_2S$ , incluso puede haber más  $H_2S$  que el amoniaco. El alto contenido de  $H_2S$  puede hacer el agua amarga muy contaminante y dañino para los equipos de procesos. Las fuentes son:

Muchas unidades de refinación utilizan vapor vivo y calor para el fraccionamiento, y vapor vivo para el control de temperatura en los calentadores. El nitrógeno en presencia de calor y una fuente de hidrógeno (tal como los hidrocarburos) forma amoniaco.

El vapor se condensa y es recuperado en el circuito de las unidades de procesamiento de crudo.

En el caso del hidrot ratamiento, el hidrógeno y un catalizador metálico se utilizan para saturar olefinas. El hidrot ratamiento también convierte el azufre contenido en los hidrocarburos a  $H_2S$  y el nitrógeno contenido en hidrocarburos a amoniaco.

Aunque el amoniaco es considerablemente más volátil que la mayoría de alcanosaminas, tiene una alta afinidad por el agua. El amoniaco es retirado de los hidrocarburos por inyección de agua de lavado en los gases y enfriando la mezcla a una presión elevada para condensar el agua. Esto proporciona una irresistible invitación para el amoniaco para alcanzar la fase acuosa.

El agua de lavado previene la acumulación de sales y la corrosión en intercambiadores de calor, especialmente en las zonas donde hay interfaces gas líquido y donde hay cambios bruscos de temperatura en las superficies de transferencia de calor, tales como cuando se controla la transferencia de calor por nivel de líquido en un intercambiador.

Las purgas de agua de reflujo del regenerador de amina también puede ser una fuente significativa de amoniaco.

El agua amarga generada en refinerías se clasifica generalmente como fenólica o no fenólica. El agua amarga no fenólica contiene solo  $NH_3$ ,  $H_2S$  y, posiblemente, trazas de

CO<sub>2</sub>, esta se genera en las unidades de hidrotreatmento (hidrodesulfuración o HDS). Cuando son removidos los contaminantes, el agua amarga no fenólica se puede reciclar para su reutilización en las HDS como agua de lavado, o se puede utilizar en el proceso de desalación de crudo.

El agua amarga fenólica, contiene compuestos que pueden dañar a los equipos si se usa como agua de lavado. Los contaminantes incluyen sales, fenoles y cáusticos. Sin embargo, el agua para reposición en unidades de procesamiento primero debe ser tratada, para maximizar la reutilización del agua es deseable minimizar los costos de operación.

Puede ser útil señalar que el amoníaco y el sulfuro de hidrogeno tienen una alta solubilidad en agua cuando están presentes juntos. Este es una consecuencia posiblemente interesante del hecho de que el componente reactivo del disolvente, amoniaco, es volátil y, si está presente en la fase gaseosa, seguirá absorbiendo siempre y cuando se protone como resultado de la coabsorción de H<sub>2</sub>S. Por lo tanto, es concebible que una particular corriente de agua amarga puede ser mucho más concentrada en tanto amoníaco y sulfuro de hidrógeno que la solubilidad de cualquiera de los componentes solos.

### **3. CONSUMO DE AGUA Y GENERACION DE EFLUENTES DE AGUAS AMARGAS EN PLANTAS DE PROCESOS DE LA REFINERÍA EN ESTUDIO**

#### **3.1 PLANTA PRIMARIA No. 1 Y DESTILACIÓN ATMOSFERICA No. 1 (PP-1)**

La Planta Primaria No. 1 y Destilación Atmosférica No.1 (PP-1), tiene una capacidad de diseño de 1093.04 m<sup>3</sup>/h (165,000 BPD) para tratar crudo Istmo y Maya y obtener gasolina, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo pesado y residuo primario; el proceso consta de las siguientes etapas:

- Precalentamiento de crudo salado
- Sección de desalado, sección de despunte
- Precalentamiento de crudo despuntado
- Calentamiento a fuego directo del crudo despuntado
- Sección de destilación atmosférica
- Agotamiento y enfriamiento de productos destilados y de residuo

El crudo es bombeado de los tanques, mediante bombas, en donde se alimenta una corriente de desenmulsificante, el cual ayuda a solubilizar las sales que trae el crudo, así como las que se han depositado a lo largo del tren de calentamiento. El crudo es descargado hacia los trenes de precalentamiento, posteriormente el crudo es inyectado a las desaladoras (figura 4). En la etapa de precalentamiento se le adiciona agua al crudo para remover las sales que contiene, esto se realiza en dos etapas: se le adiciona un 3% en volumen del crudo alimentado a la entrada de los intercambiadores del tren de precalentamiento y posteriormente se le adiciona otro 3% en volumen del crudo alimentado antes de la entrada a las desaladoras.

El crudo es lavado para eliminar del crudo el agua y las sales, que pudiera contener y que pueden llegar a dañar las tuberías y equipos de etapas posteriores, principalmente incrustaciones, corrosión y obstrucciones. Las sales removidas del crudo son: cloruro de sodio (NaCl), cloruro de magnesio (MgCl<sub>2</sub>) y cloruro de calcio (CaCl<sub>2</sub>) e impurezas (arena, lodo, oxido de fierro, sulfuros de fierro, arsénico, etc.). El agua que se ocupa es una mezcla de agua desflemada proveniente de la planta de tratamiento de agua amarga de la planta PP-1 y agua pretratada; los dos tipos de agua se mezclan y almacenan en el tanque AT-01 (figura 5).

El agua es bombeada a la entrada a un intercambiador, donde incrementa su temperatura en contacto con el efluente de salmuera de las desaladoras y en otro intercambiador contra una corriente de Diesel. En la figura 6 se muestra el diagrama para la etapa de desalado.



Figura 4. Desaladoras D-01-A/B.



Figura 5. Tanque AT-01, acumulador de agua desflemada.

El agua que se ha usado en el lavado del crudo es separada por diferencia de densidades por la parte inferior de las desaladoras, como salmuera, siendo enviada a un separador de grasa y aceite tipo API ubicado en la planta Primaria No. 2, para posteriormente ser conducida al drenaje aceitoso.

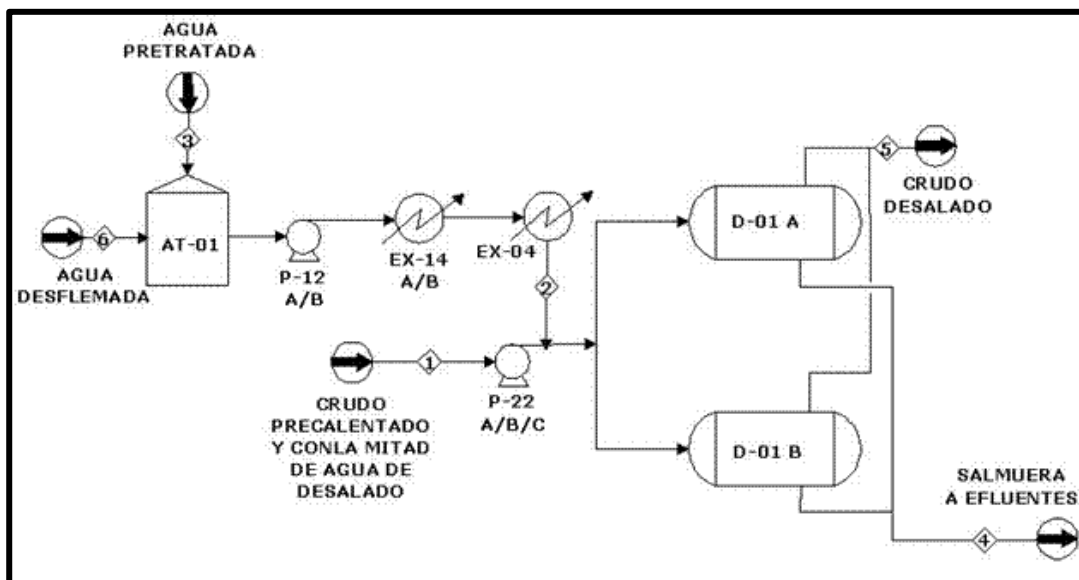
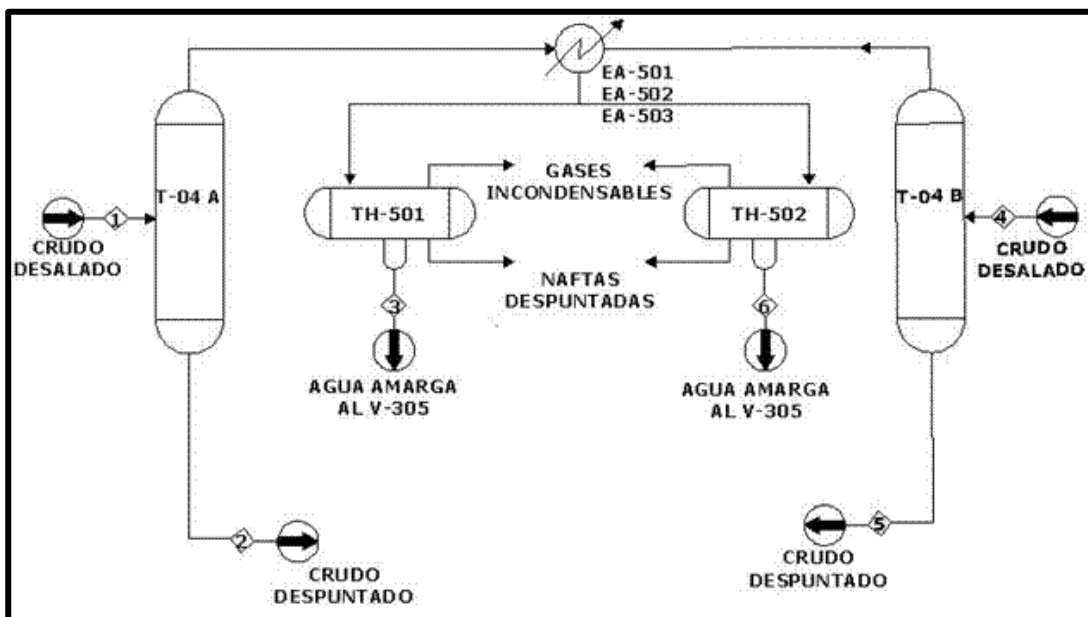


Figura 6. Diagrama de flujo simplificado del proceso de desalado en la PP-1.



Una vez que el crudo ha sido desalado, ingresa a las torres despuntadoras, donde se separan las fracciones ligeras y los gases incondensables del crudo; el crudo sale por el fondo de la torre y por el domo se obtiene una mezcla gas-liquido, la cual es condensada y enviada posteriormente a los tanques horizontales TH-501 o TH-502, en donde son separados los gases incondensables por la parte superior, mientras que por la parte inferior se obtienen las naftas despuntadas y por la bota del tanque se purga el agua amarga, la cual es enviada al tanque acumulador V-305 (figura 8) de la planta de aguas amargas en la misma PP-1. En la imagen 7, se muestra el esquema de la etapa de despuntado del crudo.



**Figura 7. Diagrama de flujo simplificado de la despuntadora T-04 A/B en la PP-1.**

El crudo despuntado que sale de las torres despuntadoras, es enviado a un tren de calentamiento, para poder ser alimentado a la torre de destilación atmosférica, separándose los componentes del crudo de acuerdo a su punto de ebullición.

La torre de destilación cuenta con 5 reflujo para estabilizar las condiciones de operación (temperatura, presión, concentración); estos reflujo son de las naftas extraídas por el domo, de turbosina extraída por el plato No. 26, de kerosina extraída por el plato No. 18, de diesel extraída por el plato No. 12 y de gasóleo pesado por el plato No. 8. La turbosina, kerosina y diesel que se obtienen como productos, antes de ser enviados a almacenamiento pasan por su respectivo agotador a contracorriente con vapor de agua a 375°C y 2.8 kg/cm<sup>2</sup>, este vapor esta en proporción de 1:4 en peso con respecto a la corriente tratada. Por el domo se obtienen las naftas ligeras con agua que se condensa en los intercambiadores de calor, siendo la mezcla enviada a un

acumulador de reflujo donde se separa el agua amarga, por la parte inferior y es enviada a otro acumulador, mientras que por la parte superior salen los vapores que no se han condensado. Por el fondo del agotador sale el producto libre de ligeros.

Las aguas amargas de los acumuladores V-04 y V-05 (figura 9), se envían a la planta de tratamiento de aguas amargas que se encuentra en la misma PP-1. El proceso de destilación atmosférica se muestra en la Figura 10.

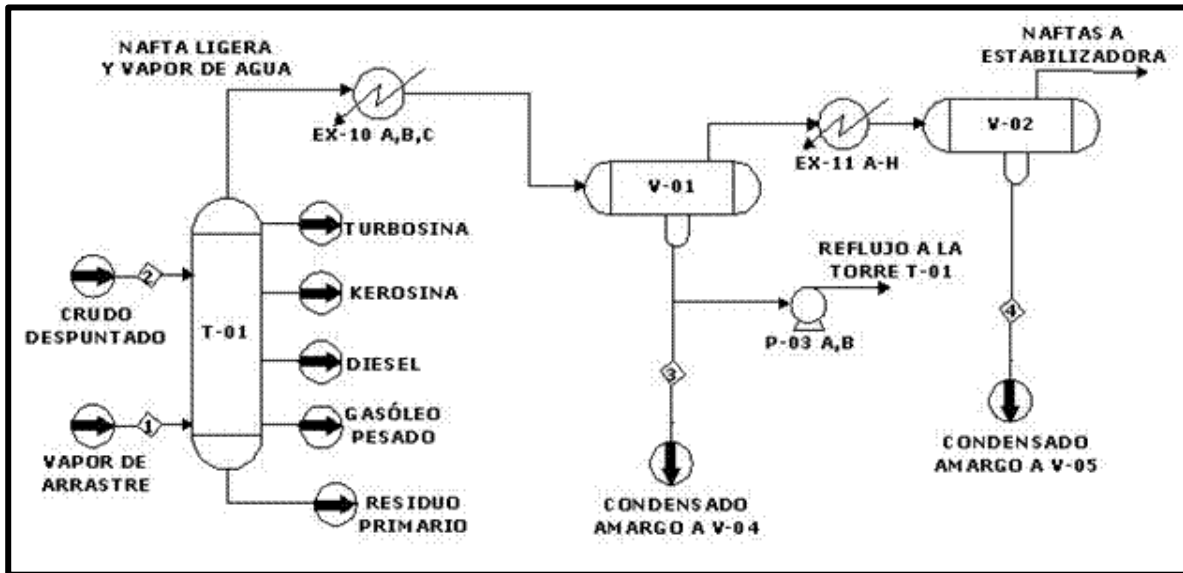


Figura 10. Diagrama de flujo simplificado de la fraccionadora T-01 en la PP-1.



Figura 8. Acumulador V-305, Tanque acumulador de agua amarga.



Figura 9. Tanque acumulador V-05. Separador de agua amarga.

## **3.2 PLANTA DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA 1 FCC-1**

En la planta de Desintegración Catalítica 1 (FCC-1) se tratan los gasóleos provenientes de las plantas de destilación de alto vacío y vapores de la viscorreductora, con el fin de generar productos como: el gas combustible, gasolina magna, C4, C3, aceite cíclico ligero y fondos de la fraccionadora. La FCC-1 está diseñada para procesar 264.98 m<sup>3</sup>/h (40,000 BPD) y las etapas de las que se compone son:

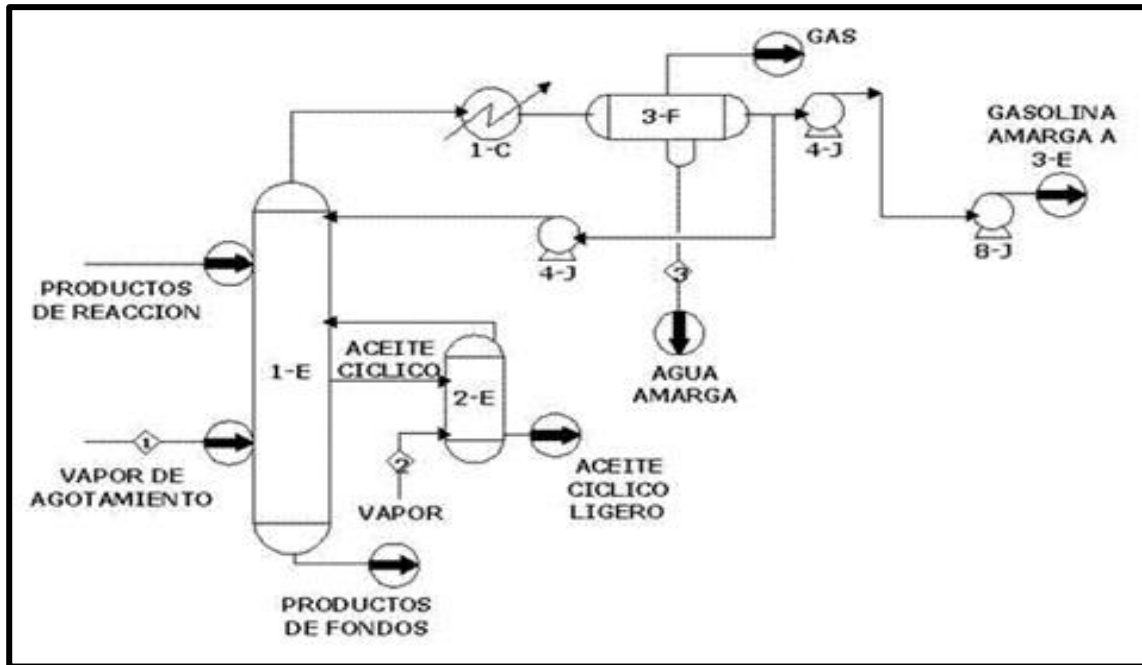
- Sección del convertidor catalítico
- Sección de fraccionamiento parcial

Sección de recuperación de vapores (incluye un compresor de gas húmedo, absorbedor-agotador, absorbedor secundario y torres debutanizadora y depropanizadora).

### **3.2.1 SISTEMA DE TRATAMIENTO CON AMINA**

La alimentación fresca se recibe en un tanque de balance, los gasóleos alimentados, son precalentados y alimentados al calentador a fuego directo, de donde son enviados al convertidor catalítico, mezclándose con el catalizador (generalmente zeolitas) y con vapor de media presión. El resultado de esta reacción es una corriente gaseosa compuesta por vapor hidrocarburos y gases inertes que se envían a la sección de fraccionamiento.

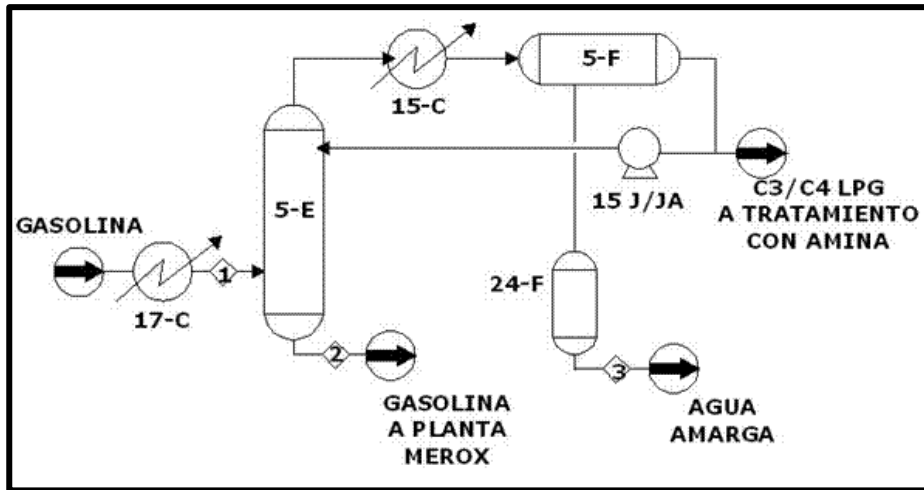
Por la parte inferior de la torre fraccionadora se alimentan los productos de la conversión catalítica, al mismo tiempo que se proporciona vapor por el fondo de la torre; la torre fue diseñada con cuatro retornos de productos de fondos (aceite decantado), aceite cíclico pesado, aceite cíclico ligero que va al agotador y naftas pesadas, esta última se divide en dos flujos para ser enviado como recirculación a la torre fraccionadora y al convertidor, más una salida por el domo de la torre de producto extraído. La corriente que se obtiene por el domo de la fraccionadora pasa por el condensador y se envía al tanque de separación, de donde se separa los líquidos condensados de los gases, estos se manda a un compresor, mientras que la corriente líquida se divide en dos corrientes, una que se alimenta al absorbedor primario mediante y otra que se recircula a la torre fraccionadora. Por la bota del tanque de separación se separa agua amarga que es enviada a la planta de tratamiento de agua amarga ubicada dentro de la misma planta. En la figura 10 se muestra el diagrama de flujo para la torre fraccionadora.



**Figura 10. Diagrama de flujo simplificado de la torre fraccionadora 1-E.**

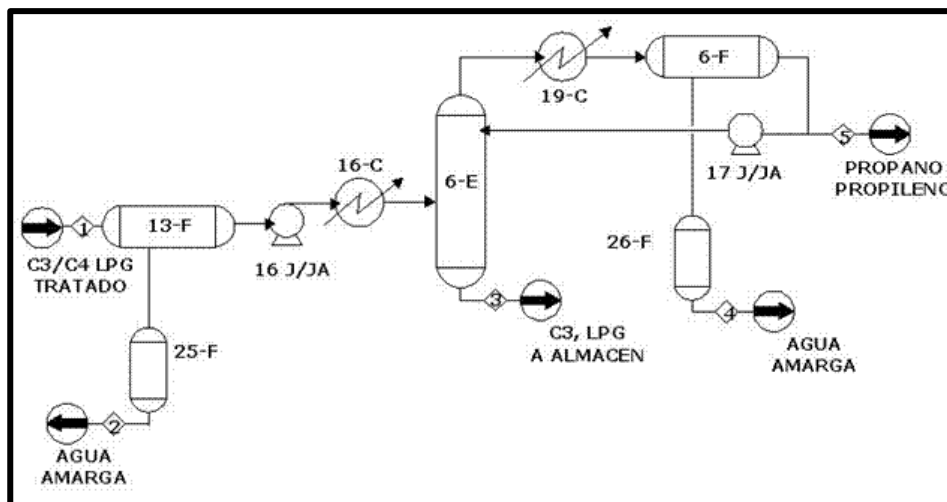
En los tanques separadores del compresor se separa la carga de hidrocarburos del agua amarga, la cual también es enviada a la planta de tratamiento de agua amarga. La corriente gaseosa a la del compresor y parte de la corriente de salida del tanque acumulador de la torre, se alimenta al absorbedor de gas húmedo, donde aceites del fondo de la debutanizadora y de la viscorreductora sirven para absorber los C3 e hidrocarburos más pesados, mientras que el líquido que emerge del compresor se alimenta en el plato superior del agotador donde se separan los C2 y los componentes más ligeros. Por el domo de la torre de absorción primaria se obtienen los componentes ligeros que serán separados en la torre absorbedora secundaria, por el fondo sale una corriente líquida que intercambia calor con los fondos de la debutanizadora en el intercambiador y ser integrada a la misma torre debutanizadora.

La corriente que se obtiene por el domo de la torre debutanizadora se alimenta a un condensador, mientras que la corriente del fondo se envía a la torre absorbedora-agotadora. La corriente que sale del condensador se recibe en el acumulador 5-F donde se obtiene una corriente líquida de C3-C4/LPG que se secciona en dos corrientes; una de ellas se envía a tratamiento con amina, mientras que la otra se recircula. Por la bota del acumulador 5-F se separa agua amarga que se envía al tanque 24-F para después ser enviada a la planta de aguas amargas. En la figura 11 se ilustra el diagrama de la torre debutanizadora.



**Figura 11. Diagrama de flujo simplificado de la torre debutanizadora 5-E.**

La mezcla de hidrocarburos líquida obtenida en 5-F, se alimenta al tanque de balance de carga de la depropanizadora 13-F, donde separa una corriente de agua amarga que envía al tanque acumulador 25-F para posteriormente mandarla a la planta de aguas amargas dentro de la misma FCC-1. La corriente líquida que sale del tanque se alimenta a la torre depropanizadora, donde la corriente que sale por el domo de la torre se condensa y se manda al tanque acumulador 6-F, donde nuevamente se separa agua amarga por la bota del acumulador; el agua es enviada al tanque 26-F, mientras que la corriente de propano se divide en dos flujos, uno que se recircula a la torre depropanizadora y otra que pasa a un intercambiador para ser enviada a almacenamiento. La corriente de butano que sale por el fondo de la torre se enfría en el intercambiador y se manda a almacenamiento. En la figura 12 se ilustra el diagrama de la torre depropanizadora.



**Figura 12. Diagrama de flujo simplificado de la torre depropanizadora 6-E.**

### 3.3 PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS No.1 HDS-1

La planta Hidrodesulfuradora No. 1, se encuentra conformada por varias unidades de tratamiento, donde se llevan a cabo procesos de reformado, fraccionamiento e hidrodesulfuración principalmente; estas plantas son la unidad reformadora de naftas U-400 I y la de reformación catalítica U-500 I, unidad de tratamiento y fraccionamiento de hidrocarburos U-600 I y unidad hidrodesulfuradora de destilados intermedios U-700 I y U-800 I.

#### 3.3.1 UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS U-400 I

La planta U-400 I fue diseñada para recibir una carga de 25,000 BPD de gasolinas amargas. La planta se encuentra dividida en dos secciones:

- Sección de reacción
- Sección de estabilización y fraccionamiento
- Sección de reacción

La gasolina amarga se recibe en el tanque acumulador de carga FA-401 como se ve en la figura 13, en este tanque se separa la gasolina del agua que contiene, recuperándose por la bota del tanque y enviándose al cabezal de aguas amargas a baja presión, mientras que la gasolina es mezclada con hidrogeno y enviada a los cambiadores de calor, pasando después al calentador de fuego directo e ingresando al reactor convertidor catalítico. La corriente que sale del reactor pasa por enfriadores para entrar al tanque separador de alta presión FA-404 (Figura 14 y 15) del que se obtienen dos fases: la fase gaseosa compuesta en su mayoría de hidrógeno, y la fase líquida que es enviada a la sección de estabilización y fraccionamiento.

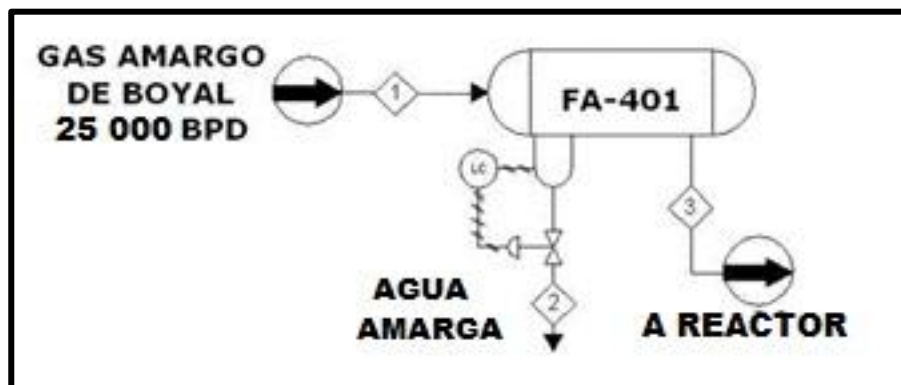
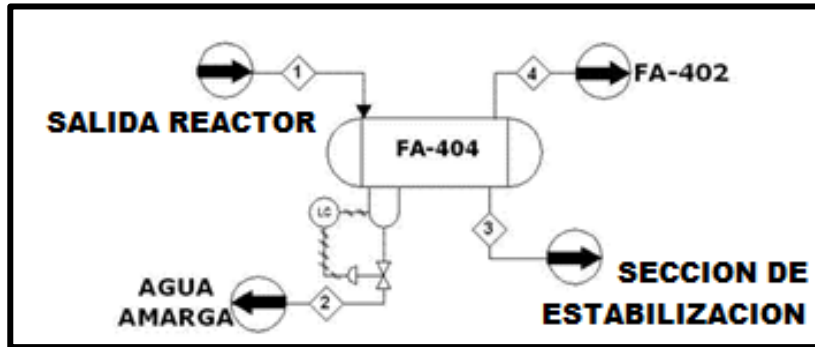


Figura 13. Diagrama de flujo del tanque separador FA-401.

En el FA-404 se separa agua amarga y se envía al cabezal de aguas amargas de alta presión, mientras que la fase gaseosa es enviada al separador FA-402, de donde se separan dos corrientes, una se envía a la planta U-600 I como gas amargo y la segunda es recirculada por medio de un compresor al reactor; la fase líquida se manda a la sección de estabilización y fraccionamiento, enfriando la corriente y recibéndola en un separador obteniendo una corriente de gas amargo que se envía a la planta U-600 I y otra corriente que es alimentada en la torre debutanizadora de la sección de estabilización y fraccionamiento.



**Figura 14. Diagrama de flujo del tanque separador FA-404.**

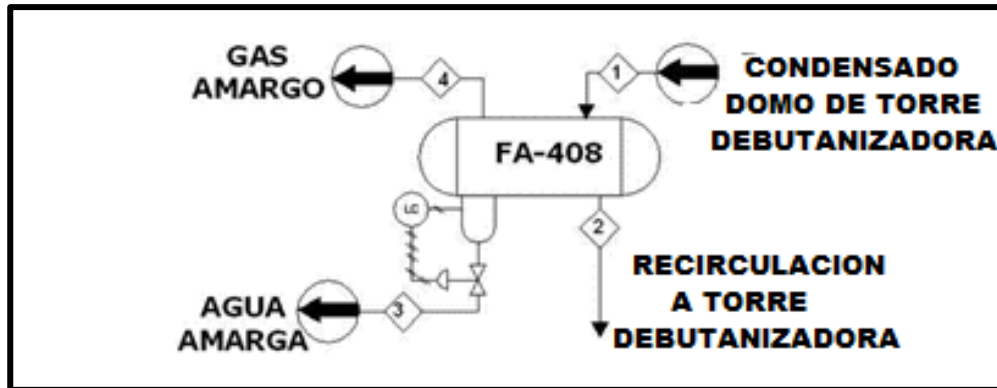
A la salida de la torre debutanizadora los vapores del domo pasan por los intercambiadores donde se condensan y se alimentan al acumulador de reflujo FA-408 (Figura 16 y 17). El gas amargo que se separa en el tanque se envía a tratamiento, enviándose una parte como recirculación y la otra hacia un enfriador.



**Figura 15. Tanque separador de agua amarga FA-404.**



**Figura 16. Tanque separador de agua amarga FA-408.**



**Figura 17. Diagrama de flujo del tanque separador FA-408.**

Una parte de los fondos de la torre debutanizadora formada por pentanos, hexanos e hidrocarburos pesados se envían a un calentador de fuego directo y se recirculan a la torre debutanizadora, la otra parte se envía a la torre deshexanizadora, en donde por el domo se efectúa la separación de pentanos y hexanos de los hidrocarburos pesados. El producto de fondos de la deshexanizadora formado por productos más pesados se divide en dos corrientes, una se recircula a la torre y la otra corriente se envía a un tanque donde se almacena gasolina deshexanizada para la planta reformadora.

### **3.3.2 UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS U-500 I**

El objetivo de esta planta es aumentar el octanaje de la gasolina hidrodesulfurada mediante reacciones de reformación, esto es convertir parafinas y naftenos a compuestos aromáticos bencénicos y desintegrar cadenas largas a cadenas cortas. Sin embargo en esta planta no se genera agua residual del área de proceso directamente.

### **3.3.3 UNIDAD DE TRATAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO U-600 I**

La planta de tratamiento y fraccionamiento de hidrocarburos fue diseñada para procesar 10,891.62 m<sup>3</sup>/h de gas y 17.17 m<sup>3</sup>/h de hidrocarburos líquidos en su sección de tratamiento y 80.5 m<sup>3</sup>/h en su sección de fraccionamiento. En la unidad de tratamiento se elimina el sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) contenido en los hidrocarburos, empleando el proceso girbotol mediante absorción con dietanolamina (DEA), mientras que en la sección de fraccionamiento, se separan por destilación los hidrocarburos procedentes de la torre debutanizadora de la planta Hidrodesulfuradora de naftas U-400 I y los hidrocarburos de la torre estabilizadora de la planta reformadora en la sección de fraccionamiento. En esta planta no se genera algún efluente de la parte de proceso.

### **3.3.4 UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-700 I**

Esta planta tiene una capacidad de diseño de 166 m<sup>3</sup>/h (25,000 BPD) y fue diseñada para procesar nafta pesada, siendo enviados los productos a la planta primaria I y II; en la planta adicionalmente se pueden procesar gasóleos pesados vírgenes o de desintegración térmica. La planta se divide en dos secciones principales:



- Sección de reacción
- Sección de agotamiento y fraccionamiento

La carga de nafta pesada se recibe en el tanque de carga, de donde se envía carga al reactor como una mezcla con hidrógeno, la carga intercambia calor con el efluente del reactor; el producto del reactor se enfría y a la salida del intercambiador se le inyecta una línea de agua de lavado para eliminar incrustaciones de sales de amonio que pudieran contener los intercambiadores, posteriormente pasando al tanque separador de alta presión FA-704, ver la figura 18, en donde se elimina el agua por la bota y se envía al sistema de tratamiento de efluentes, mientras la corriente de hidrocarburos que sale del tanque separador, se divide en dos corrientes, una se envía a la planta Hidrodesulfuradora de naftas U-400 I y la otra corriente se envía como carga de la torre agotadora.

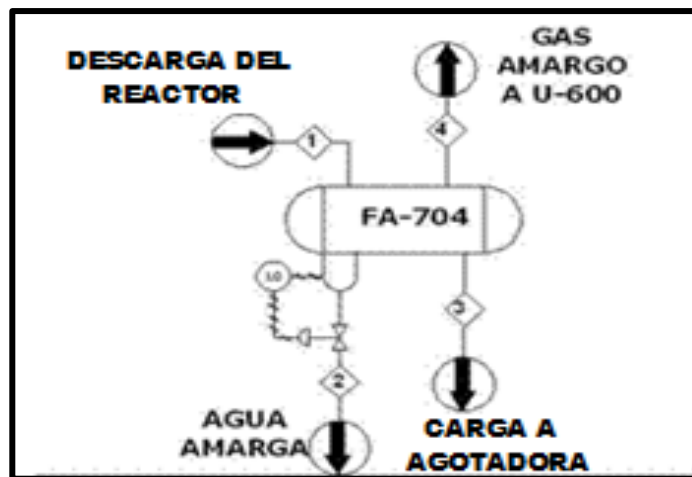
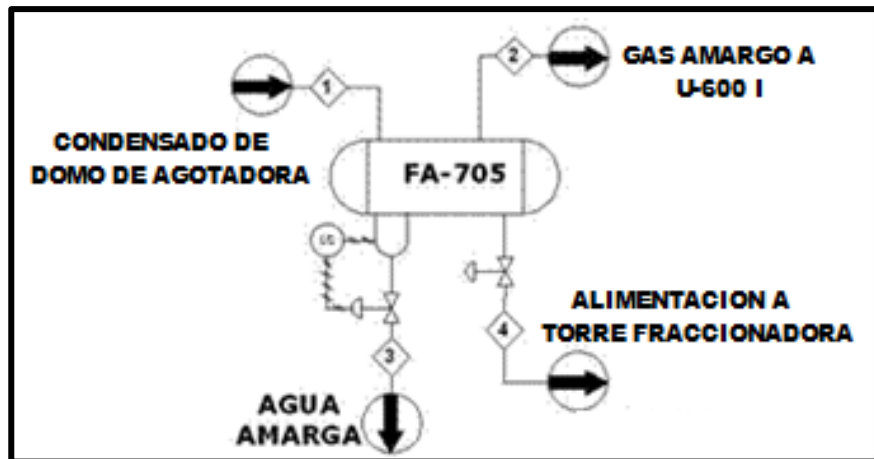


Figura 18. Diagrama de flujo del tanque de reflujo FA-704.

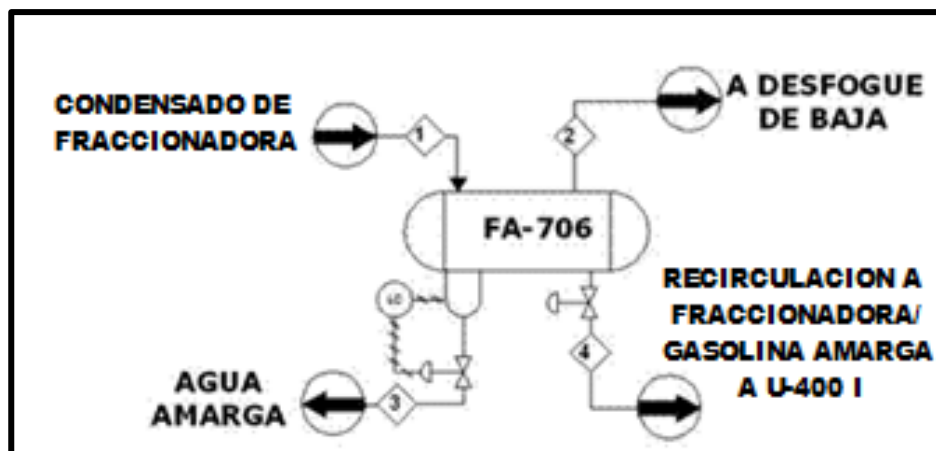
En la sección de agotamiento y fraccionamiento se eliminan los vapores incondensables e hidrocarburos ligeros mediante el uso de vapor en la torre de agotamiento; y con un sistema de fraccionamiento se obtiene turbosina, así como también gasolina amarga. La torre agotadora separa los gases incondensables e hidrocarburos ligeros de los hidrocarburos pesados mediante inyección de vapor de media presión en el fondo de la torre. Una vez efectuada la separación, los gases e hidrocarburos ligeros, salen por el domo de la torre agotadora, se condensan parcialmente y continúan su trayectoria hasta el acumulador FA-705 de la torre agotadora, en el cual se realiza la separación de las fases líquida y gaseosa, ver la figura 19; del acumulador salen dos corrientes líquidas; una es agua amarga que se obtiene mediante la bota del acumulador y se envía por diferencia de presión al cabezal de aguas amargas y la otra corriente se une a la corriente del fondo de la torre agotadora, se precalienta con la corriente del fondo de la torre fraccionadora y continúa su trayectoria hasta llegar al plato no.11 de la torre fraccionadora.



**Figura 19. Diagrama de flujo del tanque de reflujo FA-705.**

Los productos ligeros salen por el domo de la torre fraccionadora y se separan en el acumulador FA-706, la corriente gaseosa que sale por el domo del acumulador, es gas amargo y se envía al desfogue; por lo que respecta a la corriente líquida que sale por el fondo de este equipo se divide en tres corrientes, una se recircula a la torre fraccionadora, otra corriente se envía como gasolina amarga a la planta Hidrodesulfuradora de naftas U-400 I y la otra corriente es agua amarga que sale de la pierna barométrica del separador y por diferencia de presión es enviada al cabezal de aguas amargas. Ver la Figura 20.

La corriente que sale del fondo de la torre fraccionadora, se dividen en dos corrientes, una se envía a un calentador y continúa su trayectoria hasta la torre fraccionadora y entra por el fondo como recirculación: la otra corriente se enfría y se envía a almacenamiento como turbosina. El cabezal de aguas amargas es enviado a las plantas primarias I y II.



**Figura 20. Diagrama de flujo del tanque de reflujo FA-706.**

Las fotografías que se muestran a continuación ilustran los tanques separadores de agua amarga de la plantas U-700-I.



**Figura 21. Tanque acumulador FA-705, de la torre agotadora.**



**Figura 22. Tanque acumulador FA-706, de la torre fraccionadora.**

### 3.3.5 UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U-800 I

La U-800 I está diseñada para trabajar con 165.61 m<sup>3</sup>/h (25,000 BPD) de nafta pesada proveniente de la Unidad de Destilación Atmosférica. La carga entra a un separador, para posteriormente ser mezclada con hidrogeno y ser enviada a precalentarse en los cambiadores de calor arreglados en dos trenes en paralelo, la corriente que sale de los cambiadores, pasa al calentador de fuego directo. La corriente entra al reactor y la corriente de salida se enfría con la carga del mismo en los cambiadores de calor; a la salida de este intercambiador se envía a otros intercambiadores en los cuales la corriente se enfría y llega al tanque separador de productos FA-804 (Figura 23 y 25).

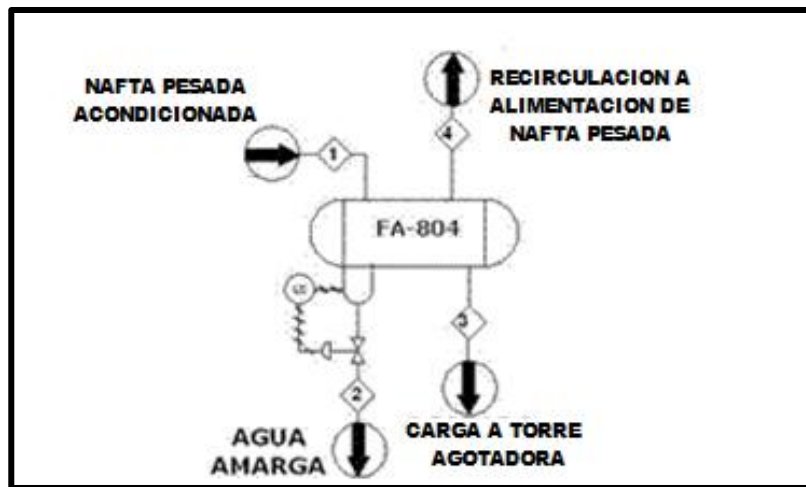
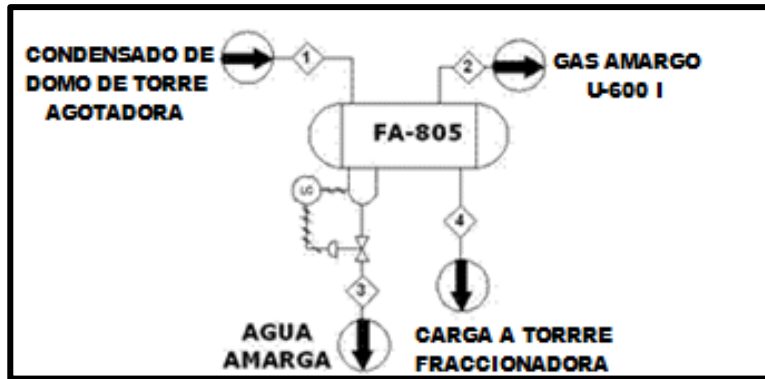


Figura 23. Diagrama de flujo del tanque acumulador FA-804.

La fase líquida del tanque separador se divide en 2 corrientes, una se envía como carga de la torre agotadora, previo calentamiento en los intercambiadores. El agua separada por la pierna barométrica del tanque se envía a la planta de tratamiento de agua amarga en la PP-2.

La fase gaseosa rica en hidrógeno es enviada a un tanque acumulador, donde se recircula hacia la línea de alimentación de nafta pesada por medio de un compresor. En la torre agotadora se separan los gases incondensables e hidrocarburos ligeros de los pesados mediante la inyección de vapor de media presión en el fondo de la torre. Una vez efectuada la separación, los gases e hidrocarburos ligeros, salen por el domo de la torre agotadora, se condensan parcialmente en los cambiadores y continúan su trayectoria hasta el acumulador de reflujo FA-805 (Figura 24 y 26), en este se separan las fases líquida y gaseosa. Los hidrocarburos ligeros y el H<sub>2</sub>S son enviados a la planta de tratamiento de gas. El agua que se separa en la bota por medio de un control de nivel de interface se envía a tratamiento de aguas amargas. La fase líquida se une a la corriente del fondo de la torre agotadora, se precalienta con la corriente del fondo de la torre fraccionadora y continúa su trayectoria a la torre fraccionadora.



**Figura 24. Diagrama de flujo del tanque acumulador FA-805.**

En la torre fraccionadora se efectúa la separación de los hidrocarburos ligeros de los más pesados que saldrán como productos. Los ligeros salen por el domo y se separan en el acumulador FA-806 (Figura 27 y 28), el tanque cuenta con una bota para separar el agua amarga de la nafta, el drenado de agua se realiza en forma manual y se envía de manera intermitente al cabezal de aguas amargas de baja presión. La corriente gaseosa que sale por el domo del separador, que es gas amargo se envía al desfogue; por lo que respecta a la corriente líquida que sale por el fondo de este equipo se divide en dos corrientes, una se recircula a la torre fraccionadora y la otra corriente se envía como gasolina amarga a la planta Hidrodesulfuradora de Naftas U-400 I. La corriente que sale del fondo de la torre fraccionadora, se envía a almacenamiento como turbosina.



**Figura 25. Tanque separador de alta presión FA-804.**



**Figura 26. Tanque separador de agua amarga FA-805.**



Figura 27. Tanque separador de agua amarga FA-806.

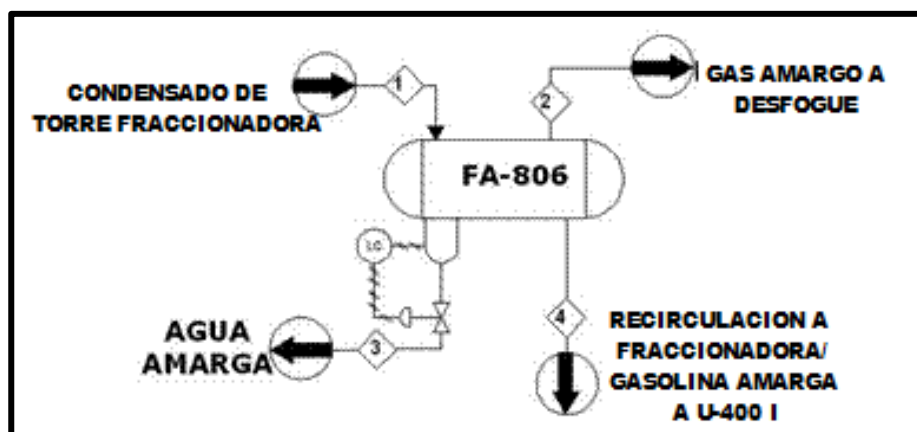


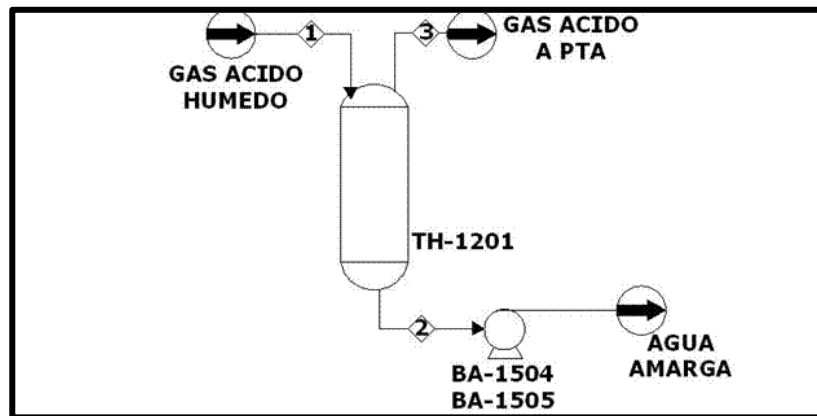
Figura 28. Diagrama de flujo del tanque acumulador FA-806.

### 3.4 PLANTA DE AZUFRE 1 AZ-1

Esta planta tiene como finalidad recuperar Azufre de la corriente de gas ácido de la Planta de Desintegración Catalítica 1 (FCC1) y de la Unidad Tratadora y Fraccionadora de gas con 87% en volumen de ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) y fue diseñada para obtener 80 ton/día de Azufre. El proceso es tecnología Claus y consiste en quemar un tercio de ácido sulfhídrico para formar bióxido de azufre ( $SO_2$ ), el cual reacciona con los otros dos tercios residuales de ácido sulfhídrico en presencia de un catalizador a base de bauxita para formar vapores de azufre y agua. Los vapores de azufre son condensados y recuperados como azufre líquido. Es recomendable que no haya contenido de

hidrocarburos y bióxido de carbono en el gas ácido de tal manera que si esta concentración es muy baja, todos los hidrocarburos son consumidos por combustión completa en el horno de reacción formándose bióxido de carbono y vapores de agua.

El gas ácido entra a Azufre 1 en el tanque separador de líquidos, en donde se recupera agua amarga y se envía a Planta de Tratamiento de Agua Amarga de la PP-2. Ver figura 29. Adicionalmente se recupera agua del tanque separador de líquidos de gas combustible y se une a la línea de succión de las bombas.



**Figura 29. Diagrama de flujo del separador de agua amarga TH-1201.**

### **3.5 PLANTA DE AZUFRE 2 AZ-2**

Esta planta recupera el azufre del gas ácido proveniente de la FCC-2 y de la Unidad Tratadora y Fraccionadora de gas. Esta Planta ha sido diseñada con dos trenes de producción y de esta forma obtener 80 ton/día de azufre, mediante tecnología Claus. El gas ácido entra en la Unidad Recuperadora de Azufre 2 al tanque separador de líquidos 101-V (Figura 30), el flujo de entrada a los trenes 1 y 2 se controla y es en este tanque donde se presenta la mejor oportunidad para recuperar agua amarga y enviarla a Planta de Tratamiento de Agua Amarga de la PP-2. Ver figura 31, que ilustra el tanque separador de agua amarga.



Figura 30. Tanque separador de agua amarga 101-V.

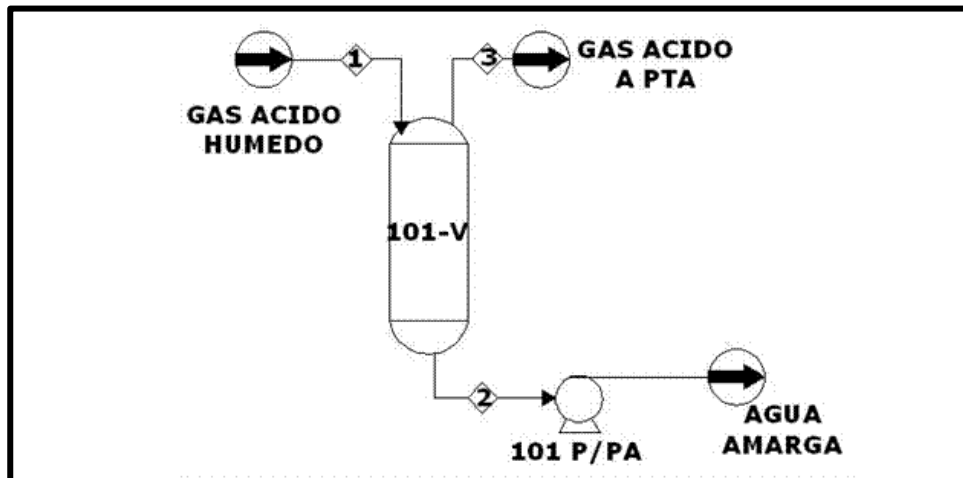


Figura 31. Diagrama del tanque separador de agua amarga 101-V.

### 3.6 PLANTA DE AZUFRE 3 AZ-3.

Esta planta tiene como finalidad recuperar Azufre de la corriente de gas ácido de la Planta de Desintegración Catalítica 2 (FCC-2) y de la Unidad Tratadora y Fraccionadora de gas. Esta Planta consta de 2 trenes de producción y obtención de 80 ton/día de Azufre. La tecnología utilizada en esta planta es Claus. Esta planta se encuentra fuera de operación porque con regularidad presenta problemas de operación, en los condensadores de azufre, por su diseño en serie integrado a la misma coraza y problemas de alta corrosión.



### 3.7 PLANTA PRIMARIA No. 2 Y DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA No.2 PP-2

La Planta Primaria No. 2 y Destilación Atmosférica No. 2 (PP-2) fue diseñada para procesar 1,093 m<sup>3</sup>/h (165,000 BPD) de crudo. El crudo proveniente de los tanques de almacenamiento se mezcla con agua en una proporción del 2% o 3% respecto al crudo alimentado y se le adiciona el desmulsificante, antes de ser ingresado a cualquiera de los dos trenes de calentamiento con los que cuenta la planta. En cada uno de los trenes el crudo se calienta utilizando la energía calorífica de las corrientes de los productos en la torre de destilación atmosférica.

El agua que se utiliza para el proceso de desalado, es agua desflepada de la planta de tratamiento de agua amarga de la misma planta PP-2, almacenada en el tanque AF-B-81; el agua se calienta en los intercambiadores, donde se utiliza vapor de baja presión y después pasa a otro tren de intercambiadores en donde se calienta con el agua que sale de la segunda etapa del desalado.

Para la etapa de desalado se cuenta con dos trenes, el tren A y el tren B, lo que permite contar con dos formas de operación: desalado en serie o en paralelo.

Para el desalado en serie el crudo caliente se mezcla con el agua salada que proviene de las desaladoras A-FA-2A/B, a la salida se le inyecta el 4% de agua con respecto al crudo para reingresar a las desaladoras A-FA-1A/B. Al finalizar el proceso de desalado el porcentaje de recuperación de sales será del 99%. Ver la figura 32.

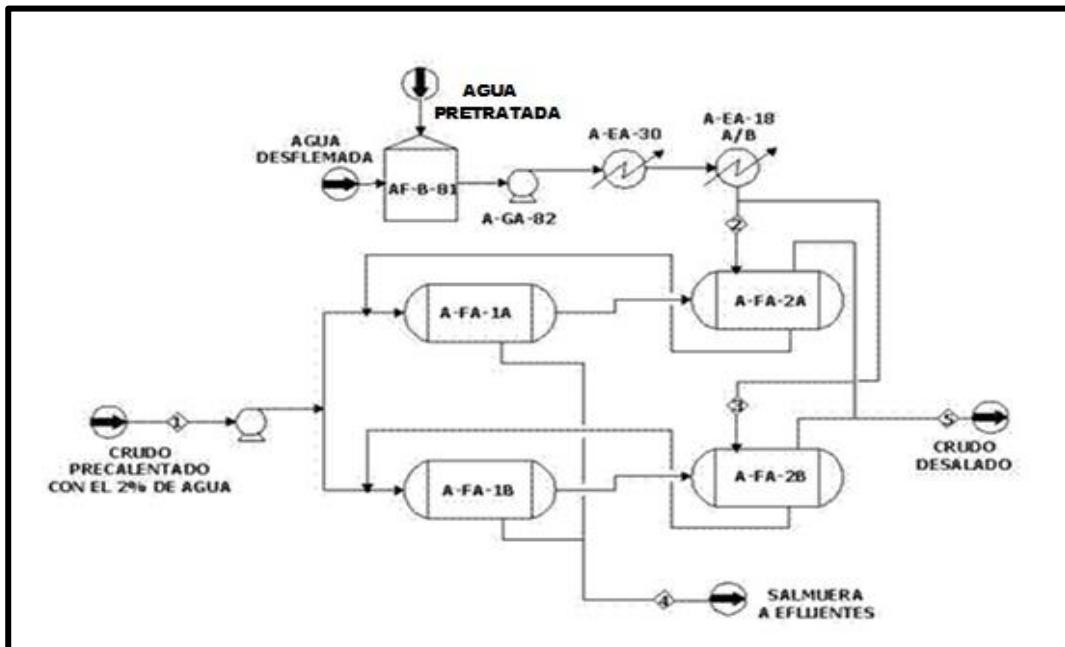
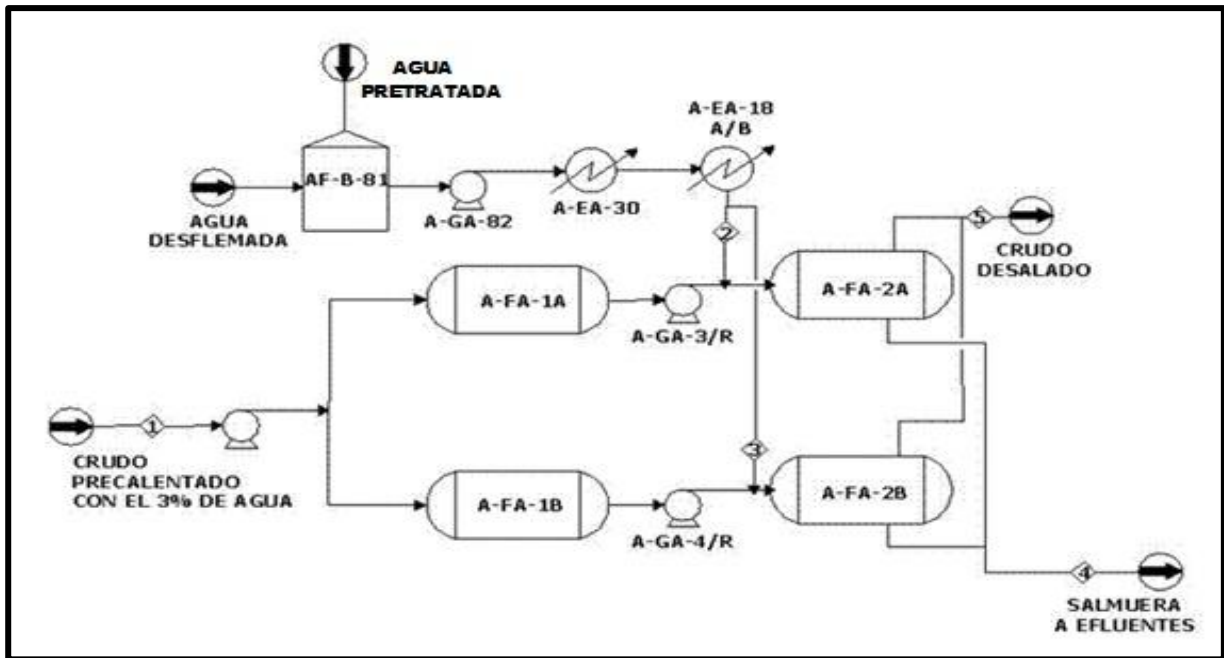


Figura 32. Diagrama de flujo de operación en serie de las desaladoras en la PP-2.

Para el desalado en paralelo se alimenta agua para ingresar a cada una de las desaladoras, lo cual quiere decir que a la entrada de las desaladoras A-FA-1A/B se debe mezclar con el 3% de agua con respecto a la alimentación de crudo, y antes de entrar a las A-FA-2A/B se le alimenta el otro 3%. Con esta forma de operación se tiene una eficiencia del 95%. Ver la figura 33.

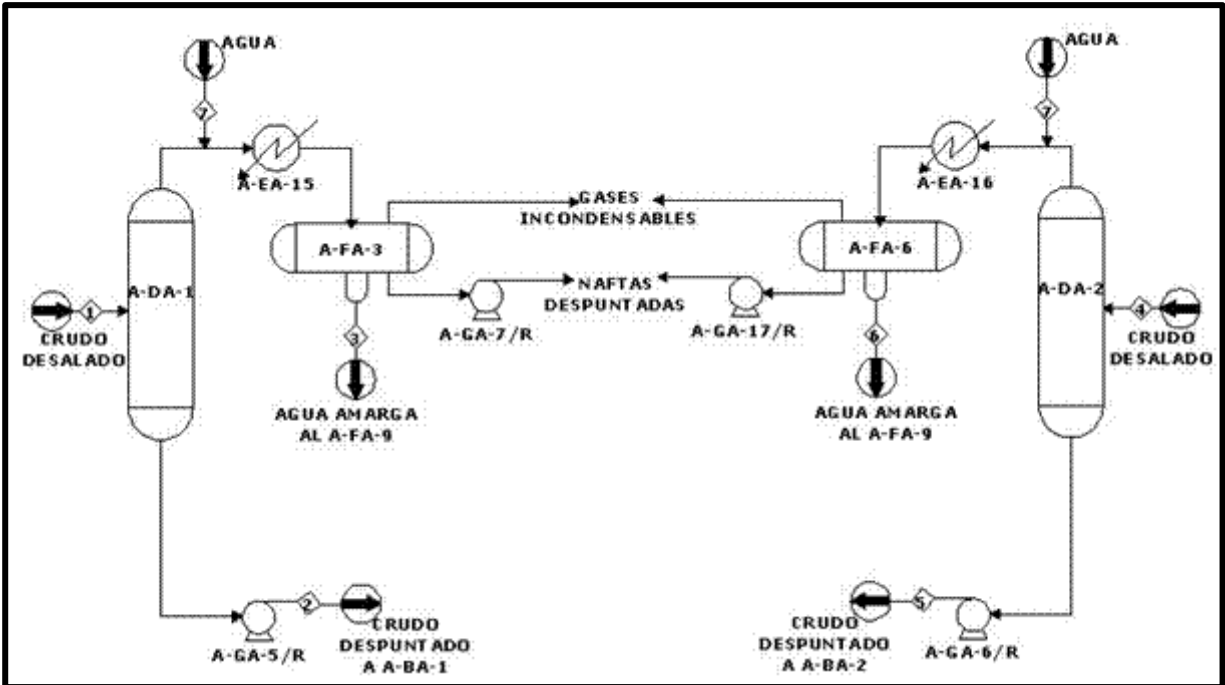
La salmuera a la salida de las desaladoras se enfría, para ser enviados al drenaje aceitoso después de pasar por el separador API que se encuentra en el centro de la PP-2, donde se le remueve el crudo que pudiera arrastrar.



**Figura 33. Diagrama de flujo de operación en paralelo de desaladoras en la PP2.**

El crudo desalado, se calienta y es alimentado a las torres despuntadoras; por el domo de las torres despuntadoras sale una mezcla de gases que se condensan, la corriente resultante se envía a su respectivo tanque separador A-FA-3 o A-FA-6 donde salen por la parte superior los gases incondensables, por el fondo las naftas despuntadas que se envían a la sección de fraccionamiento y por la pierna de estos tanque separadores se obtienen aguas amargas que se envían al tanque A-FA-9 para su posterior tratamiento en la planta de aguas amargas que está ubicada en la misma PP-2. Antes de enviar la mezcla que se obtiene por el domo de la despuntadora a los condensadores se le alimenta agua para disolver las sales que pudieran llevar.

Por el fondo de las torres despuntadoras se obtiene crudo que se envía a los calentadores a fuego directo. El proceso de despunte de la PP-2 se ilustra en la figura 34.



**Figura 34. Diagrama de flujo del proceso del despunte en la PP-2.**

La corriente a la salida de los calentadores es alimentada a la torre de destilación atmosférica. Esta torre está compuesta por 41 platos y por el fondo se alimenta una corriente de vapor de baja presión para el arrastre de productos ligeros; por el domo de esta torre se obtiene una mezcla de naftas ligeras y agua que se condensan, esta mezcla será separada en el tanque A-FA-4, donde se tienen una corriente de naftas ligeras, en la figura 35 se muestra el proceso de destilación atmosférica. Una parte es enviada como reflujo a la torre de destilación atmosférica y a la sección de despunte, mientras que la otra se envía a la planta de estabilización. Por la pierna de este tanque sale agua amarga a las mismas condiciones que la nafta y posteriormente se trata en la planta de agua amarga de la misma PP2.

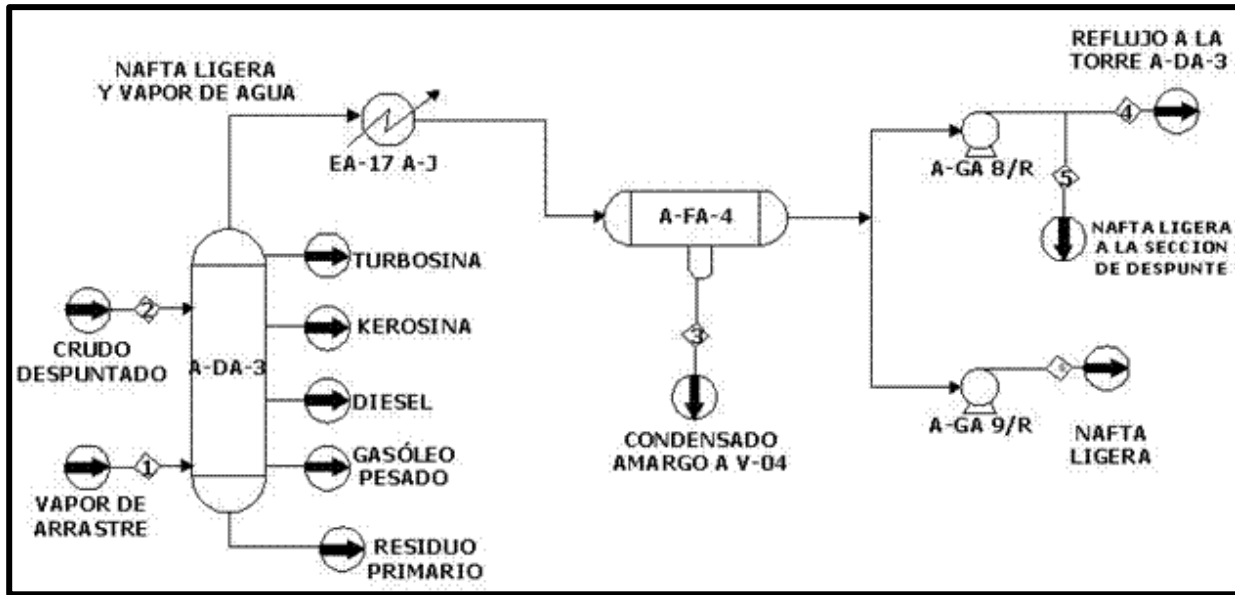


Figura 35. Diagrama de flujo de la planta de destilación atmosférica en la PP-2.

Los productos como la turbosina, kerosina, diesel y gasóleo son extraídos en varios platos a lo largo de la torre y son enviados a tanques de almacenamiento, previo agotamiento en torres para recuperación de gases ligeros que pudieran haber sido arrastrados. Cada una de las secciones de agotamiento están compuestas por una torre absorbidora de cuatro platos por la que se alimenta vapor en la parte inferior que arrastra los gases. Esta corriente que sale por la parte superior de la torre agotadora se regresa a la torre de destilación atmosférica y el producto libre de ligeros sale por el fondo de la columna.



**Figura 36. Tanque de almacenamiento de agua para desalado.**



**Figura 37. Tanque acumulador de la torre despuntadora AFA-3.**



**Figura 38. Tanque acumulador de la torre despuntadora AFA-6.**



**Figura 39. Tanque acumulador de la torre de destilación atmosférica.**

### 3.8 PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS 2 HDS-2

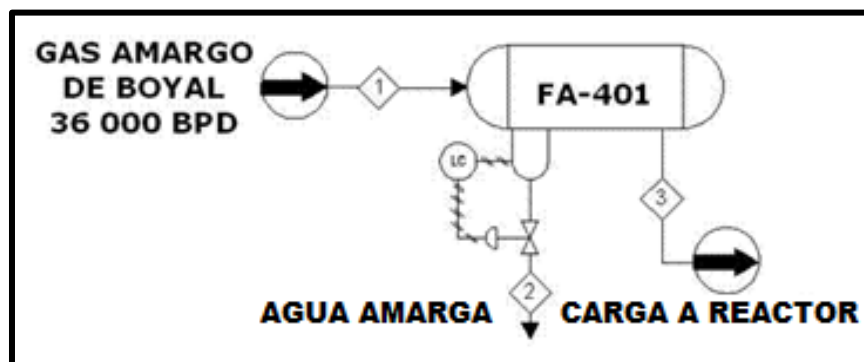
La planta Hidrodesulfuradora No. 2, se encuentra conformada por varias unidades de tratamiento, donde se llevan a cabo procesos de reformado, fraccionamiento e hidrodesulfuración principalmente; estas plantas son la unidad reformadora de naftas U-400 II y la unidad de reformación catalítica U-500 II, unidad de tratamiento y fraccionamiento de hidrocarburos U-600 II, unidad hidrodesulfuradora de destilados intermedios U-700 II y U-800 II y unidad isomerizadora de pentanos y hexanos U-900.

#### 3.8.1 HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS U-400 II

La planta U-400 tiene una capacidad de diseño de 238.48 m<sup>3</sup>/h (36,000 BPD) de gasolinas amargas que vienen de la planta de reformado. Se compone de 2 secciones:

- Sección de reacción
- Sección de estabilización y fraccionamiento

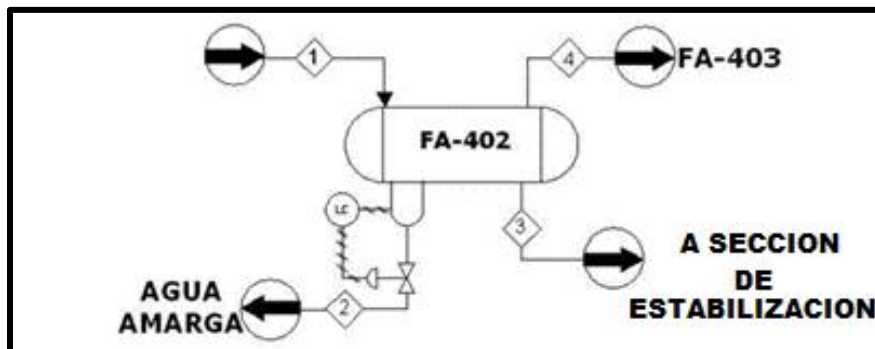
La gasolina amarga se recibe en el tanque acumulador de carga FA-401 (figura 40), aquí se separa la gasolina del agua que contiene por medio de una bota, esta se envía al cabezal de aguas amargas a baja presión. Posteriormente la carga se calienta para suministrar el calor requerido al reactor catalítico.



**Figura 40. Diagrama de flujo del tanque de alimentación a la U-400 II.**

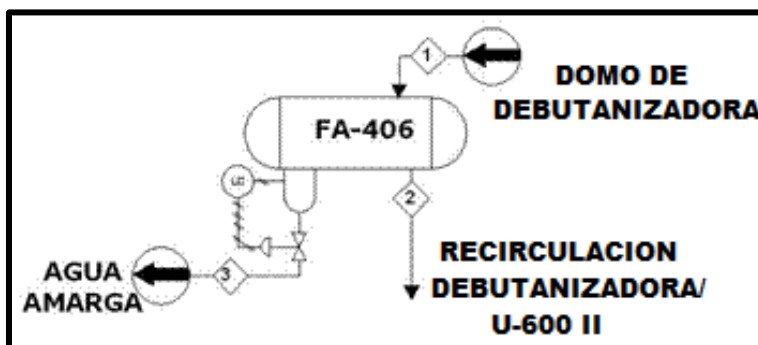
El efluente del reactor es recibido en el separador de producto desulfurado FA-402 (figura 41), del cual se separan 2 fases: la fase gaseosa compuesta en su mayoría de hidrógeno, y la fase líquida que es enviada a la sección de estabilización y fraccionamiento por medio de un control de nivel. El separador está provisto de una bota para separar el agua de los hidrocarburos por medio de un control de interfase, el cual en forma automática envía el agua al cabezal de aguas amargas

de alta presión. La fase gaseosa es enviada al separador FA- 403, de donde se separan dos corrientes, una se envía como gas amargo a la planta U-600 II, y la otra es recirculada por medio de un compresor, para ser alimentado como carga al reactor.



**Figura 41. Diagrama de flujo del tanque de reflujo del reactor.**

La fase líquida del proveniente del separador FA-402 se precalienta y se envía al tanque separador de carga a la debutanizadora, donde a causa de una reducción de presión se efectúa la separación de hidrocarburos ligeros y pesados. La corriente gaseosa se enfría con el objetivo de condensar y recuperar mas hidrocarburos líquidos arrastrados, esto se logra en el segundo separador de carga FA-405, donde la fase gaseosa constituida por gas amargo se envía a la U-600 II y la fase líquida va a la torre debutanizadora. Los vapores del domo se condensan, entrando al acumulador de reflujo a FA-406 (figura 42), la fase gaseosa es enviada a la sección de tratamiento con DEA de la U-600 II, y la fase líquida es dividida en 2 corrientes, una se utiliza como reflujo al plato No. 1 de la torre debutanizadora y la otra parte se envía a la sección de tratamiento con DEA de la U-600 II. El separador FA-406 cuenta con una bota para captar el agua amarga que es separada de la nafta desulfurada mediante destilación en la torre debutanizadora. El drenado de esta bota de nivel se realiza manualmente, y se envía de manera intermitente al cabezal de aguas amargas de alta presión.



**Figura 42. Diagrama de flujo del tanque de reflujo DA-401.**

Los fondos de la torre debutanizadora formada por pentanos, hexanos e hidrocarburos pesados se divide en 2 corrientes, una entra al calentador de fondos de la torre debutanizadora y la otra corriente de los fondos se envían a la torre deisohexanizadora. En el domo de la torre deisohexanizadora se efectúa la separación de pentanos y hexanos de los hidrocarburos pesados, los cuales salen por el domo de la torre y se condensan, después pasan al acumulador de reflujo FA-407, el condensado de este equipo será utilizado como recirculación al plato No. 1 de la torre, y la otra parte se envía hacia la planta U-900. El producto de fondos de la torre deisohexanizadora formado por hexanos más pesados se recirculan a la torre, se envían a la planta reformadora U-500 II, U-600 II y también se almacenan como producto final.

### **3.8.2 UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS U-500 II**

El objetivo de esta planta es aumentar el octanaje de la gasolina hidrodesulfurada mediante reacciones de reformación, esto es convertir parafinas y naftenos a compuestos aromáticos bencénicos y desintegrar cadenas largas a cadenas cortas. Sin embargo en esta planta no se genera agua residual del área de proceso directamente.

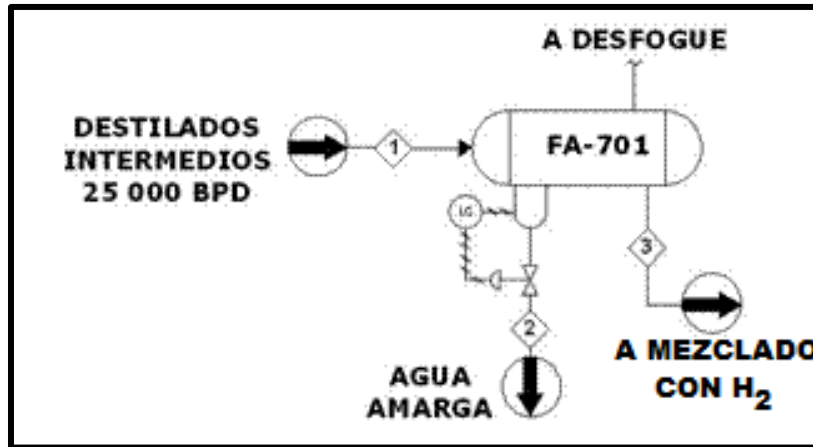
### **3.8.3 UNIDAD DE TRATAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO U-600 II**

La planta de tratamiento y fraccionamiento de hidrocarburos fue diseñada para eliminar el sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) contenido en los hidrocarburos, empleando el proceso girbotol mediante absorción con dietanolamina (DEA) al 20% en peso, mientras que en la sección de fraccionamiento, se separan por destilación los hidrocarburos procedentes de la torre debutanizadora de la planta Hidrodesulfuradora de naftas U-400 II y los hidrocarburos de la torre estabilizadora de la planta reformadora en la sección de fraccionamiento. En esta planta no se genera algún efluente de la parte de proceso.

### **3.8.4 UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE INTERMEDIOS U-700 II**

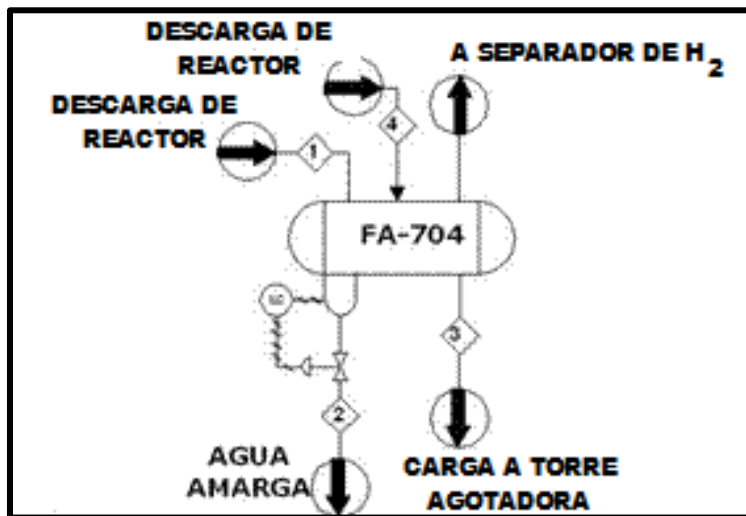
La U-700 II está diseñada para trabajar con  $166\text{ m}^3/\text{h}$  (25,000 BPD) de nafta pesada proveniente de la Unidad de Destilación Atmosférica. La carga entra al separador FA-701 (figura 43), aquí se separa la nafta pesada del agua que se elimina por la bota para enviarla al cabezal de aguas amargas de baja presión. La nafta previamente mezclada con hidrogeno se bombea a una sección de precalentamiento y posteriormente pasa al calentador de fuego directo para alcanzar la temperatura necesaria en el reactor.





**Figura 43. Diagrama de flujo del tanque separador FA-701.**

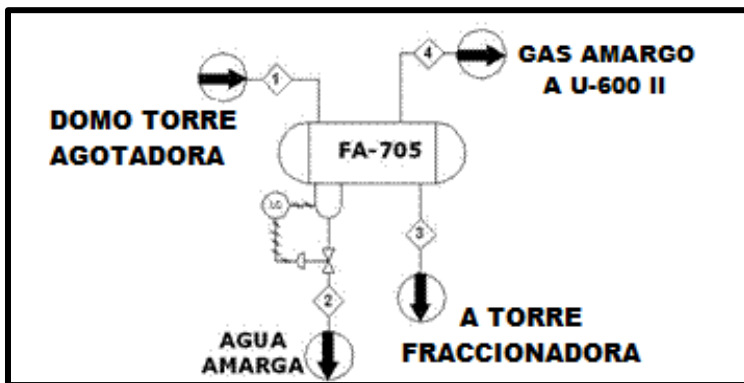
El efluente del reactor se enfría con la carga del mismo en los intercambiadores de los cuales la corriente es enviada al tanque separador de productos FA-704 (figura 44). La fase líquida del FA-704 se envía como carga de la torre agotadora, y el agua separada de los hidrocarburos en la bota por medio de un control de interface, el cual envía de manera automática el agua al cabezal de aguas amargas de alta presión. La fase gaseosa rica en hidrógeno es enviada al FA-702, donde se recircula hacia la línea de alimentación de nafta pesada por medio de un compresor.



**Figura 44. Diagrama de flujo del tanque de reflujo FA-704.**

En la torre agotadora se separan los gases incondensables e hidrocarburos ligeros de los hidrocarburos pesados mediante la inyección de vapor de media presión en el fondo de la torre. Una vez efectuada la separación, los gases e hidrocarburos ligeros, salen por el domo de la torre agotadora, se condensan parcialmente y

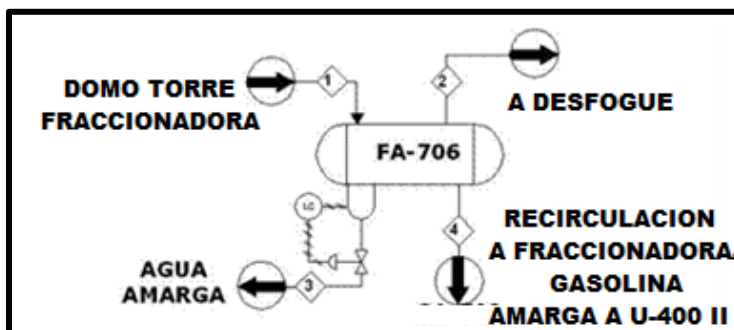
continúan su trayectoria hasta el acumulador de reflujo FA-705 (figura 45), donde se realiza la separación de las fases líquida y gaseosa. Los hidrocarburos ligeros y el H<sub>2</sub>S son enviados a la planta de tratamiento de gas. El agua que llega al acumulador se separa por la bota del mismo y por medio de un control de nivel de interface se envía a tratamiento de aguas amargas.



**Figura 45. Diagrama de flujo del tanque de reflujo FA-705.**

La fase líquida se une a la corriente del fondo de la torre agotadora, se precalienta con la corriente del fondo de la torre fraccionadora y continúa su trayectoria hacia la torre fraccionadora. En esta torre se efectúa la separación de los hidrocarburos ligeros de los más pesados que saldrán como productos. Los ligeros salen por el domo y se separan en el acumulador FA-706 (Figura 46), el tanque cuenta con una bota para separar el agua amarga de la nafta, el drenado de agua de esta bota se realiza en forma manual y se envía de manera intermitente al cabezal de aguas amargas de baja presión.

La corriente de gas amargo que sale por el domo del separador se envía al desfogue, mientras que la corriente líquida que sale por el fondo se divide en dos corrientes, una se recircula a la torre fraccionadora, pasando antes por un calentador; la segunda corriente se envía como gasolina amarga a la planta Hidrodesulfuradora de naftas U-400 II.



**Figura 46. Diagrama de flujo del tanque acumulador FA-706.**

### 3.8.5 UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE INTERMEDIOS U-800 II

La carga entra al separador FA-801 (Figura 47), separando la nafta de agua amarga, esta se elimina por medio de la bota que cuenta con interruptores de alto y bajo nivel de interfase, que garantizan el envío del agua separada al cabezal de aguas amargas de baja presión. La nafta previamente mezclada con hidrogeno se bombea a precalentamiento en cambiadores de calor arreglados en dos trenes en paralelo, posteriormente pasa al calentador de fuego directo para alcanzar las condiciones de operación del reactor.

La corriente de salida del reactor se enfría para ingresar al tanque separador de productos FA-804 (figura 48).

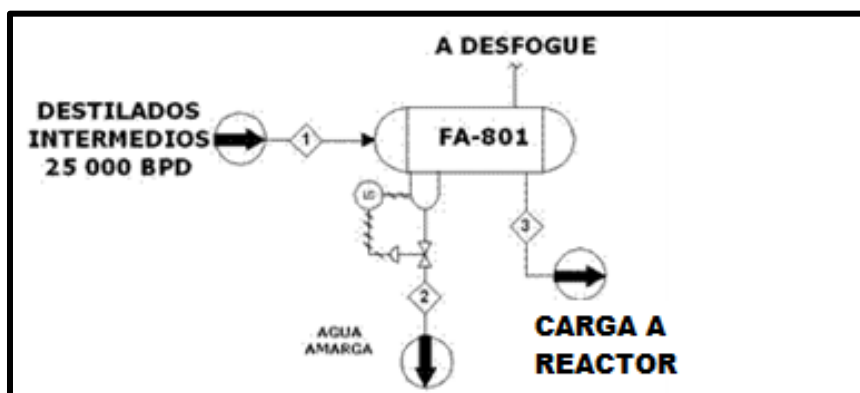


Figura 47. Diagrama de flujo del tanque separador FA-801.

La fase líquida del FA-804 se envía como carga de la torre agotadora, y el agua que es separada de los hidrocarburos en la bota por medio de un control de interfase, el cual envía de manera automática el agua al cabezal de aguas amargas de alta presión.

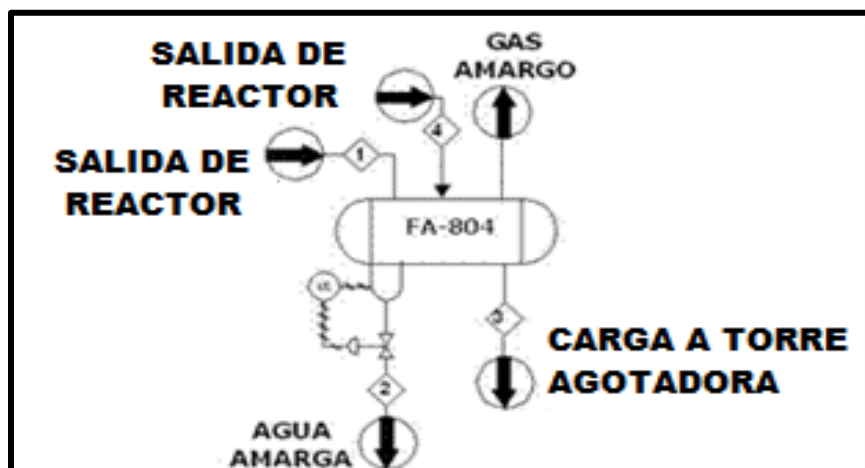


Figura 48. Diagrama de flujo del tanque acumulador FA-804.

La fase gaseosa rica en hidrógeno es enviada a un tanque acumulador, donde se recircula hacia la línea de alimentación de nafta pesada por medio de un compresor. En la torre agotadora se separan los gases incondensables e hidrocarburos ligeros de los hidrocarburos pesados mediante la inyección de vapor de media presión en el fondo de la torre. Una vez efectuada la separación, los gases e hidrocarburos ligeros, salen por el domo de la torre agotadora, se condensan parcialmente y continúan su trayectoria hasta el acumulador de reflujo FA-805 (figura 49), donde se realiza la separación de las fases líquida y gaseosa. Los hidrocarburos ligeros y el H<sub>2</sub>S son enviados a la planta de tratamiento de gas. El agua que llega al acumulador se separa en la pierna del mismo y por medio de un control de nivel de interfase se envía a tratamiento de aguas amargas. La fase líquida se une a la corriente del fondo de la torre agotadora, se precalienta con la corriente del fondo de la torre fraccionadora y continúa su trayectoria a la torre fraccionadora. En esta torre se efectúa la separación de los hidrocarburos ligeros de los más pesados que saldrán como productos.

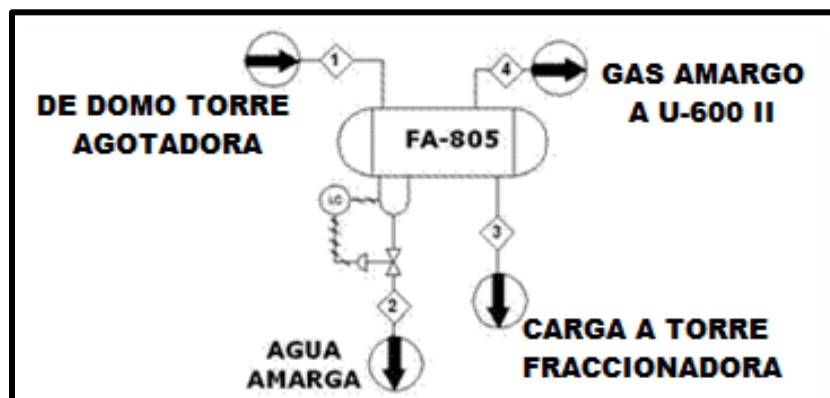
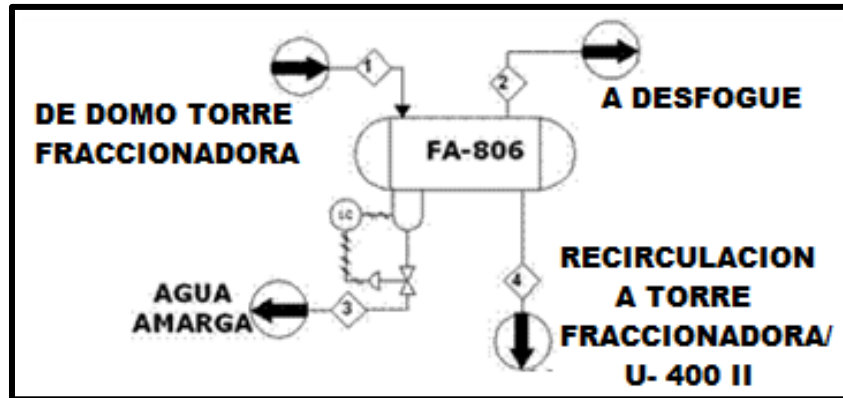


Figura 49. Diagrama de flujo del tanque acumulador FA-805.

Los hidrocarburos ligeros salen y se separan en el acumulador FA-806 (figura 50), el tanque cuenta con una bota para separar el agua amarga de la nafta, el drenado de agua de esta pierna se realiza en forma manual y se envía de manera intermitente al cabezal de aguas amargas de baja presión. La corriente de gas amargo que sale por el domo del separador se envía al desfogue; mientras que la corriente líquida que sale por el fondo de este equipo se divide en dos corrientes, una se recircula a la torre fraccionadora y la otra corriente se envía como gasolina amarga a la planta U-400 II.



**Figura 50. Diagrama de flujo del tanque acumulador FA-806.**

La corriente que sale del fondo de la torre fraccionadora, se dividen en dos corrientes, una se envía a un calentador y continúa su trayectoria hasta la torre fraccionadora, y entra por el fondo como recirculación: la otra corriente se enfría y se envía a almacenamiento como turbosina.

### **3.8.6 UNIDAD ISOMERIZADORA U-900**

El proceso cuenta con tres secciones:

- Acondicionamiento de la carga
- Sección de reacción
- Sección de estabilización y lavado caustico

La capacidad de procesamiento de la U-900 es de 15 000 bls/día de una corriente consistente de una mezcla de pentanos y hexanos libres de azufre provenientes de las unidades de hidrodesulfuración de naftas 1 y 2, que se reciben en tanques de balance. Se alimenta a la guarda de azufre reduciendo su contenido, la corriente se enfría y se envía a la sección de secado, se le inyecta hidrogeno de las unidades de reformación, la corriente es precalentada y se le agrega el promotor de reacción, antes de alimentarla a la sección de reacción.

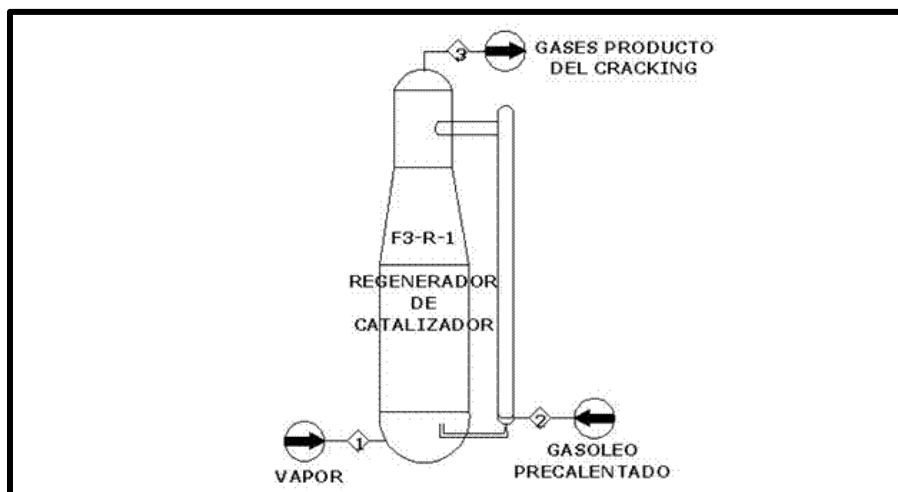
Después de que la reacción de isomerización se ha llevado a cabo, el producto pasa a una torre estabilizadora donde se separan los gases producidos en la reacción y que salen por el domo a un tratamiento cáustico para eliminar el HCl contenido en el gas. Los gases libres de HCl se envían al circuito de gas combustible y el isómero formado sale por el fondo de la torre estabilizadora hacia tanques de almacenamiento.

Sin embargo, en esta unidad no hay generación de efluentes de agua amarga.

### 3.9 PLANTA DE DESINTEGRACION CATALITICA 2 FCC-2

En la planta de Desintegración Catalítica 2 (FCC-2) se trata una corriente de gasóleos proveniente de las plantas de destilación de alto vacío, para generar productos como: el gas combustible, gasolina magna, C4, C3 y aceite cíclico ligero.

La corriente de alimentación se calienta se envía al reactor elevado junto con el catalizador y con vapor de media presión. Una vez que el catalizador está en contacto con la carga de gasóleos, estos son vaporizados para que la reacción ocurra. La corriente gaseosa que resulta del cracking catalítico se envía a la sección de fraccionamiento. Ver figura 51.

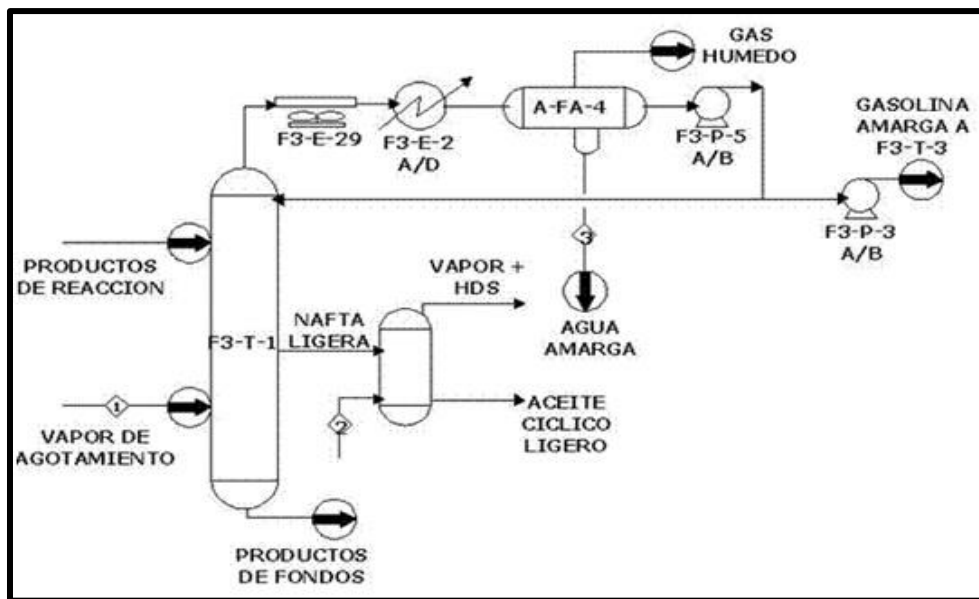


**Figura 51. Diagrama de flujo del convertidor catalítico F3-R-1.**

Los productos de reacción, previa separación del catalizador, son alimentados a la fraccionadora en donde se mezclan con vapor de arrastre. Los productos de la torre fraccionadora son: productos de fondos, aceite cíclico pesado, aceite cíclico ligero y naftas pesadas. Los productos de fondo y el aceite cíclico pesado intercambian calor para calentar a la corriente de alimentación fresca y producir vapor, finalmente los primeros se envían a almacenamiento y los segundos se retornan a la fraccionadora o ambos se alimentan al convertidor catalítico. Ahora bien, una parte de la nafta pesada es retornada hacia la torre y la otra parte será enviada a una tren de intercambio de calor y dividida en dos efluentes: uno que se envía hacia el absorbedor secundario como aceite de absorción y otro que se mezcla con aceite rico para reingresar a la torre fraccionadora.

El aceite cíclico ligero se decanta al fondo de la torre hacia el agotador de aceite, donde se utiliza vapor de media que arrastra los hidrocarburos ligeros. Por el

domo sale la corriente de vapor con hidrocarburos que se recircula, mientras que por el fondo del agotador se envía el aceite cíclico ligero agotado y enfriado en un soloaire a almacenamiento. Por el domo de la torre fraccionadora se obtiene una corriente compuesta principalmente por gas húmedo, gasolina cruda y gasolina amarga. Esta corriente se envía al enfriador y después se condensa para ser enviadas al tanque de reflujo F3-D-4. A la salida del tanque de reflujo el gas húmedo se envía al compresor, una parte de la gasolina amarga se envía al absorbedor y la otra se recircula a la torre, mientras que el agua amarga extraída por la bota de recuperación se envía a la planta de tratamiento de aguas amargas que se ubica en la misma FCC-2, al tanque F3-D-33. En la figura 52 se ilustra el diagrama de flujo simplificada para el proceso de fraccionamiento.



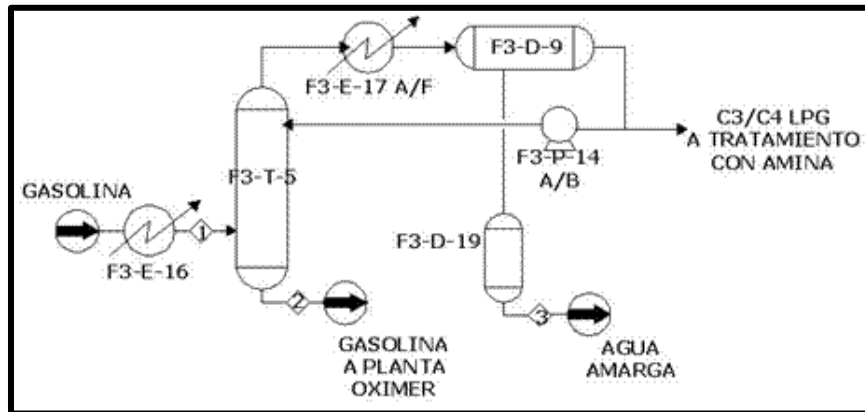
**Figura 52. Diagrama de flujo de la torre fraccionadora F3-T-1.**

En la sección de recuperación de vapores se alimenta el gas húmedo ya comprimido y la gasolina para separar los hidrocarburos ligeros de los pesados, mediante torres absorbedoras y agotadoras, además de una torre debutanizadora y otra depropanizadora. La mezcla liquido-vapor que sale del compresor, es separada en un tanque; el compresor es un equipo centrifugo de dos pasos, en el segundo paso se tiene un tanque separador de la descarga y un tanque de alta presión, de donde se tienen corrientes de agua amarga que se envían a la planta de tratamiento de en la misma FCC-2.

El vapor a la salida del compresor va al absorbedor, para separar los C3 e hidrocarburos más pesados. El líquido a la salida del compresor se alimenta a la debutanizadora para quitar los C2 y compuestos más ligeros.

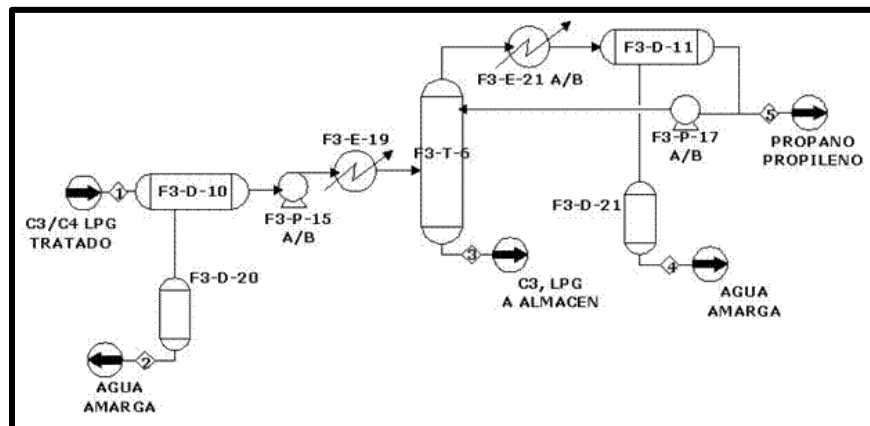
En la torre debutanizadora (figura 53) se obtendrá, por el fondo gasolina que será tratada en la planta oximer y por el domo se obtiene una corriente que será separada en un tanque; una parte se recircula y otra se envía a tratamiento con amina para la remoción de H<sub>2</sub>S y después a oximer, obteniendo C3/C4 LPG tratados que se envían la torre depropanizadora.

En el tanque F3-D-9 se condensa agua amarga que es enviada al tanque de almacenamiento de agua amarga F3-D-19, para ser tratada en la planta de agua amarga de la misma FCC-2.



**Figura 53. Diagrama de flujo de la torre debutanizadora F3-T-5.**

El agua amarga contenida en la corriente de C3/C4 LPG entra a un tanque separador de carga, donde serán separadas y enviadas al tanque F3-D-20 y después a la planta de tratamiento de agua amarga. La mezcla de hidrocarburos a la salida del tanque F3-D-10 es alimentada a la torre depropanizadora. Por el fondo de esta torre sale butano que es enviado a almacenamiento. El producto del domo pasa por el condensador antes de entrar al tanque de reflujo de donde se tiene un venteo; el agua amarga que se envía al tanque F3-D-21, Ver figura 54.



**Figura 54. Diagrama de flujo de la torre depropanizadora F3-T-6.**





**Figura 55. Convertidor catalítico F3-R-1**



**Figura 56. Tanque acumulador de la torre F3-T-1**

### **3.10 PLANTA VISCORREDUCTORA**

La planta Viscorreductora tiene una capacidad de diseño de 331. 22 m<sup>3</sup>/h (50,000 BPD) y su carga es el residuo proveniente de las plantas de Alto Vacío No. 1 y No. 2. La carga llega a un tanque de balance, este opera a baja presión y alta temperatura y por control de nivel envía una corriente a calentamiento y así entrar a los Hornos Reductores de Viscosidad.

Los productos de viscosidad reducida salen de la sección de pirolisis y son apagados inmediatamente. La corriente apagada del horno se vaporiza instantáneamente en la sección de agotamiento de la torre fraccionadora, esto para eliminar productos ligeros requeridos y evitar la formación de coque en la parte baja de la fraccionadora. Los vapores producidos en la sección de agotamiento son enfriados por medio de la inyección de gasóleo pesado.

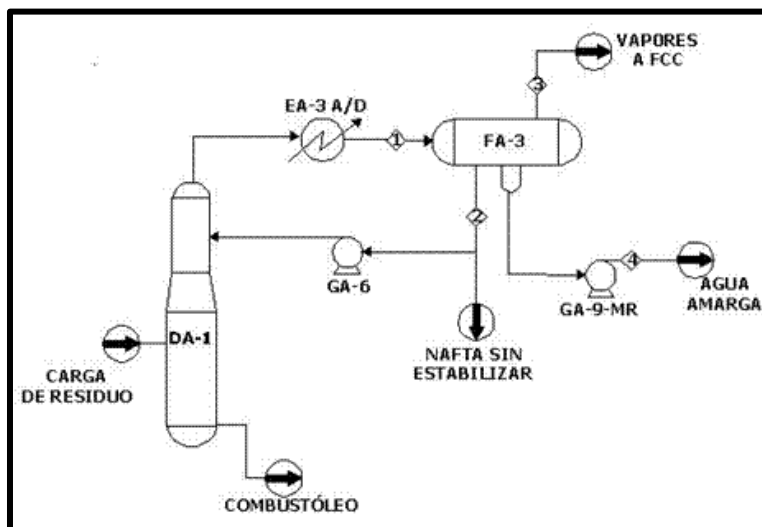
Los vapores llegan a la fraccionadora para obtener la separación de gasóleo medio y pesado. El gasóleo pesado que proviene del plato de extracción se divide en dos corrientes, una se alimenta a la torre agotadora y la otra constituye la corriente de recirculación. Por el domo de la torre fraccionadora se obtienen los vapores amargos, para poder separar el agua amarga que lleva el gas, los vapores de agua son condensados parcialmente en los intercambiadores y enseguida pasan al tanque acumulador de residuo FA-3 (figura 57).



**Figura 57. Tanque FA-3, acumulador de naftas de la fraccionadora DA-1**

En el tanque acumulador de naftas se recuperan 3.64 m<sup>3</sup>/h (549.7 BPD) de agua amarga que se envían a la planta de tratamiento de aguas amargas de la FCC-2, mientras que los gases ácidos recuperados son enviados al tanque de succión del compresor donde la línea de la parte superior va al compresor de gas ácido el cual envía a la sección de recuperación de la FCC-2. Los fondos líquidos del tanque no recuperables se envían a desfogue. Ver figura 58.

Parte de los hidrocarburos líquidos son enviados a reflujo de la torre fraccionadora y la otra parte de gasolinas naftas no estabilizada es enviada a la FCC-2 para su tratamiento. El combustóleo que sale por el fondo de la torre es enviado a almacenamiento. El fondo de la torre Agotadora es enviado a almacenamiento.



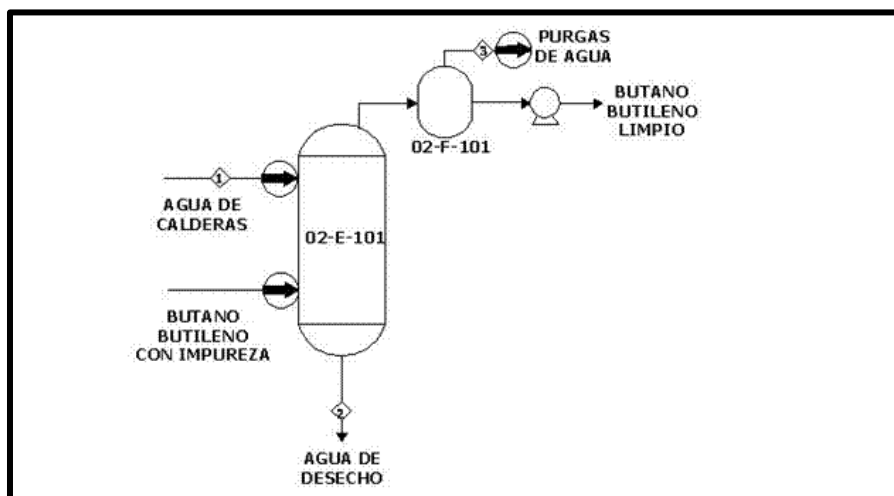
**Figura 58. Diagrama de flujo de la torre Fraccionadora DA-1.**

### 3.11 PLANTA DE METIL-TER-BUTIL-ETER MTBE

En la planta de Metil-Ter-Butil-Eter se tiene la capacidad de tratar 13.7 ton/h de butano/butileno procedentes de FCC-1 y FCC-2. La corriente de butano/butileno proveniente de las plantas catalíticas contiene trazas que reducen la conversión y el tiempo de vida del catalizador por lo que se requiere de una sección de lavado.

Para la sección de lavado se utiliza la torre de lavado donde se alimenta agua en la parte superior, esta corriente es agua proveniente de las calderas que arrastra las impurezas de la corriente de C4 que se alimenta por el fondo de la columna. Por el fondo de esta columna se obtiene agua de desecho que se envía al drenaje pluvial sin recibir tratamiento previo y por el domo se tiene la corriente de C4 libre de contaminantes que se envía al tanque acumulador 02-F-101, donde se decanta el agua que pudiera ser arrastrada. En la figura 59 se ilustra el diagrama para la torre de lavado y en la figura 60 la imagen de la torre de lavado.

La corriente de hidrocarburos se bombea a un precalentador a la salida de este precalentador la corriente que ha sido previamente mezclada con metanol. El metanol debe ser tratado antes de mezclarse para quitar contaminantes.



**Figura 59. Diagrama de flujo de la torre de lavado 02-E-101.**

La corriente caliente se alimenta por el fondo del reactor catalítico que es un multitubular que consta de dos tubos verticales, de un solo paso. A la salida la mezcla producto de la reacción se pasa por dos filtros para separar el catalizador que es recirculado a la entrada del reactor. El producto se envía a un calentador y se alimentan a la torre catalítica de MTBE, donde se separa el MTBE de la corriente de C4 y metanol sin reaccionar. El producto de MTBE que se obtiene por el fondo se enfría en los para ser enviado a almacenamiento.

El producto que sale por el domo de la torre de lavado es enfriado, después ingresa al tanque de reflujo 02-F-102. La corriente de hidrocarburos que sale por la parte superior del tanque se envía a quemadores, mientras que la corriente líquida se bombea dividiéndose una parte a recirculación y otra parte a un enfriador. La corriente fría del C4 y metanol se alimenta por la parte inferior de la torre de separación de refinado C4 donde se separa el metanol del refinado C4 por medio de una corriente de agua proveniente del fondo de la torre recuperadora de metanol.

Por domo de la torre de separación de refinado C4 se tiene butano refinado que se almacena en el tanque 02-F-103, al mismo tiempo que por el fondo se tiene una corriente de agua con metanol que es enviada a la torre recuperadora de metanol.



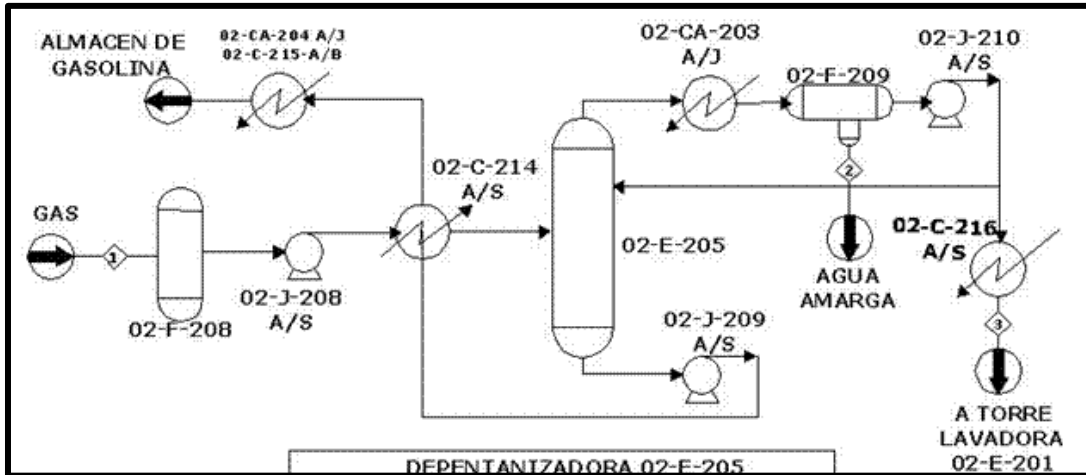
**Figura 60. Torre lavadora de butano/butileno.**

### **3.12 PLANTA DE TER-AMIL-METIL-ETER TAME**

La planta de Ter-Amil-Metil-Eter tiene una capacidad de diseño de 32 ton/h de pentanos que proviene de las plantas catalíticas FCC-1 y FCC-2. La corriente proveniente de las plantas catalíticas se alimentan a un tanque de balance, esta corriente se envía a los intercambiadores para que aumente su temperatura con los fondos de la columna depentanizadora; una vez caliente se alimenta a la torre depentanizadora de la que sale un corte de gasolina por el fondo que se envía a almacén, previo enfriamiento.

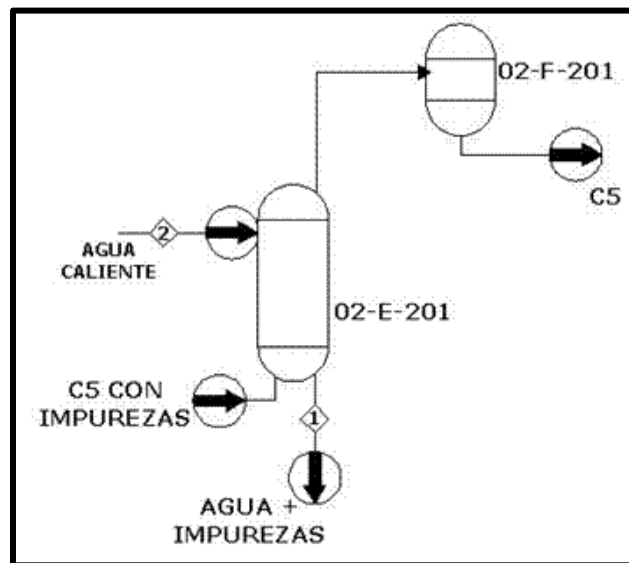
Por el domo se tiene una corriente de C5 que se enfrían y se envían al tanque 02-F-209, tanque en el cual se purga una corriente de agua amarga por la bota. La

corriente líquida que sale del tanque se divide en dos flujos, uno que será recirculado a la torre depentanzadora y otro que se enfría para posteriormente ser alimentado a la torre de lavado. En la figura 61 se muestra el diagrama de flujo para la depentanzadora.



**Figura 61. Diagrama de flujo de la torre depentanzadora 02-E-205.**

La corriente de pentanos que se alimenta por la parte inferior de la torre de lavado (figura 62 y 63) se pone en contracorriente con agua que viene de calderas. Por el fondo de la torre sale una corriente de agua acida, que se envía al drenaje pluvial sin ningún tipo de tratamiento, obteniéndose por el domo una corriente de C5 que se acumula en el tanque 02-F-201 para ser bombeada después a la torre de reacción principal.



**Figura 62. Diagrama de flujo de la torre de lavado 02-E-201.**

Antes de que la corriente entre por el fondo del reactor principal la corriente de C5 se une con metanol tratado de la torre recuperadora de metanol, esta corriente se filtra y se calienta. A la salida del reactor se tiene una mezcla de TAME y C5/metanol que no reaccionaron, estos se separan del catalizador en filtros y se enfrían para pasar al reactor terminal.

La corriente a la salida del domo del segundo reactor se filtra nuevamente, se envía al tren de precalentamiento que intercambia calor con los fondos de la fraccionadora de TAME. En la torre fraccionadora se obtiene la corriente de TAME por el fondo y se enfría antes de ser enviada a almacenamiento. Al mismo tiempo, por el domo se tiene la mezcla de C5 y metanol que se enfrían en los condensadores y se acumulan en el tanque 02-F-202. A la salida de este tanque la corriente se divide para ser enviada una parte como reflujo y otra al reactor terminal, la corriente a la salida del reactor es enviada a la torre lavadora de metano.

La corriente que se envía a lavado se enfría previamente, se filtra y se manda a un enfriador nuevamente. La mezcla fría de C5 y metanol se alimenta a la torre de lavado con la finalidad de separar la corriente de pentanos de la de metanol. En esta torre se lava a los pentanos con agua.

Por el domo de la torre sale la corriente de pentanos que se envía al almacén y por el fondo sale agua con metanol que se recupera en la torre recuperadora de metanol. Los efluentes de agua de la torre de lavado en la planta MTBE, de la torre de lavado en la planta de TAME y del tanque acumulador 02-F-209 (figura 64) se unen en un cabezal que se desfoga en el drenaje pluvial sin previo tratamiento (figura 65). El agua utilizada para los lavados es agua con valor agregado por los procesos de desmineralización y de calentamiento en calderas por lo que resulta atractivo su estudio y ubicación.



**Figura 63. Torre lavadora 02-E-201**



**Figura 64. Descarga de agua de lavado al drenaje pluvial**



**Figura 65. Tanque acumulador de la torre 02-E-201**

### 3.13 PLANTA DE ALQUILACIÓN

La capacidad de diseño es de 93.57 m<sup>3</sup>/h (14,125 MBD) de tratamiento de Olefinas (propileno y butenos) provenientes de las Fraccionadoras 1 y 2, isobutenos proveniente de las fraccionadoras de Hidrocarburos, y refinado C4 de MTBE, siendo este último una mezcla de Hidrocarburos que contienen Butadieno y 1-Buteno.

El proceso de alquilación tiene como principal objetivo obtener producto alquilado (gasolina alquilada de alto octanaje), con ayuda de ácido fluorhídrico, como catalizador; la combinación de olefinas como: propeno, buteno ó pentenos con isobutano en presencia del catalizador, generar un producto en el rango de ebullición de la gasolina (producto alquilado).

Antes de enviarse a alquilación la corriente de alimentación, es pretratada en la Unidad Hydrison por medio de una reacción en donde se lleva a cabo la conversión de butadieno a buteno y la isomerización de 1-Buteno a 2-Buteno, obteniendo entonces olefinas. En este proceso los hidrocarburos que son demasiado ligeros y muy volátiles para usarse en la gasolina son químicamente combinados ó unidos para generar un producto en el rango de ebullición de la gasolina (alquilado), por lo tanto la carga de olefinas a la planta de Alquilación será de butenos (butilenos), propeno (propileno) y posiblemente pentenos (amilenos) que se producen en diferentes plantas de la refinería. La carga de olefinas, butadieno y la carga fresca es secada por pasos en los secadores.

Parte del isobutano requerido por el proceso estará contenido en la corriente de alimentación de olefinas y el restante será suministrado por otras fuentes para balancear el requerimiento total de isobutano y olefinas a la planta de Alquilación. La corriente se alimenta al reactor principal junto con ácido fluorhídrico que actúa como catalizador para la reacción de unión de olefinas con isobutano y así obtener el producto alquilado. El ácido forma parte en la reacción pero, al completarse la reacción se libera y puede usarse nuevamente. La presencia de un exceso de ácido es necesaria antes de que la olefina y el isobutano se combinen para formar el alquilado. Como producto de la reacción se tiene el ácido fluorhídrico diluido en agua y el aceite soluble en el ácido, esto se conoce como ASA.

La sosa se recibe a un 50% de concentración para su dilución al 5% en un tanque de donde se envía al lavado, empleando agua de servicios, para su dilución (114.7 m<sup>3</sup>/h de manera intermitente). La salida del lavador cáustico de ASA es enviada a la unidad de recolección de tratamiento de agua de desecho con cloruro de calcio del tanque de recolección para su envío a fosa de neutralización



y precipitación, y una vez neutralizada se derrama al registro de drenaje aceitoso y posteriormente a tratamiento de efluentes de la Refinería. Esta agua neutralizada tiene un flujo continuo de aproximadamente 12.6 m<sup>3</sup>.

El ácido ocupado en la reacción es regenerado, en la torre de regeneración una parte del ácido se pierde en la rectificación (rectificación de butano) ó en el fraccionamiento (Torre Fraccionadora). El ácido fluorhídrico también se pierde en el sistema en forma de fluoruros orgánicos los cuales se generan como componentes estables con el propano, butano y alquilado. Este proceso se lleva a cabo en varios pasos como extracción de isobutano, acumulador de la fraccionadora, agotador de HF, absorbedor de gas de venteo, y se cuenta con un sistema de tratamiento de productos como son: los defluorinadores de propano, tratador de KOH de propano, defluorinadores de butano, tratador de KOH de butano. En la figura 66 se muestra el diagrama de flujo simplificado de la torre regeneradora DA-303.

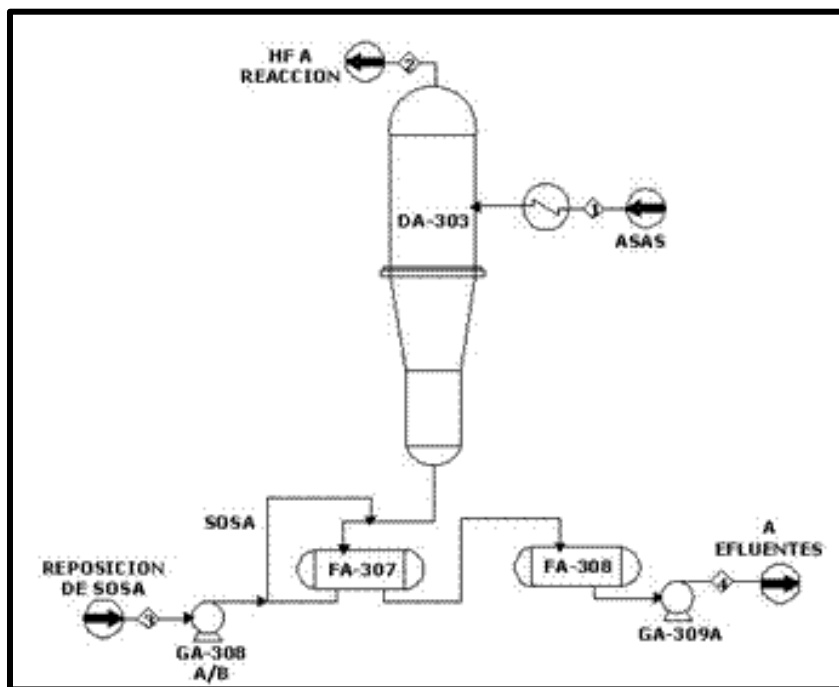


Figura 66. Diagrama de flujo de la torre regeneradora DA-303.

## **4. TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL GENERADA EN LAS PLANTAS DE PROCESOS**

### **4.1 AREA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES**

El agua de proceso, es definida como vapor o agua utilizada directamente en los procesos como materia prima. El agua residual generada en plantas de proceso, tienen varias fuentes, como el uso de vapor o agua como parte del proceso, por lavado de equipo o por la generación de condensados limpios o aceitosos, estos dos ultimo tipos de fuente no son contemplados, debido a que son efluentes que no se han generado por su intervención directa en el proceso.

Las plantas generan una gran variedad de agua residual, los principales efluentes de proceso en la refinería son agua amarga, salmuera y agua congénita, además de agua de lavado de MTB y TAME y agua neutralizada de alquilación; de los cuales el agua amarga tiene un tratamiento previo antes de ser enviada al área de efluentes, la salmuera es enviada a un separador de grasa y aceite tipo API ubicado en la PP-2 para posteriormente ser enviada al área de efluentes y el agua congénita es enviada directamente al área de efluentes sin tratamiento previo.

El agua amarga es agua de proceso que contiene ácido sulfhídrico, amoníaco, fenoles, hidrocarburos y compuestos de azufre de bajo peso molecular. Se produce al absorber el vapor fracciones de hidrocarburos durante la destilación, en la regeneración de catalizador o al absorber el vapor ácido sulfhídrico durante el hidrotratamiento y el hidroacabado. También se genera por la adición de agua a procesos para absorber ácido sulfhídrico y amoníaco.

El agua desflemada se obtiene del tratamiento en las plantas de agua amarga, está a comparación del agua amarga contiene una menor concentración de sulfuros, nitrógeno amoniacal y fenoles, una parte es enviada a las desaladoras y otra parte al área de efluentes.

La salmuera es generada en el proceso de desalado en las plantas primarias, contiene sales, nitrógeno amoniacal y fenoles.

El agua congénita está asociada al crudo, se obtiene al separarse del crudo cuando este se encuentra en los tanques de almacenamiento, contiene sales y fenoles.

En el área de efluentes se recibe el agua residual de procesos por medio del drenaje aceitoso en los cárcamos receptores además de agua de purgas de torres

de enfriamiento, condensados de vapor, fugas de agua de servicios y contraincendio, agua de lluvia, etc. por medio del drenaje pluvial.

Del cárcamo receptor se envía el agua proveniente del drenaje aceitoso y pluvial a la planta de tratamiento de efluentes con las características que se muestran en la tabla 4.

**Tabla 4. Especificación de la corriente de alimentación a Planta de tratamiento de Efluentes.**

<b>Características de la corriente de agua alimentada a Efluentes.</b>	
pH	6-9
H <sub>2</sub> S	0.3 ppm
NH <sub>3</sub>	0.5 ppm
Fenol	0.25 ppm

El área de tratamiento de efluentes esta diseñada para remover principalmente hidrocarburo, grasas y aceites y cumplir con la legislación para la descarga del agua residual en el cuerpo receptor, en este caso en el mar. La descarga de agua residual en el cuerpo receptor debe cumplir con los límites máximos permisibles de la NOM-001-SEMARNAT-1996.

## **4.2 PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA**

### **4.2.1 PROCESO DE DESORCIÓN DE AGUA AMARGA**

A primera vista, la desorción de agua amarga es un proceso simple en que, o bien vapor externo, vapor generado por una caldera, o incluso un vapor de hidrocarburo se utiliza para cambiar el equilibrio de la reacción química calentando el agua amarga. El vapor de desorción es el "solvente gaseoso" que se utiliza para eliminar y llevar el amoníaco y H<sub>2</sub>S fuera del sistema. Es decir, la aplicación de calor genera vapor de desorción en el interior (lo que es equivalente a alimentar vapor vivo o gas de arrastre) y la eliminación del amoníaco, H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> del agua a través de:

- El calentamiento del agua amarga alimentada al punto de ebullición
- Reacciones químicas reversibles

- La dilución de la presión parcial de los gases despojados por suministro de un exceso de vapor

El vapor vivo puede ser utilizado como un agente de separación ya sea solo o en conjunción con un intercambiador de calor convencional, y el agua adicional añadida por el condensado es simplemente el agua de la refinería. La cantidad típica de vapor saturado utilizado en el proceso de desorción está en el intervalo 1.0-1.5 libras a 50 psig por galón de agua amarga.

Concentraciones de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  altas requieren más vapor de desorción. La solubilidad de  $\text{H}_2\text{S}$  se basa en la presencia de amoníaco, la concentración molar de  $\text{H}_2\text{S}$  muy rara vez supera la de amoníaco, por lo general sólo en sistemas diluidos. Por lo general la relación molar de  $\text{H}_2\text{S}$  y amoníaco es de 0.5-0.8 en el agua desflemada de una refinería típica. Los niveles de amoníaco en el agua suelen estar determinadas por las condiciones de proceso, y pueden ser especificadas por el constructor y por el operador del proceso.

Las columnas de platos han sido históricamente utilizadas en desorbedores de agua amarga, pero las columnas de relleno aleatorio están empezando utilizarse en unidades de procesamiento. Las columnas de platos con válvulas fijas se han reportado de poseer mayor resistencia a la suciedad, debido a que la velocidad horizontal impartida cuando el gas deja cada válvula tiende a limpiar el área cerca de la válvula. Las especificaciones del desorbedor de agua amarga para la remoción de  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  pueden ser altamente dependientes de la planta de proceso donde la unidad está instalada y los requisitos para la descarga del agua desflemada. El  $\text{NH}_3$  es más difícil de remover que el  $\text{H}_2\text{S}$ , y el objetivo de remoción de  $\text{NH}_3$  es de 30-80 ppm en peso en agua desflemada y de 0.1 ppm en peso de  $\text{H}_2\text{S}$ . Las columnas de desorción de aguas amargas en refinerías por lo general cuentan con 35-45 platos reales, en general la eficiencia de remoción en los platos es alrededor de 25 hasta 45% y la remoción de la columna de desorción es de 90 a 95 %.

### **4.3 PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA EN LA REFINERÍA DE ESTUDIO**

#### **4.3.1 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA EN PP-1**

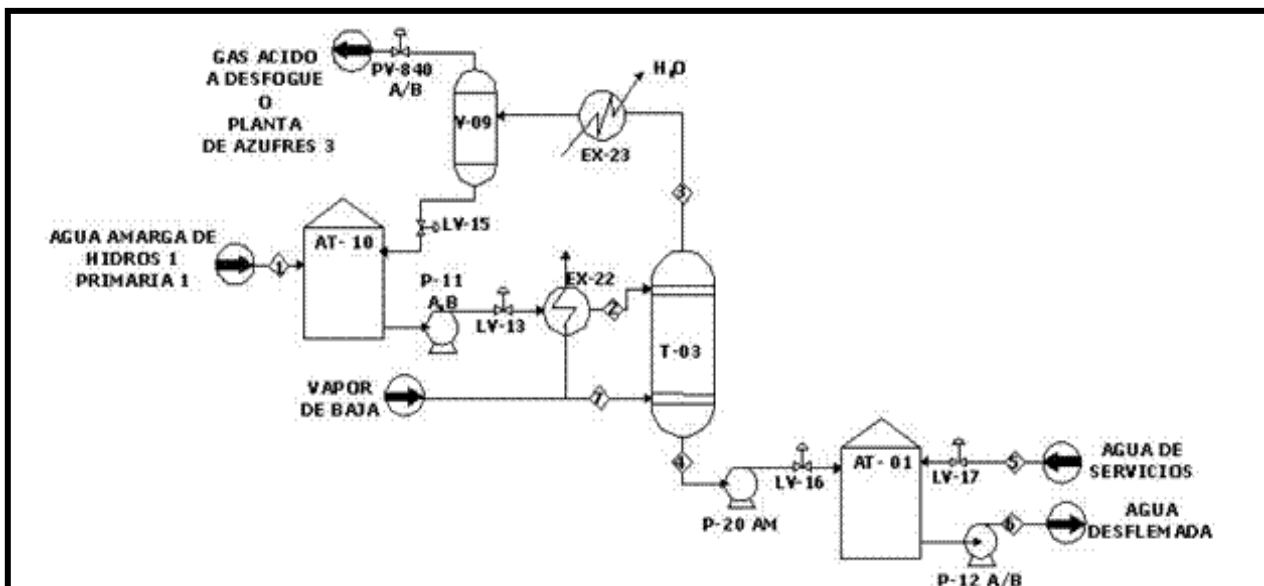
La planta de tratamiento de aguas amargas en la PP1 está diseñada para procesar 33.12 m<sup>3</sup>/h (5000 BPD) de agua amarga, mediante el agotamiento de la corriente con vapor de baja presión. La planta de tratamiento tiene por objetivo eliminar sulfuros, nitrógeno amoniacal y fenoles en una torre empacada, con anillos rashing de 2 pulgadas de acero al carbón, obteniendo gases ácidos ( $\text{SO}_x$  y

NO<sub>x</sub> principalmente) por el domo de la torre, que posteriormente serán enfriados y separados, para que finalmente sea conducido a la planta de recuperación de Azufre 3 ó al cabezal de desfogue de la planta; el agua que ha sido tratada y ha salido por el fondo de la torre, recibe el nombre de agua desflemada y es utilizada como agua de proceso para el desalado del crudo.

En la planta es tratada el agua amarga generada en la planta PP-1 y en la Hidrodesulfuradora No. 1; el agua es acumulada en el tanque de balance de aguas amargas AT-10, el tanque cuenta con un sistema de separación de hidrocarburos ligeros, que hayan sido arrastrados con el agua amarga, enviándose al drenaje aceitoso para su recuperación en el área de efluentes. Del tanque AT-10 el agua amarga se envía hacia la Torre Agotadora de Aguas Amargas T-03; cabe señalar que en caso de que la torre agotadora de aguas amargas salga de operación, la descarga de la bomba de alimentación al agotador se envía a la planta de aguas amargas de PP-2. El agua amarga que se manda a tratamiento es aproximadamente de 17.51 m<sup>3</sup>/h, este flujo primeramente es alimentado al intercambiador aumentando su temperatura de 38°C a 112.7°C, para después entrar por el domo de la torre agotadora. La torre opera a 0.563 kg/cm<sup>2</sup>, 112.7°C en el domo y en el fondo a 0.634 kg/cm<sup>2</sup> y 113.3°C.

El agua amarga entra a contracorriente con una corriente de vapor alimentada por el fondo, ésta proporciona la carga térmica requerida por la torre de agotamiento, así como el medio de calentamiento. Por la parte del fondo de la torre, se obtiene agua desflemada a 113.6°C, de donde es succionada por la bomba hacia el tanque de almacenamiento de agua desflemada AT-01. Por la parte del domo de la torre a la salida de los gases ácidos generados, durante el proceso de agotamiento, se encuentra un enfriador, para reducir la temperatura de los gases de 112.7°C a 38°C; la corriente saliente del intercambiador, se envía al tanque acumulador de agua amarga V-09 donde se separan los líquidos condensados y el agua amarga arrastrada, de los gases incondensables, los que posteriormente se envían a la planta de Azufre 3 o al cabezal de desfogue. En la figura 67 se muestra el diagrama de la planta de Agua Amarga de la PP-1 con las condiciones de diseño.

En la tabla 5, se muestran las condiciones de operación de la torre de agotamiento de la planta de agua amarga de la PP-1.



Planta de tratamiento de agua amarga en PP-1							
Corriente	1 Agua Amarga	2 Agua Amarga	3 Vapores Ácidos	4 Agua Desflemada	5 Agua de servicios	6 Agua desflemada	7 Vapor de agotamiento
Flujo m <sup>3</sup> /h (bls/día)	33.12 5000	33.12 5000	493.51 ---	33.12 5000	33.12 5000	33.12 5000	59.38 ---
Temperatura °C	38	108.3	112.7	113.3	38	70	147.61
Presión Kg/cm <sup>2</sup>	1.1	6.5	0.563	0.634	1.03	23.27	3.5
H <sub>2</sub> S mg/L	2600	2600	---	5	---	>5	---
NH <sub>3</sub> mg/L	1800	1800	---	25	---	>25	---
Fenol mg/L	110	110	---	---	---	---	---

Figura 67. Diagrama de flujo de la Planta de Tratamiento de Agua Amarga en la PP-1 a condiciones de diseño.

**Tabla 5. Datos de operación obtenidos de la planta de agua amarga de PP-1**

Datos de Operación de Planta de Agua Amarga de PP-1				
Corriente	Agua Amarga a agotador	Vapor de baja	Gas Ácido	Agua Desfleada
Flujo m <sup>3</sup> /h (bls/día)	17.51 2643.31	2.10 ---	2.1 ---	17.51 2643.31
Temperatura °C	88	147.6	112.7	105.8
Presión kg/cm <sup>2</sup>	6.5	3.5	0.563	0.634
H <sub>2</sub> S mg/L	933	---	---	10.4
NH <sub>3</sub> mg/L	1762	---	---	80
Fenoles mg/L	997	---	---	4.27

La torre de agotamiento de la planta de tratamiento de agua amarga tiene un diámetro interno de 0.914 m y una altura de 9.753 m, la altura de la cama es de 4.877 m (16 ft). En la figura se muestra el tanque acumulador de agua desfleada y la torre de agotamiento de la planta de tratamiento de agua amarga.



**Figura 68. Tanque acumulador de agua amarga AT-10.**



**Figura 69. Torre agotadora de agua amarga T-03.**

#### **4.3.2 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA EN PP-2**

La planta de tratamiento de aguas amargas en PP2 está diseñada para procesar 89.13 m<sup>3</sup>/h (13,454 bls/día) de agua amarga. El agua amarga de los tanques AFA-9, AFA-51 y L.B. de Hidros-2 y de Azufre 1 y 2 se recolecta en el tanque de balance de aguas amargas AFA-82. Este tanque recupera hidrocarburos y los envía al drenaje aceitoso; el agua amarga se envía a la torre agotadora de aguas amargas ADA-81 por medio de la bomba, a una presión de 5.52 kg/cm<sup>2</sup> y una razón de 72.62 m<sup>3</sup>/h. Cuando la torre agotadora sale de operación envía el agua a cualquiera de las otras plantas de tratamiento de agua amarga.

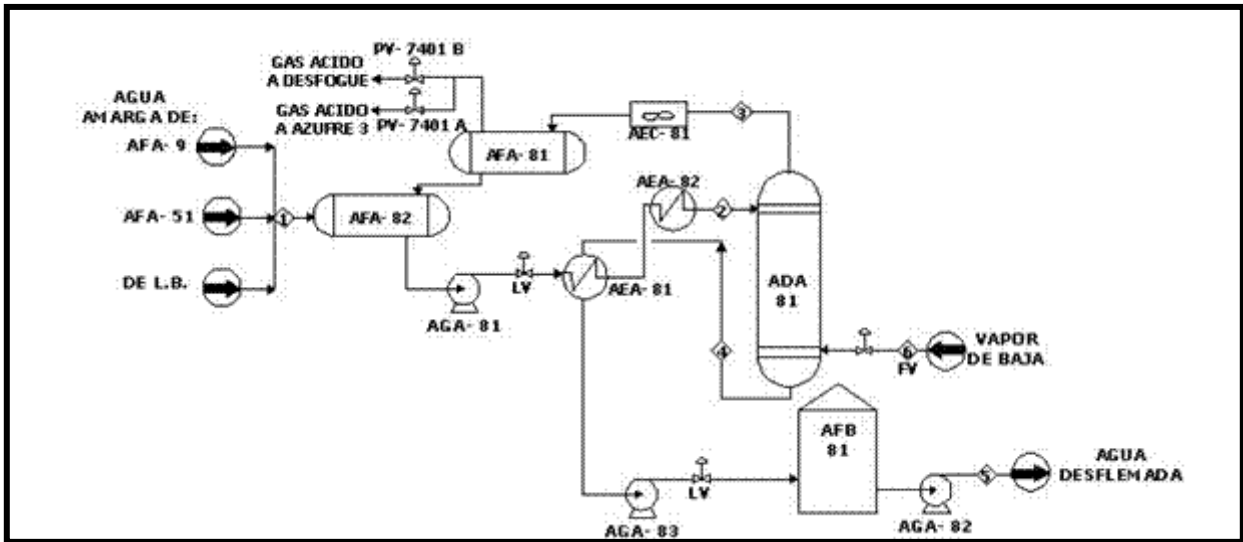
El agua pasa a través del calentador de alimentación/fondo torre, en el que la temperatura aumenta de 55°C a 102°C y después incrementa su temperatura en el precalentador hasta 122°C.

El agotador de aguas amargas incluye 2 camas de empaque de silletas cerámico tipo Berl Saddles de 2 pulgadas, el domo de la torre opera a 1.3 kg/cm<sup>2</sup> y 118°C y el fondo a 1.8 kg/cm<sup>2</sup> y 126°C; la carga térmica requerida por la torre de agotamiento de aguas amargas la provee el vapor de baja presión a 3.5 kg/cm<sup>2</sup>. De la línea de fondo del agotador la corriente de agua desflemada es tomada por la bomba para enviarla al tanque de agua desflemada AFB-81, donde se almacena como agua para el desalado.

La corriente del domo de la torre ADA-81 se enfriara en el soloaire y se separa de la corriente líquida que arrastra en el tanque AFA-81. La corriente de gas ácido se enviará a desfogue por control de la válvula de presión y otra parte se envía a la Planta de Azufre 3 por control de la válvula de presión. En la figura 70, se muestra el diagrama de flujo de la planta de tratamiento de agua amarga de la PP-2 con sus condiciones de diseño.

En la tabla 6 se muestra las condiciones de operación y las características de las corrientes de entrada y salida de la torre agotadora de la planta de agua amarga de la PP-2.





Planta de tratamiento de agua amarga en PP-2						
Corriente	1 Agua Amarga	2 Agua amarga	3 Vapores Ácidos	4 Agua Desflemada	5 Agua Desflemada	6 Vapor de Agotamiento
Flujo m <sup>3</sup> /h (bls/día)	89.13 13454	89.13 13454	2297.51 ---	89.13 13455	89.13 13455	82.52 ---
Temperatura °C	56	122	118	125	68	147.61
Presión Kg/cm <sup>2</sup>	1.73	5.6	1.3	1.8	24.73	3.5
H <sub>2</sub> S mg/L	19700	19700	---	5	>5	---
NH <sub>3</sub> mg/L	11100	11100	---	25	>25	---
Fenol mg/L	95	95	---	---	---	---

**Figura 70. Diagrama de flujo y balance de la Planta de Tratamiento de Agua Amarga en la PP-2 a condiciones de diseño.**

**Tabla 6. Datos de operación obtenidos en la planta de agua amarga de PP-2**

<b>Datos de Operación de la Planta de Agua Amarga de PP-2</b>				
<b>Corriente</b>	<b>Agua Amarga a agotador</b>	<b>Vapor de baja</b>	<b>Gas Ácido</b>	<b>Agua Desflemada</b>
Flujo m <sup>3</sup> /h (bls/día)	72.62 10962.72	7.55 ---	7.27 ---	71.14 10962.72
Temperatura °C	98	147.6	118	68
Presión kg/cm <sup>2</sup>	5.52	3.5	1.3	3.5
H <sub>2</sub> S mg/L	5020	---	---	20
NH <sub>3</sub> mg/L	10460	---	---	850
Fenoles mg/L	5500	---	---	---

El diámetro interno de la torre de agotamiento es de 1.981 m y su altura es de 14.16 m y cuenta con dos camas de 3.048 m (10 ft) de altura cada una. En la figura se muestra el tanque acumulador de agua amarga y la torre de agotamiento de agua amarga.



**Figura 71. Tanque acumulador de agua amarga AFA-82.**



**Figura 72. Torre agotadora de agua amarga ADA-81.**

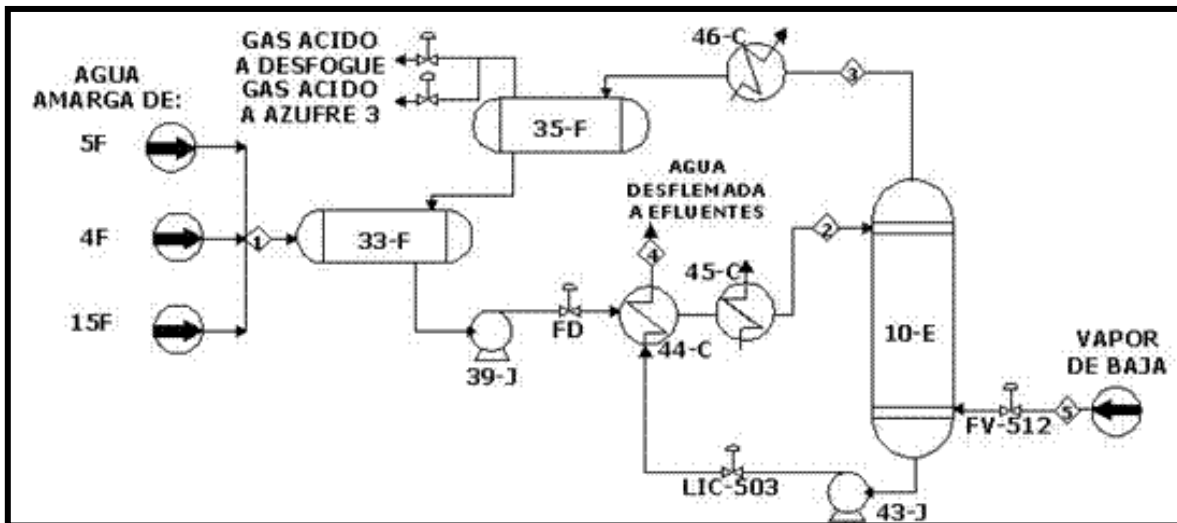
### **4.3.3 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA EN FCC-1**

La planta de tratamiento de aguas amargas ubicada en la planta FCC-1 está diseñada para procesar 33.12 m<sup>3</sup>/h (5000 BPD) de agua amarga, mediante un sistema de agotamiento, el cual se lleva a cabo en la torre agotadora 10-E, la cual cuenta con una cama empacada de anillos rashing de 2 pulgadas de acero al carbón, la torre opera en el domo a 1.05 kg/cm<sup>2</sup>, 105.5°C y en el fondo a 0.914 kg/cm<sup>2</sup> y 115.5°C.

El flujo de agua procesada en ésta planta es de 25.7 m<sup>3</sup>/h, el agua separada en los diferentes acumuladores de la FCC-1, éstas aguas son almacenadas en el tanque de balance 33-F. Este tanque cuenta con sistema de separación de hidrocarburos ligeros, los cuales son enviados al drenaje aceitoso, para su recuperación en el área de efluentes. El agua amarga se envía a la torre agotadora; cuando la torre agotadora de sale de operación, la descarga de la bomba es dirigida a la planta de aguas amargas de PP-2.

El agua alimentada a la torre primero pasa por el calentador de alimentación y posteriormente pasa al precalentador. El agua amarga sale del sistema de calentamiento y es alimentada por el domo de la torre a contra corriente con una corriente de vapor, el cual provee la carga térmica requerida por el sistema, así como el medio de calentamiento.

Del fondo de la torre agotadora se obtiene el agua desflemada que es succionada por la bomba 43-J y es enviada al intercambiador 44-C, para poder ser descargada al drenaje aceitoso. Los gases ácidos que se obtienen por el domo de la torre son alimentados a un intercambiador, en donde se les disminuye la temperatura y posteriormente son enviados al tanque separador 35-F el cual opera, en el tanque se separan los líquidos condensados y arrastrados de los vapores ácidos, los cuales son enviados a la Planta de Azufre 3 o al cabezal de desfogue. En la figura 73 se ilustra el diagrama para la Planta de Tratamiento de Agua Amarga en FCC-1 con los datos de diseño.



Planta de tratamiento de agua amarga en FCC-1					
Corriente	1 Agua Amarga	2 Agua Amarga	3 Vapores Ácidos	4 Agua Desflejada	5 Vapor de agotamiento
Flujo m <sup>3</sup> /h (bls/día)	33.12 5000	33.12 5000	2.76 ---	33.12 5000	35.91 ---
Temperatura °C	56	102.3	105.5	105.7	380
Presión Kg/cm <sup>2</sup>	1.73	6.5	1.05	---	18.5
H <sub>2</sub> S mg/L	25000	25000	---	5	---
NH <sub>3</sub> mg/L	14000	14000	---	25	---
Fenol mg/L	150	150	---	---	---

**Figura 73. Diagrama de flujo y balance la Planta de Tratamiento de Agua Amarga en la FCC-1 a condiciones de diseño.**

El diámetro interno de la torre de agotamiento es de 1.2 m y su altura es de 9.44 m, la altura de la cama es de 4.877 m (16 ft).

En la tabla 7, se muestra las condiciones de operación y las corrientes de la torre de agotamiento de la planta de tratamiento de agua amarga de la FCC-1.

**Tabla 7. Datos de operación obtenidos en la planta de agua amarga en FCC-1**

<b>Datos de Operación de Planta de Agua Amarga de FCC-1</b>				
<b>Corriente</b>	<b>Agua Amarga a agotador</b>	<b>Vapor de baja</b>	<b>Gas Ácido</b>	<b>Agua Desfleada</b>
Flujo m <sup>3</sup> /h (bls/día)	25.7 3879.67	7.84 ---	7.37 ---	25.7 3879.67
Temperatura °C	102.3	147.6	105.5	115.4
Presión kg/cm <sup>2</sup>	6.5	3.5	1.05	---
H <sub>2</sub> S mg/L	20973	---	---	464
NH <sub>3</sub> mg/L	21030	---	---	362
Fenoles mg/L	238	---	---	159

#### **4.3.4 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA EN FCC-2**

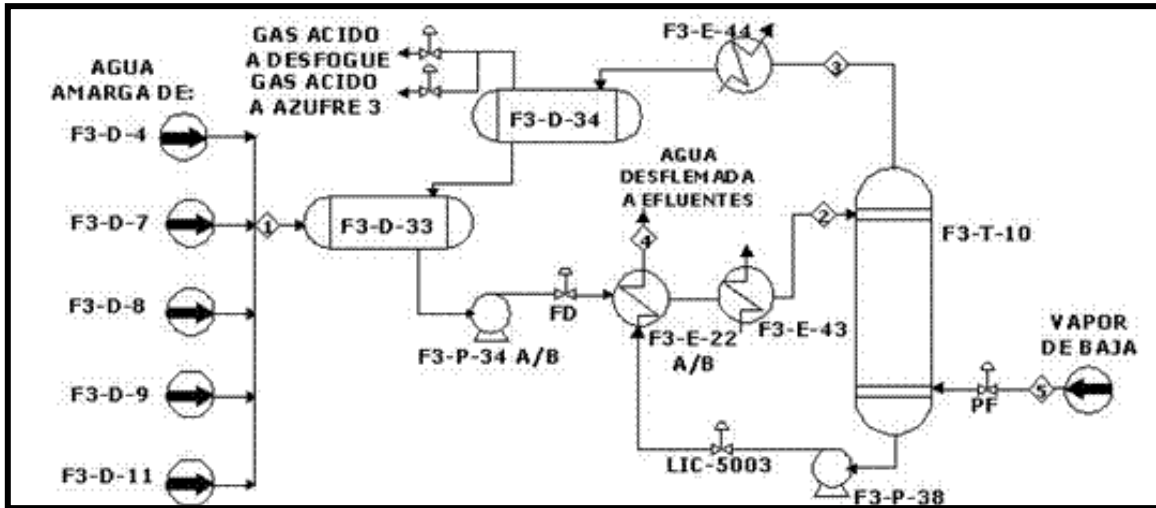
La planta de tratamiento de aguas amargas en FCC-2 está diseñada para procesar 46.37 m<sup>3</sup>/h (7000 BPD) de agua amarga.

La planta viscorreductora y los tanques F3D-4, F3D-7, F3D-8 de la Planta Catalítica 2 envían agua amarga a la planta de tratamiento. Esta se recolecta en el tanque de balance de aguas amargas F3-D-33, donde se separan hidrocarburos que son enviados al drenaje aceitoso para su recuperación en el área de efluentes. Del tanque F3-D-33, el agua amarga rica en H<sub>2</sub>S y NH<sub>3</sub> se envía a la torre Agotadora de aguas amargas F3-T-10 a razón de 25.71 m<sup>3</sup>/h; cuando la planta sale de operación el agua se envía a la planta de aguas amargas de PP-2.

El flujo de alimentación pasa por un intercambiador en donde incrementa su temperatura, pasando posteriormente al precalentador (cuyo calentamiento por lado de tubos es con vapor de baja presión) para alcanzar las condiciones de operación del agotador F3-T-10; el agotador consta de una cama de empaque de anillos rashing de 2 pulgadas de acero al carbón. La torre opera en el domo a 0.914 kg/cm<sup>2</sup> y 112°C y en el fondo a 0.949 kg/cm<sup>2</sup> y 119.3°C. La carga térmica requerida por la torre de agotamiento de aguas amargas la provee el vapor de baja presión de 3.5 kg/cm<sup>2</sup>.

Del fondo de la torre agotadora se obtiene el agua desfleada. Esta corriente es enviada al intercambiador para ser enfriada y enviada finalmente al drenaje aceitoso.

En la parte superior de la columna se encuentra un enfriador de tubos y coraza para enfriar los vapores de la desorción, los cuales son enviados al tanque separador de agua-gas residual F3-D-34 donde se separa el agua amarga que arrastraron los vapores ácidos. Y el gas ácido separado se enviará a desfogue por la válvula de control de presión. En condiciones normales el gas ácido se envía a la planta de Azufre 3 por control de presión de la válvula. En la figura 74, se muestra el diagrama de flujo y el balance de la planta de tratamiento de agua amarga de la FCC-2 a condiciones de diseño.



Planta de tratamiento de agua amarga en FCC-2					
Corriente	1 Agua amarga	2 Agua Amarga	3 Vapores ácidos	4 Agua Desflejada	5 Vapor de agotamiento
Flujo m <sup>3</sup> /h (bls/día)	46.37 7000	46.37 7000	777.68 ---	46.37 7000	13.25 ---
Temperatura °C	43.27	122	112.7	119.3	147.6
Presión kg/cm <sup>2</sup>	1.73	6	0.914	---	3.5
H <sub>2</sub> S	26000	26000	---	5	---
NH <sub>3</sub>	14000	14000	---	25	---
Fenol	150	150	---	---	---

Figura 74. Diagrama de flujo y balance de la Planta de Tratamiento de Agua Amarga FCC-2 a condiciones de diseño.

En la tabla 8, se muestran los datos de operación y las corrientes de la torre de agotamiento de la planta de agua amarga de la FCC-2.

**Tabla 8. Datos de operación obtenidos en la planta de tratamiento de agua amarga de la FCC-2**

<b>Datos de Operación de Planta de Agua Amarga de FCC-2</b>				
<b>Corriente</b>	<b>Agua Amarga a agotador</b>	<b>Vapor de baja</b>	<b>Gas Ácido</b>	<b>Agua Desfleada</b>
Flujo m <sup>3</sup> /h (bls/día)	25.71 3881.18	6.58 ---	6.58 ---	25.71 3881.18
Temperatura °C	70	147.6	---	70
Presión kg/cm <sup>2</sup>	6.5	3.50	---	---
H <sub>2</sub> S mg/L	18867	---	---	45
NH <sub>3</sub> mg/L	35895	---	---	226
Fenoles mg/L	205	---	---	---

El agotador de agua amarga tiene un diámetro interior de 1.2 m y una altura de 12.802 m, la altura de la cama es de 5.486 m (18 ft) y la torre tiene una capacidad de 11.8 m<sup>3</sup>. En la figura se muestra el tanque acumulador y la torre agotadora de agua amarga.



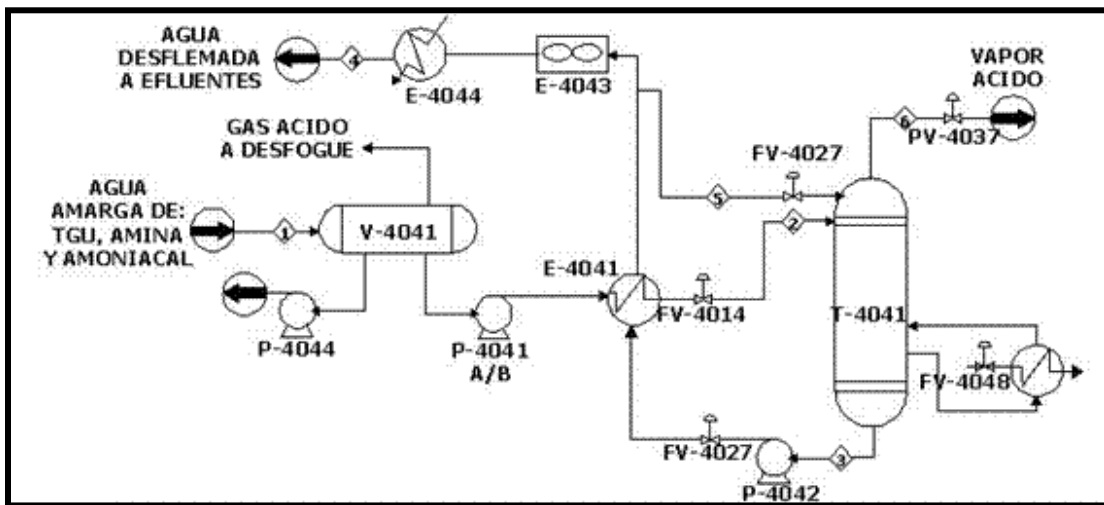
**Figura 75. Tanque acumulador de agua amarga F3-D-33.**



**Figura 76. Torre agotadora de agua amarga F3-T-10.**

### 4.3.5 PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS EN AZ-3

La planta de tratamiento de aguas amargas en Planta Azufre 3 está diseñada para procesar 7 m<sup>3</sup>/h (1056 BPD) de agua amarga. El agua amarga de las unidades de tratamiento de gas TGU, AMINA Y AMONIACAL se envía a esta planta, esta se recolecta en el tanque de balance de aguas amargas V-4041. En este tanque se separa una corriente de hidrocarburos que es enviada al drenaje aceitoso. Del tanque V-4041, el agua rica en amina y amoniacal sulfuros y fenoles se envía a la torre agotadora. El agua amarga pasa a través del calentador de alimentación/fondo de la torre agotadora, en el que la temperatura aumenta antes de entrar al domo del agotador de aguas amargas. En la imagen 77 se muestra el diagrama de la planta de tratamiento de agua amarga de la planta AZ-3.



**Figura 77. Diagrama de flujo de la Planta de Tratamiento de Agua Amarga de Azufre 3.**

El agotador de aguas amargas incluye una cama de empaque de anillos cerámico tipo Berl saddles de 2 pulgadas y una altura de 3.048 m. La torre opera en el domo a 1.2 kg/cm<sup>2</sup>, y 122.3°C, mientras que el fondo a 0.88 kg/cm<sup>2</sup> y 124°C. La carga térmica requerida por la torre de agotamiento de aguas amargas la provee el rehervidor de agua amarga E4048, que usa vapor de baja presión a 3.5 kg/cm<sup>2</sup> como medio de calentamiento.

De la línea de fondo del agotador la corriente de agua desflejada va a una al calentador, después pasa al soloaire y al enfriador. El agua desflejada es enviada para tratamiento final a efluentes.

La planta se encuentra fuera de operación al igual que la planta de Azufre-3 hace 6 años, por lo que la corriente que se trataba en esta planta se envía a la planta de tratamiento de agua amarga de la PP-2.



## **5. TECNOLOGIAS PARA LA ELIMINACION DE CONTAMINANTES EN AGUA AMARGA**

El tipo y grado de tratamiento depende de la fuente y uso que se le pretende dar al agua. El tratamiento impropio del agua para uso industrial puede causar problemas como la corrosión, la formación de incrustaciones, la reducción de la transferencia de calor en los intercambiadores, la reducción del flujo de agua y la contaminación de productos. Estos efectos causan la disminución de la productividad de los equipos o fallos en los mismos, el incremento de los costos energéticos debido a la utilización ineficaz del calor o del enfriamiento, el aumento de los costos por bombeo de agua y el deterioro del producto. El tratamiento eficaz del agua a un costo mínimo para uso industrial es un área muy importante para el tratamiento de agua.

En el diseño y la operación de una instalación de tratamiento de agua deben tenerse en cuenta numerosos factores. Estos incluyen los siguientes:

- El requerimiento de agua
- La cantidad y calidad de las fuentes de agua disponibles
- El uso secuencial del agua (los usos sucesivos para aplicaciones que requieren progresivamente más baja calidad de agua)
- El reciclaje de agua
- Las normas de descarga

Los contaminantes contenidos en los efluentes de agua generada en plantas de proceso de refinerías son generalmente hidrocarburos, materiales disueltos, sólidos en suspensión, fenoles, amoníaco, sulfuros y otros compuestos.

Los hidrocarburos, grasas y aceites contenidos en los efluentes generados en las plantas de proceso son separados, obteniendo un efluente aceitoso, este se envía al área de efluentes.

Al eliminar los hidrocarburos, grasas y aceites de los efluentes de agua generada en plantas de proceso, se tiene como principal contaminante sulfuros, nitrógeno amoniacal y fenoles, además de un contenido salino y de emulsión en el caso del agua de desalado.

Estos contaminantes son tratados por métodos fisicoquímicos tales como desorción con solventes y oxidación avanzada.

## 5.1 DESORCIÓN CON SOLVENTES

A diferencia de algunos procesos en la industria de la refinación de petróleo, las plantas de tratamiento de Aguas Amargas no siempre reciben un flujo y una composición constante. Cualquier desperdicio soluble que sea generado en forma continua o intermitente será enviado a tratamiento.

El agua amarga es generada típicamente en las plantas primarias de destilación atmosférica de crudo, destilación a vacío, plantas e hidrotreatmento (HDS), Fluid Catalytic Cracking (FCC), Plantas de hydrocracking, coquizadoras, etc.

Mientras más amargo es el crudo, mayores serán los contaminantes que se adicionan al agua amarga. Típicamente cuando se habla de agua amarga inmediatamente se relaciona con agua y ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ), pero también encontramos amoníaco ( $NH_3$ ), fenol y cianuros. El agua con mayor contenido de  $H_2S$  y  $NH_3$  proviene de las plantas en donde se efectúa algún rompimiento molecular (cracking) ya sea térmico o catalítico como en plantas FCC, HDS, Cokers, Hydrocracking, etc.

Siendo este un proceso muy común dentro de una refinería, nos encontramos en la industria con diferentes esquemas de tratamiento como por ejemplo, agotadores con platos, otros con empaque tipo aleatorio, otros con condensador y acumulador de reflujo, otros con un pumparound en el domo de la columna, otros con rehervidor en el fondo de la columna, otros agotando con vapor, y algunas variaciones en el número de platos así como en la altura de empaque.

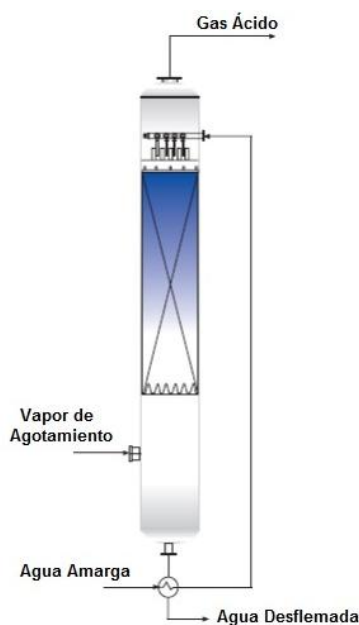
La desorción o agotamiento “stripping”, es la transferencia de un gas (solute) volátil, disuelta en un líquido, a una corriente de gas (disolvente) llamado “vapor de stripping”.

La desorción es la operación utilizada para el tratamiento de los efluentes con altas concentraciones de nitrógeno amoniacal, sulfuros y fenoles, principales características del agua amarga, estas características se observan en la tabla 8.

**Tabla 9. Características generales de efluentes de agua amarga en Refinerías**

Compuesto	Concentración	pH	Densidad
$H_2S$	300 a 12,000 ppm	5.5 a 8	1005 a 920 $Kg/m^3$
$NH_3$	100 a 8,000 ppm		
Fenoles	6 a 50 ppm		

El disolvente con el que se pone en contacto a contracorriente el efluente de agua amarga es vapor, el cual proporciona la carga térmica, separando y arrastrando los compuestos volátiles contenidos en el efluente de agua amarga obteniendo gas amargo en la parte superior de la columna de agotamiento. En el fondo de la columna se obtiene un efluente con un bajo contenido de contaminantes denominado agua desflemada. En la imagen 78, se muestra un esquema de una torre de agotamiento empacada.



**Figura 78. Esquema de una torre empacada de desorción de agua amarga.**

La ventaja de esta operación, es la remoción de más del 95 % de  $H_2S$  y  $NH_3$ . Los fenoles no se desorben fácilmente, el contenido de fenoles eliminado del efluente de agua amarga es de 10 a 50%, en la tabla 10 se observan características de agua desflemada obtenida en por desorción de agua amarga.

**Tabla 10. Características del agua desflemada en Refinerías**

Compuesto	Concentración	pH	Densidad
Sulfuros	1 a 15 ppm	6 a 8	990 a 850 Kg/m <sup>3</sup>
Nitrógeno amoniacal	10 a 25 ppm		
Fenoles	4 a 20 ppm		

## 5.2 PROCESOS DE OXIDACIÓN AVANZADA

La mayoría de los procesos de oxidación avanzada puede aplicarse a la remediación y destoxificación de aguas especiales, generalmente en pequeña o mediana escala. Los métodos pueden usarse solos o combinados entre ellos o con métodos convencionales.

Los procesos de oxidación avanzada se basan en procesos fisicoquímicos capaces de producir cambios profundos en la estructura química de los contaminantes. Los procesos de oxidación avanzada, son procesos que involucran la generación y uso de especies transitorias poderosas, principalmente el radical hidroxilo (HO•). Este radical puede ser generado por medios fotoquímicos (incluida la luz solar) o por otras formas de energía, y posee alta efectividad para la oxidación de materia orgánica. Algunos procesos de oxidación avanzada, como la fotocatalisis heterogénea, la radiólisis y otras técnicas avanzadas, recurren además a reductores químicos que permiten realizar transformaciones en contaminantes tóxicos poco susceptibles a la oxidación, como iones metálicos o compuestos halogenados.

En la tabla 11, se da un listado de los Procesos de oxidación avanzada utilizados en el tratamiento de aguas residuales, clasificados en procesos no fotoquímicos y procesos no fotoquímicos.

**Tabla 11. Procesos de Oxidación avanzada**

<i>Procesos no fotoquímicos</i>	<i>Procesos fotoquímicos</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>•Ozonización en medio alcalino (O<sub>3</sub>/OH<sup>-</sup>)  <math>2 O_3 + H_2O \rightarrow 2 HO^\bullet + 2 O_2 + HO_2^\bullet</math></li> <li>•Ozonización con peróxido de hidrógeno (O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>)  <math>O_3 + H_2O_2 \rightarrow HO^\bullet + O_2 + HO_2^\bullet</math></li> <li>•Procesos Fenton (Fe<sup>2+</sup>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>)  <math>Fe^{2+} + H_2O_2 \rightarrow Fe^{3+} + HO^- + HO^\bullet</math></li> <li>•Oxidación electroquímica  <math>H_2O \rightarrow HO^\bullet + H^+ + e^-</math> ; oxidación  <math>O_2 + 2 H^+ + 2 e^- \rightarrow H_2O_2</math> ; reducción</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>•UV/peróxido de hidrógeno  <math>H_2O_2 + hv \rightarrow 2 HO^\bullet</math></li> <li>•UV/O<sub>3</sub>  <math>O_3 + hv + H_2O \rightarrow H_2O_2 + O_2</math></li> <li>•Foto-Fenton  <math>Fe^{2+} + H_2O_2 \rightarrow Fe^{3+} + HO^- + HO^\bullet</math></li> <li>•Fotocatalisis heterogénea  <math>hv + (CS) \rightarrow e^- + h^+</math>  <math>A + e^- \rightarrow A^-</math>  <math>H_2O + h^+ \rightarrow OH^\bullet + H^+</math></li> </ul>

Los procesos de oxidación avanzada son especialmente útiles como pretratamiento antes de un tratamiento biológico para contaminantes resistentes a la biodegradación o como proceso de tratamiento posterior para efectuar un pulido de las aguas antes de la descarga a los cuerpos receptores.

Para la eliminación sulfuros, el peróxido de hidrógeno ( $H_2O_2$ ) es considerablemente simple y económico. El peróxido puede controlar los sulfuros de dos maneras, dependiendo del uso:

Prevención, proporcionando el oxígeno disuelto que inhibe las condiciones sépticas que conducen a la formación biológica de sulfuros.

Destrucción, oxidando el sulfuro al ion elemental de sulfuros o del sulfato.

La oxidación de sulfuros con peróxido procede diferentemente dependiendo sobre todo del pH de las aguas residuales.

El producto de la oxidación es el sulfuro predominantemente elemental, que aparece como coloide amarillo (oxidación parcial) o un coloide blanco (con la oxidación completa). Si la claridad del efluente es necesaria, el sulfuro se puede quitar por la floculación con un polímero aniónico seguido por la filtración.

La estequiometria llama para 1.0 kg de  $H_2O_2$  por kg de  $H_2S$ , y no es inusual para que las eficacias acerquen a 100%, particularmente cuando las concentraciones de otras sustancias oxidables son bajas.

Cuando el efluente contiene compuestos orgánicos en una concentración demasiado baja para que su recuperación sea rentable, pero es lo suficientemente elevada para constituir una fuente de contaminación importante. Muchos de estos compuestos son altamente tóxicos, refractarios (a la degradación química) y poco biodegradables, por lo que el tratamiento biológico convencional no es factible.

Este es el caso de los compuestos fenólicos, estas corrientes son especialmente dañinas, pues repercuten sobre la flora de las plantas tradicionales de tratamiento biológico de las aguas, afectando a su funcionamiento. Además, si el agua conteniendo fenoles se clora, aumenta su potencial tóxico, ya que se forman clorofenoles, cuyos niveles permitidos son mucho menores, más de un orden de magnitud, que los del fenol.

La fotocatalisis, emplea catalizadores heterogéneos de  $TiO_2$  excitados con luz UV, y se aplica a la eliminación de trazas de compuestos orgánicos (en concentraciones de decenas de ppm, por lo que, en algunos casos, podría ser un tratamiento final, para obtener agua potable).

La oxidación en fase homogénea con agentes químicos como el Fenton, emplean condiciones suaves de temperatura y presión, pero la relación oxidante/contaminante es muy alta (del orden de 2 a 100 oxidante / 1 de contaminante, en peso), lo que supone un coste muy elevado de reactivo cuando se tratan corrientes residuales de elevado caudal.

La ozonización, se puede considerar un caso especial del método anterior. También se utilizan condiciones suaves de temperatura, y, principalmente, se emplea en la obtención de agua potable, debido a la baja solubilidad del ozono y al coste que supone generar este reactivo. Las concentraciones iniciales de contaminante no deben ser demasiado elevadas (por ejemplo, no superiores a cientos de ppm para el fenol). En algunos casos, se puede combinar con otros agentes, como por ejemplo  $O_3/UV$ .

La oxidación húmeda (o supercrítica), la materia orgánica en disolución acuosa se oxida mediante una corriente de aire (enriquecido o no en oxígeno) a temperaturas elevadas (250-400 °C) y altas presiones (200-300 atm.). En estas condiciones, el agua se encuentra en unas condiciones cercanas a las de su punto crítico ( $P_c = 218$  atm.,  $T_c = 374$  °C) comportándose el fluido aire-agua prácticamente como una sola fase. Actualmente, es el método que está implantado a escala industrial ya que logra una mineralización total (conversión a  $CO_2$  y  $H_2O$ ) del contaminante orgánico, aunque las severas condiciones que requiere afectan de forma importante la economía del proceso y se aplica por tanto en situaciones donde se pueda producir un automantenimiento térmico, por ejemplo cuando la DQO supera los 20 g/L.

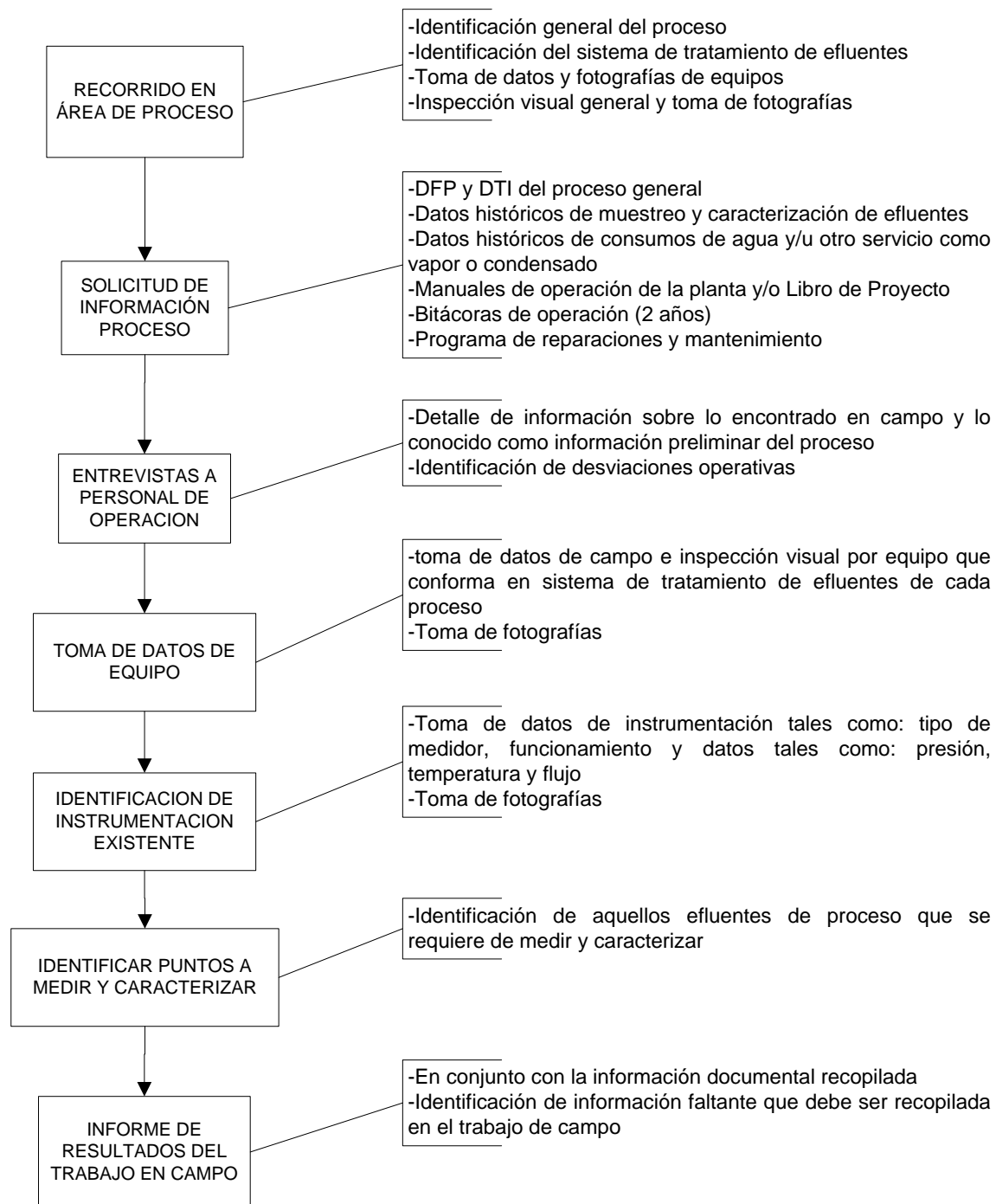
## **6. METODOLOGÍA PROPUESTA PARA RECOPIRAR INFORMACIÓN EN UNA REFINERÍA**

Se recopilara información presentada por personal de la Refinería, así como la obtenida a partir de recorridos de campo, se determinaran los puntos y tipos de muestreo requeridos. La información requerida corresponde a los puntos de muestreo y caracterización que realiza la Refinería, entregando los datos históricos del último año. Se requiere que el personal de la Refinería informe los puntos en los que no se realizan muestreos pero que son importantes para identificar contaminantes en los efluentes de agua de procesos.

En la Refinería a analizar y evaluar, se identificarán y cuantificarán en cada área de procesos las descargas convencionales de los efluentes generados (agua amarga, agua congénita, agua de apagado, agua de desalado, entre otras) así como las pérdidas por fugas. Se debe contar con la información de datos históricos de flujos y parámetros fisicoquímicos en puntos específicos definidos y realizados en la Refinería de cinco años a la fecha, así como con los balances generales de agua.

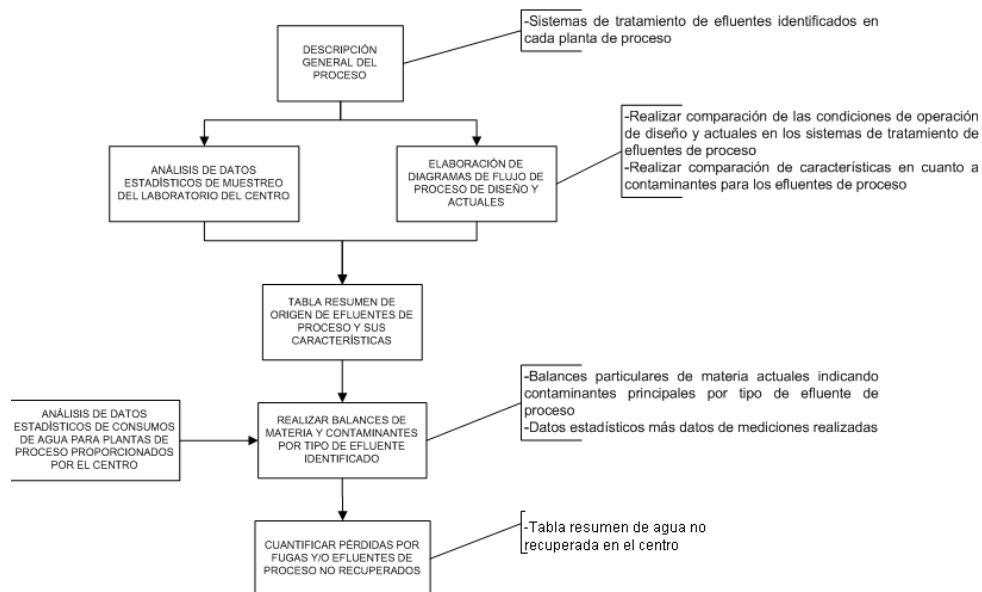
Se realizaran recorridos en campo en cada área de proceso teniendo como antecedentes la información de cada tipo de efluente identificado como crítico y su destino de acuerdo al proceso de operación y el tipo de contaminante que contenga. Se revisara la información de cada planta de proceso (manuales, bitácoras, filosofías de operación) donde se acotara la revisión hacia los sistemas de tratamiento (tanques preparadores de carga, tanques de almacenamiento, tanques separadores, torres agotadoras, lavado de gases, lavados de productos, entre otros), que permitan identificar los efluentes contaminantes principales. En la figura 79, se muestra la metodología de las actividades desarrolladas en campo.

Se definirán sitios adicionales de muestreo, aforo y caracterización en cada área de proceso, que permitan identificar puntos críticos de contaminación que repercutan en el tratamiento de efluentes en las áreas correspondientes. Con esta información se elabora el balance de agua actualizado para la Refinería. La figura 80 muestra la metodología para la identificación, cuantificación y caracterización del agua requerida en las plantas de proceso y de los efluentes generados en estas, así como las pérdidas por fugas y efluentes no recuperados.



**Figura 79. Metodología de las actividades de campo.**





**Figura 80. Metodología para la cuantificación de pérdidas por fugas y efluentes no recuperados.**

Con base en la información proporcionada por el personal de la Refinería de carácter técnico referente a datos de diseño (DFP, DTI, DMF, entre otros), capacidades, hojas de especificación de equipos, estado físico de estos, instrumentos y dispositivos de medición, manuales, filosofías y bitácoras de operación, así como de entrevistas al personal de operación sobre la eficiencia de operación y mantenimiento actual en sistemas de tratamiento en plantas de proceso, se analizarán las prácticas operativas que conllevan a la descarga de corrientes con contaminantes (compuestos azufrados, compuestos fenólicos, compuestos nitrogenados, grasas y aceites, aminas, aromáticos, entre otros) que son perjudiciales al área de efluentes; con la finalidad de establecer propuestas y recomendaciones que permitan disminuir la descarga de corrientes contaminantes en dichas áreas de proceso.

Los recorridos en las áreas de proceso, permitirán identificar fallas de operación, falta de instrumentación, fugas de agua en equipos, descargas inusuales desde las áreas de proceso, equipos fuera de operación, mantenimientos y paros programados y no programados.

A partir de lo anterior, se emitirá un diagnóstico de la situación actual de las descargas de agua de proceso, en cuanto a eficiencias de tratamiento y cumplimiento de límites máximos permisibles de descarga antes de su llegada al área de efluentes. Esto permitirá definir si es posible recuperar y reusar el agua a reproceso con las condiciones en las que se originan.

## 7. CUANTIFICACIÓN DE EFLUENTES GENERADOS EN PLANTAS DE PROCESO EN LA REFINERÍA EN ESTUDIO

Los principales efluentes de proceso en la Refinería son agua amarga, salmuera y agua congénita; a pesar de que existe la infraestructura para el tratamiento de algunos de los efluentes de proceso, no todos los efluentes tratados son recuperados para su integración en los procesos productivos del centro, por lo que se considera como agua no recuperada y como pérdida económica por los gastos en el tratamiento y en la extracción de agua de primer uso.

El hecho de no recuperar el agua de proceso tiene además un impacto ambiental, principalmente ocasionada por la contaminación de los cuerpos receptores del agua residual industrial, así como la sobre explotación de cuerpo de agua, alterando el entorno.

Si reaprovechamos el agua residual se puede desarrollar una cadena de beneficios que ayuden al centro de trabajo, tanto en cuestión de costos, como en materia ambiental. Por lo que a continuación se presenta una tabla resumen del tipo de agua residual generada por planta, de forma que se tenga una visión clara de las posibilidades de recuperación de agua (tabla 12).

**Tabla 12. Agua residual generada en Plantas de Procesos**

Planta de Proceso	Tipo de Efluente	Recuperación	Tipo de tratamiento del Efluente	Tipo de Contaminante
Planta Primaria No. 1 y Destilación Atmosférica No. 1 (PP-1)	Salmuera (65.34 m <sup>3</sup> /h)	Área de efluentes	Ninguno	Sulfuros Nitrógeno amoniacal
	Agua amarga (14.81 m <sup>3</sup> /h)	Tanque separadora AT-10	Tratamiento en planta de tratamiento de agua amarga en PP-1	Sulfuros Fenoles Nitrógeno amoniacal Hidrocarburos
	Efluente aceitoso	Área de efluentes	Separadores de mampara	Grasa Aceite Hidrocarburos
Planta de Tratamiento de Agua Amarga en PP-1	Agua desflemada (17.51 m <sup>3</sup> /h)	Torre agotadora T-03	Ninguno	Sulfuros Fenoles Nitrógeno Amoniacal
Planta de Desintegración Catalítica No. 1 (FCC-1)	Condensado amargo (18.33 m <sup>3</sup> /h)	Acumulador de agua amarga 33-F	Tratamiento en planta de tratamiento de agua amarga en FCC-1	Sulfuros Fenoles Nitrógeno amoniacal Hidrocarburos
	Efluente aceitoso	Área de efluentes	Separadores de mampara	Grasa Aceite Nitrógeno amoniacal

Planta de Proceso	Tipo de Efluente	Recuperación	Tipo de tratamiento del Efluente	Tipo de Contaminante
Planta de Tratamiento de Agua Amarga en FCC-1	Agua desflemada (25.70 m <sup>3</sup> /h)	Torre agotadora 10-E	Ninguno	Sulfuros Fenoles Nitrógeno amoniacal
Planta Hidrodesulfurador de Naftas 1 (HDS-1)	Agua amarga (0.73 m <sup>3</sup> /h)	Acumulador de agua amarga FA-401, 404,408,704,705,706, 805 y 806	Tratamiento en planta de tratamiento de agua amarga en PP-1	Sulfuros Fenoles Nitrógeno amoniacal Hidrocarburos
	Efluente aceitoso	Área de efluentes	Separadores de mampara	Grasa Aceite Nitrógeno amoniacal
Planta de Azufre 1 (AZ-1)	Agua amarga (2.70 m <sup>3</sup> /h)	Del separador TH-1201	Tratamiento en planta de tratamiento de agua amarga en PP-2	Sulfuros Fenoles Nitrógeno amoniacal Hidrocarburos
	Efluente aceitoso	Área de efluentes	Separadores de mampara	Grasa Aceite Nitrógeno amoniacal
Planta de Azufre 2 (AZ-2)	Agua amarga (2.70 m <sup>3</sup> /h)	Del separador 101-V	Tratamiento en planta de tratamiento de agua amarga en PP-2	Sulfuros Fenoles Nitrógeno amoniacal Hidrocarburos
	Efluente aceitoso	Área de efluentes	Separadores de mampara	Grasa Aceite Nitrógeno amoniacal
Planta Primaria No. 2 y Destilación Atmosférica No. 2 (PP-2)	Salmuera (65.55 m <sup>3</sup> /h)	Área de efluentes	Ninguno	Sulfuros Nitrógeno amoniacal
	Agua amarga (55.43 m <sup>3</sup> /h)	Tanque separadora AFA-82	Tratamiento en planta de tratamiento de agua amarga en PP-2	Sulfuros Fenoles Nitrógeno amoniacal Hidrocarburos
	Efluente aceitoso	Área de efluentes	Separadores API	Grasa Aceite Hidrocarburos
Planta de Tratamiento de Agua Amarga en PP-2	Agua desflemada (71.14 m <sup>3</sup> /h)	Torre agotadora ADA-81	Ninguno	Sulfuros Fenoles Nitrógeno Amoniacal
Planta Hidrodesulfurador de Naftas 2 (HDS-2)	Agua amarga (0.73 m <sup>3</sup> /h)	Acumulador de agua amarga FA-401, 402,406, 701, 704, 705, 706, 801, 804, 805 y 806	Tratamiento en planta de tratamiento de agua amarga en PP-2	Sulfuros Fenoles Nitrógeno amoniacal Hidrocarburos

Planta de Proceso	Tipo de Efluente	Recuperación	Tipo de tratamiento del Efluente	Tipo de Contaminante
	Efluente aceitoso	Área de efluentes	Separadores de mampara	Grasa Aceite Nitrógeno amoniacal
Planta de Desintegración Catalítica No. 2 (FCC-2)	Condensado amargo (4.74 m <sup>3</sup> /h)	Acumulador de agua amarga F-3-D-33	Tratamiento en planta de tratamiento de agua amarga en FCC-2	Sulfuros Fenoles Nitrógeno amoniacal Hidrocarburos
	Efluente aceitoso	Área de efluentes	Separadores de mampara	Grasa Aceite Nitrógeno amoniacal
Planta de Tratamiento de Agua Amarga en FCC-2	Agua desflemada (25.71 m <sup>3</sup> /h)	Torre agotadora F-3-T-10	Ninguno	Sulfuros Fenoles Nitrógeno amoniacal
Planta viscorreductora	Agua amarga (14.79 m <sup>3</sup> /h)	Fraccionadora DA-1	Tratamiento en planta de tratamiento de agua amarga en PP-2	Sulfuros Fenoles Nitrógeno amoniacal Hidrocarburos
Planta MTBE	Agua de lavado	Torre 02-E-101	Ninguno	Butano Hidrocarburos
Planta TAME	Agua de lavado	Torre 02-E-201	Ninguno	Pentanos Hidrocarburos
	Agua amarga (2.6 m <sup>3</sup> /h)	Tanque separador 02-F-209	Ninguno	Sulfuros Fenoles Nitrógeno amoniacal Hidrocarburos
Planta de alquilación	Agua neutralizada (114 m <sup>3</sup> /h)	Fosa de neutralización FE-303	Ninguno	Cloruros Carbonato de calcio

Los principales efluentes son: agua desflemada, salmuera y agua amarga; además, se genera agua congénita que es de interés por la concentración de hidrocarburos que tienen.

En la actualidad la Refinería sólo cuenta con cuatro plantas de tratamiento de agua amarga, disminuyendo la cantidad de sulfuros presentes, obteniendo agua desflemada, de la cual una parte se emplea para el proceso de desalado de crudo y el otro se manda al área de efluentes, con una concentración baja de sulfuros. Las plantas se encuentran en la planta PP-1, PP-2, FCC-1 y FCC-2.

La planta de tratamiento de agua amarga de la PP-1 produce agua desflemada que se ocupa exclusivamente para el consumo de las desaladoras D-01 A/B, cuando estas salen de operación el agua desflemada se envía a efluentes vía

drenaje aceitoso. Aun cuando el agua sea utilizada para el proceso de desalado, se complementa con agua pretratada, al finalizar dicho proceso se envía finalmente como salmuera al área de efluentes, por lo que al fin de cuentas es agua no recuperada.

En la planta de tratamiento de agua amarga de FCC-1 se trata regularmente agua amarga de la misma planta, a menos que no se encuentre operando alguna de las otras plantas de tratamiento de agua amarga. El agua desflemada generada en la planta no se aprovecha y es enviada al drenaje aceitoso con baja concentración de sulfuros.

Anteriormente ya se ha dicho que la planta de tratamiento de agua amarga ubicada dentro de la planta de azufre 3 se encuentra fuera de operación, debido a reparación en algunos de los equipos principales, pero de cualquier manera se debe mencionar que esta planta está destinada a tratar el agua amarga de las tres plantas de azufre en la Refinería y el agua desflemada que se genere también será enviada al drenaje aceitoso, siendo agua no recuperada.

La planta de tratamiento de agua amarga en la PP-2 es la más grande en capacidad (89 m<sup>3</sup>/h), siendo esta la que trata toda el agua proveniente de plantas que no cuentan con una planta de tratamiento de agua amarga. Una parte del agua desflemada producida en la PP-2 se emplea en el proceso de desalado, mientras que el restante se envía a drenaje aceitoso, siendo agua no recuperada. El agua desflemada alimentada a las desaladoras, sale de ellas como salmuera, con un alto contenido en sales; la salmuera no se recupera y es enviada al drenaje aceitoso.

En la planta de tratamiento de agua amarga de la FCC-2, se trata el agua generada en la misma planta, obteniéndose agua desflemada que no es recuperada y es enviada al drenaje aceitoso, con un menor contenido de sulfuros.

En la Refinería no es recuperado el total de desflemada generada en las 4 plantas de tratamiento de agua amarga, debido principalmente a que el uso que se le ha asignado a este tipo de agua es el desálalo del crudo, sin embargo el crudo sólo requiere una cantidad de agua entre el 6 y el 8 % del crudo alimentado, lo que es una cantidad muy pequeña, comparada con la generación de agua desflemada en todo el centro, enviándose el agua desflemada sobrante hacia el drenaje aceitoso, siendo no recuperada y reaprovechada en otros procesos.

En la visita de campo que se realizó se nos informó que el agua amarga que sale de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas 1 se envía a la planta de tratamiento de agua amarga en la PP-1. En este caso se tiene un tanque acumular de agua amarga que recolecta toda el agua de la planta, pero observamos que debido a

que el sistema de bombeo ya no existe, ahora el tanque tiene una adaptación de tubos y mangueras para que descargue al drenaje aceitoso de la planta. En este caso se ha detectado una mala práctica de operación.

En resumen, de los diferentes tratamientos de agua amarga, que se tienen en la Refinería, la mayor parte producto obtenido (agua desflemada) no es recuperada y es desechada al drenaje aceitoso, en donde se combina con otro tipo de contaminantes, haciendo menos aprovechable este efluente y por lo tanto visto como un derroche de recursos económicos, humanos y materiales; principalmente por el consumo de químicos, vapor, electricidad, etc.

Para poder conocer la cantidad de agua no recuperada en las plantas de proceso, se elaboraron balances por tipo de agua residual generada, basados en datos de operación actual, así como en datos de diseño, en aquellos casos en donde no se contara con información suficiente para determinar los flujos de agua. En la anexo, se muestran los balances realizados para la Refinería en estudio.

Al analizar el balance de agua de las distintas calidades de agua residual, se aprecia la magnitud de cada una de los flujos de agua que no se recupera y se envía al área de efluentes de donde después de recibir un tratamiento biológico, puede ser enviada a la PTAR o al mar como cuerpo receptor.

Como ya se ha mencionado anteriormente el problema de abastecimiento de agua, es cada vez más serio, por lo que se debe recuperar y reusar la mayor cantidad de agua posible, dentro del centro de trabajo. Lo anterior se puede lograr instalando nuevos equipos de tratamiento de agua ó mejorando los tratamientos de agua residual actuales (cuando aplique y después de un análisis previo), con la finalidad de disminuir los contaminantes a la descarga ó recuperar el agua para su reuso en los procesos o en servicios generales de la Refinería.

De los balances mostrados anteriormente, se obtiene el volumen de agua susceptible de ser recuperada y que actualmente se puede considerar como agua no recuperada; se envía un total de agua amarga, a tratamiento de 141.50 m<sup>3</sup>/h (21361 bls/día), generándose 140.04 m<sup>3</sup>/h (21134 bls/día) de agua desflemada, de los cuales 69.59 m<sup>3</sup>/h (10505 bls/día) son reenviados a las plantas primarias, para su empleo en el proceso del desalado; los 71.45 m<sup>3</sup>/h (10786 bls/día) restantes son enviados a drenaje aceitoso, por lo que se puede considerar como agua no recuperada, y con un costo de inversión en el presupuesto de tratamiento. En la figura 81, se muestra el diagrama de flujo de los efluentes de agua residual generada en plantas de procesos y en la tabla 13, se presenta el balance de materia.

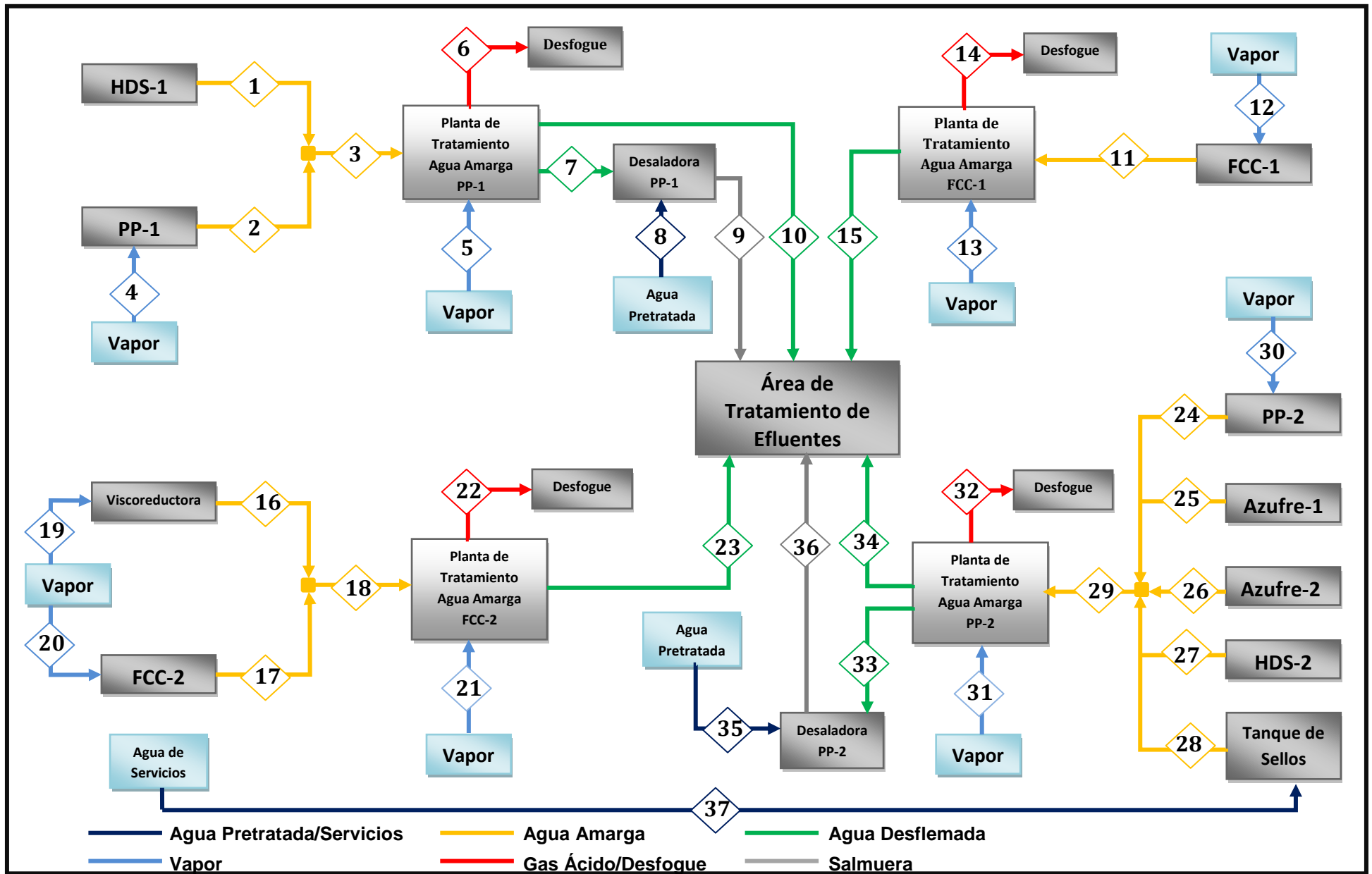


Figura 81. Diagrama de flujo de agua amarga, agua desfleada y salmuera generada en las Plantas de procesos de la Refinería en estudio.

**Tabla 13. Balance del diagrama de flujo de agua amarga, agua desflemada y salmuera.**

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Descripción	AA de HDS-1 a Planta de AA de PP-1	AA de PP-1 a Planta de AA de PP-1	AA alimentada a Planta de AA de PP-1	Vapor de baja a PP-1	Vapor de baja a Planta de AA de PP-1	Gas Acido a Desfogue	AD a Desaladora de PP-1	Agua Pretratada a Desaladora de PP-1	Salmuera a Efluentes	AD de Planta de AA de PP-1 a Efluentes
Flujo(bls/dia)	110.20	2235.72	2345.92	2235.72	317.02	19.62	2643.31	7220.42	9863.73	0
Flujo (m <sup>3</sup> /h)	0.73	14.81	15.54	14.81	2.10	0.13	17.51	47.83	65.34	0
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	---	1.1	1.1	3.50	3.50	0.563	0.63	1.03	2.4	---
Temperatura (°C)	---	38	38	147	147	112.7	105.8	38	70	---
H <sub>2</sub> S (mg/L)	---	---	933	---	---	---	10.4	---	---	---
NH <sub>3</sub> (mg/L)	---	---	1762	---	---	---	80	---	---	---
Fenol (mg/L)	---	---	997	---	---	---	4.27	---	---	---

Corriente	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Descripción	AA de FCC-1 a Planta de AA de FCC-1	Vapor de media a FCC-1	Vapor de baja a Planta de AA de FCC-1	Gas Acido a Desfogue	AD de Planta de AA de FCC-1 a Efluentes	AA de Viscoreductora a Planta de AA de FCC-2	AA de FCC-2 a Planta de AA de FCC-2	AA alimentada a Planta de AA de FCC-2	Vapor de media a Viscoreductora	Vapor de media a FCC-2
Flujo(bls/dia)	2767.10	2767.10	1183.53	70.95	3879.67	2232.70	715.55	2946.74	2232.70	715.55
Flujo (m <sup>3</sup> /h)	18.33	18.33	7.84	0.47	25.70	14.79	4.74	19.52	14.79	4.74
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	1.73	18.50	3.50	1.05	0.91	1.8	1.2	1.73	18.50	18.50
Temperatura (°C)	56	380	147	105.5	115.4	38	36	43.27	380	380
H <sub>2</sub> S (mg/L)	20973	---	---	---	464	---	---	18867	---	---
NH <sub>3</sub> (mg/L)	21030	---	---	---	362	---	---	35895	---	---
Fenol (mg/L)	238	---	---	---	159	---	---	205	---	---



Corriente	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Descripción	Vapor de baja a Planta de AA de FCC-2	Gas Acido a Desfogue	AD de Planta de AA de FCC-2 a Efluentes	AA de PP-2 a Planta de AA de PP-2	AA de Azufre-1 a Planta de AA de PP-2	AA de Azufre-2 a Planta de AA de PP-2	AA de HDS-2 a Planta de AA de PP-2	AA de Tanque de Sellos a Planta de AA de PP-2	AA alimentada a Planta de AA de PP-2	Vapor de baja a PP-2
Flujo(bls/dia)	993.32	58.87	3881.18	8367.71	407.59	407.59	110.20	771.41	10064.50	6920.01
Flujo (m <sup>3</sup> /h)	6.58	0.39	25.71	55.43	2.70	2.70	0.73	5.11	66.67	45.84
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	3.50	0.914	1.4	1.7	1.73	1.73	2.1	2.7	1.73	3.50
Temperatura (°C)	147	112.7	70	41.6	52	53	49	39	53	147
H <sub>2</sub> S (mg/L)	---	---	45	---	---	---	---	---	5020	---
NH <sub>3</sub> (mg/L)	---	---	226	---	---	---	---	---	10460	---
Fenol (mg/L)	---	---	---	---	---	---	---	---	5500	---

Corriente	31	32	33	34	35	36	37	AA: Agua Amarga AD: Agua Desflemada
Descripción	Vapor de baja a Planta de AA de PP-2	Gas Acido a Desfogue	AD a Desaladora de PP-2	AD de Planta de AA de PP-2 a Efluentes	Agua Pretratada a Desaladoras de PP-2	Salmuera a Efluentes	Agua de Servicios a Tanque de Sellos	
Flujo(bls/dia)	1139.75	199.27	7862	3013.16	2033.43	9895.43	1064.27	
Flujo (m <sup>3</sup> /h)	7.55	1.32	52.08	19.96	13.47	65.55	7.05	
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	3.50	1.30	1.73	1.73	1.03	4.8	1.3	
Temperatura (°C)	147	118	68	68	38	138	38	
H <sub>2</sub> S (mg/L)	---	---	20	20	---	---	---	
NH <sub>3</sub> (mg/L)	---	---	850	850	---	---	---	
Fenol (mg/L)	---	---	---	---	---	---	---	

A continuación se muestra la calidad y cantidad de Agua amarga que se trata en las Plantas de Tratamiento de Agua Amarga de la Refinería y el Agua Desflemada de salida de las mismas.

**Tabla 14. Calidad de agua amarga alimentada a las plantas de tratamiento de agua amarga**

PARÁMETRO	PLANTA			
	AA en PP1	AA en FCC-1	AA en PP2	AA en FCC2
Flujo m <sup>3</sup> /h (bls/día)	17.51 (2 642.89)	25.7 (3 879.06)	72.62 (10 960.97)	25.71 (3 880.56)
Sulfuros (mg/L)	933	20973	5020	18867
Nitrógeno (NH <sub>3</sub> mg/L)	1762	21030	10460	35895
Fenoles (mg/L)	997	238	5500	2050

**Tabla 15. Calidad y cantidad de agua desflemada de descarga de plantas de agua amarga.**

Parámetro	Planta			
	AD en PP1	AD en FCC-1	AD en PP2	AD en FCC-2
Flujo m <sup>3</sup> /h (bls/día)	17.51 (2 642.89)	25.7 (3 879.06)	71.14 (10739.29)	25.71 (3 880.56)
Sulfuros (mg/L)	10.4	464	20	45
Nitrógeno (NH <sub>3</sub> mg/L)	80	362	850	226
Fenoles (mg/L)	4.27	159	---	---

Los 69.59 m<sup>3</sup>/h (10505.30 bls/día) de agua desflemada que se emplea en las desaladoras, para el proceso de desalado, y una vez que se ha cumplido con la

tarea de quitar el exceso de sales al crudo, se envía como salmuera al drenaje aceitoso, sin previo tratamiento, llevando consigo un alto contenido de sales y compuestos contaminantes, que pueden representar una fuerte carga para el área de efluentes.

La cantidad de salmuera enviada a drenaje, es considerada también como agua no recuperada para la Refinería puesto que es agua que al dársele un buen tratamiento, puede ser reutilizada dentro de la misma Refinería, evitando la extracción o el consumo de agua de primer uso. Dentro de esta categoría se encuentra el agua congénita, debido a que es agua que ha tenido contacto directo con el crudo y contiene una gran cantidad de sales y componentes contaminantes; el envío de agua congénita hacia el área de efluentes, puede ser perjudicial principalmente por el contenido de fenoles, afectando la población bacteriana de los sistemas biológicos.

Como se observó en el balance realizado para salmuera y agua congénita el agua que se envía al área de efluentes se muestran en la Tabla 16.

**Tabla 16. Flujo de salmuera y agua congénita al área de efluentes**

Parámetro	Planta		
	Salmuera PP-1	Salmuera PP-2	Agua congénita Tanques de Crudo
Flujo m <sup>3</sup> /h (bls/día)	65.34 (9,864)	65.55 (9,895)	7.21 (1,089)

En las plantas de proceso (Alquilación, TAME, MTBE y Depentanizadora), se generan aguas residuales que no son tratadas antes de enviarse al área de efluentes y que pueden recuperarse. Sin embargo no se podría decir con exactitud en qué parte del proceso puede reutilizarse o qué tratamiento se le debe proporcionar, debido a que se desconoce la calidad de los efluentes. En la tabla 17, se muestra el flujo que es enviado de las plantas al drenaje aceitoso y que es posible su recuperación.

**Tabla 17. Flujo de condensado contaminado al área de efluentes**

Parámetro	Planta		
	Alquilación	MTBE	TAME
Flujo m <sup>3</sup> /h (bls/día)	12.60 (1,903)	3.40 (513)	2.60 (393)

En las tablas anteriores, se puede observar que actualmente existe agua de proceso, que esencialmente puede ser recuperada y es enviada al drenaje aceitoso, principalmente por la calidad que presenta o por falta de tratamiento previo. En este sentido se puede tomar como ejemplo el agua desflepada generada en las plantas de tratamiento de agua amarga, la cual prácticamente es un agua con un bajo contenido en sulfuros y que en principio debería de emplearse en su totalidad para el desalado del crudo, sin embargo no se realiza así y debe combinarse con agua de pretratamiento para cumplir con la calidad requerida, para el desalado o simplemente debido a que el agua para el desalado representa el 8% del crudo alimentado a las plantas primarias, el excedente en las plantas de tratamiento de agua amarga, es enviado al drenaje aceitoso, no asignándole otro posible uso y siendo no recuperada.

Para el caso de salmuera también es importante conocer su calidad, ya que de ésta manera se podría hacer una propuesta de tratamiento y/o recuperación, debido principalmente al flujo que representa, así como a la carga de contaminantes enviados al área de efluentes.

En la planta de Alquilación se envían alrededor de 12.6 m<sup>3</sup>/h de agua neutralizada que puede ser considerada para su recuperación; sin embargo este efluente debe ser perfectamente analizado, con el principal objetivo de que no contenga contaminantes perjudiciales para los equipos, procesos o personas de la Refinería, principalmente por una posible contaminación con ácido fluorhídrico (HF). En las plantas MTBE Y TAME se generan 6 m<sup>3</sup>/h y que son enviadas al drenaje aceitoso; sin embargo este flujo es muy pequeño, por lo cual tendrían que buscarse opciones de recuperación con otro tipo de efluente, así como para el caso del agua congénita, el cual representa un flujo de 7.21 m<sup>3</sup>/h. no obstante cabe señalar que no por ser un flujo pequeño, no contengan un alto contenido de contaminantes que puedan llegar a afectar la operación normal del área de efluentes, por lo que se debe de considerar un análisis de las corrientes de agua residual de las plantas arriba mencionadas, proponiendo su recuperación o su tratamiento.

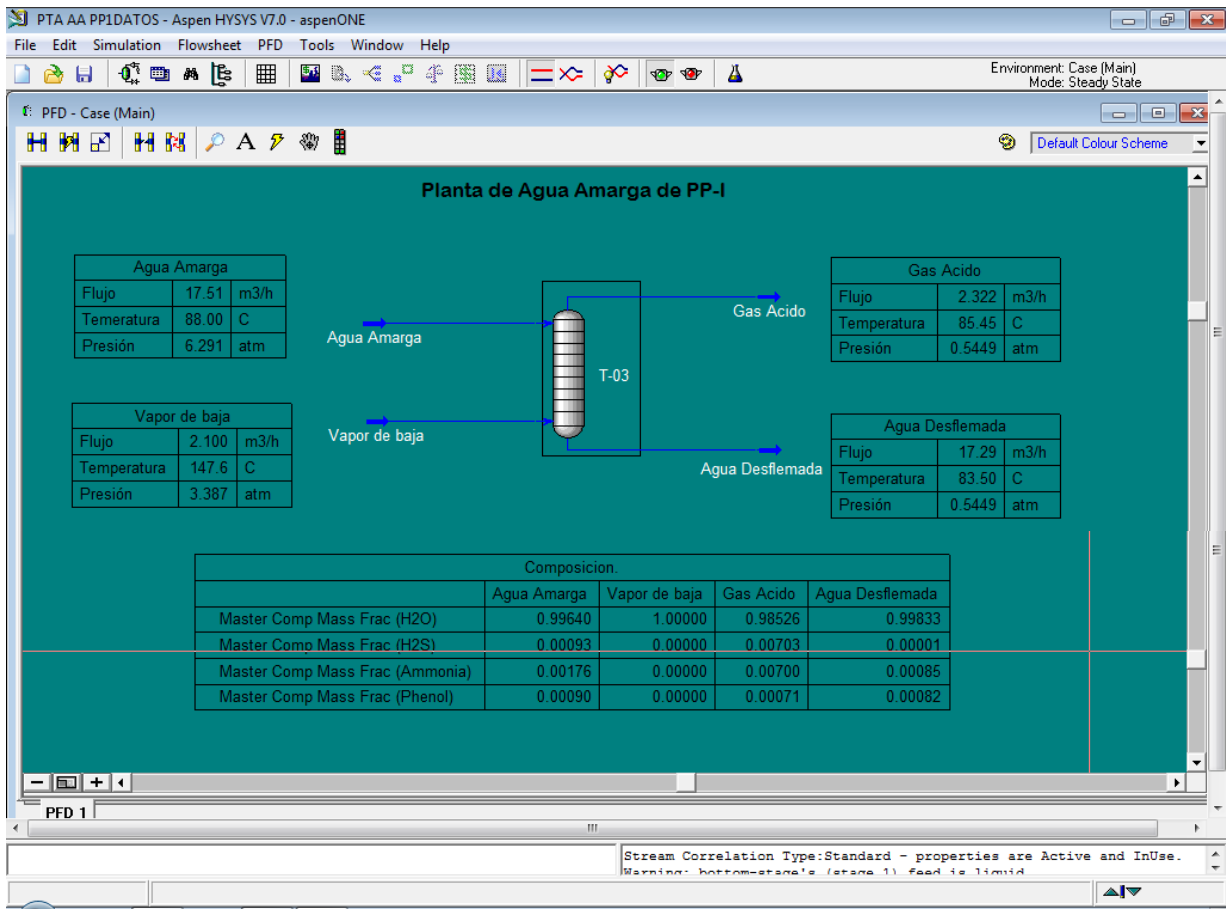
## **8. SIMULACIÓN DE LAS TORRES DE AGOTAMIENTO DE LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA**

Las simulaciones de las torres de agotamiento de las plantas de tratamiento de aguas amargas se elaboraron con el objetivo de comparar la información recabada de las condiciones de operación de las torres de agotamiento con los resultados generados por las simulaciones, para obtener una aproximación de la eficiencia con la que operan las torres de desorción de las plantas de agua amarga.

El simulador de procesos que se utilizó para realizar las simulaciones es el HYSYS 7.0. El paquete de ecuaciones de estado utilizado para la simulación es el Sour Peng Robinson (SPR), debido a las características de la corriente. Los parámetros requeridos para las simulaciones son las condiciones de las corrientes de entrada en la torre de agotamiento, las condiciones de operación y las características de diseño de las torres.

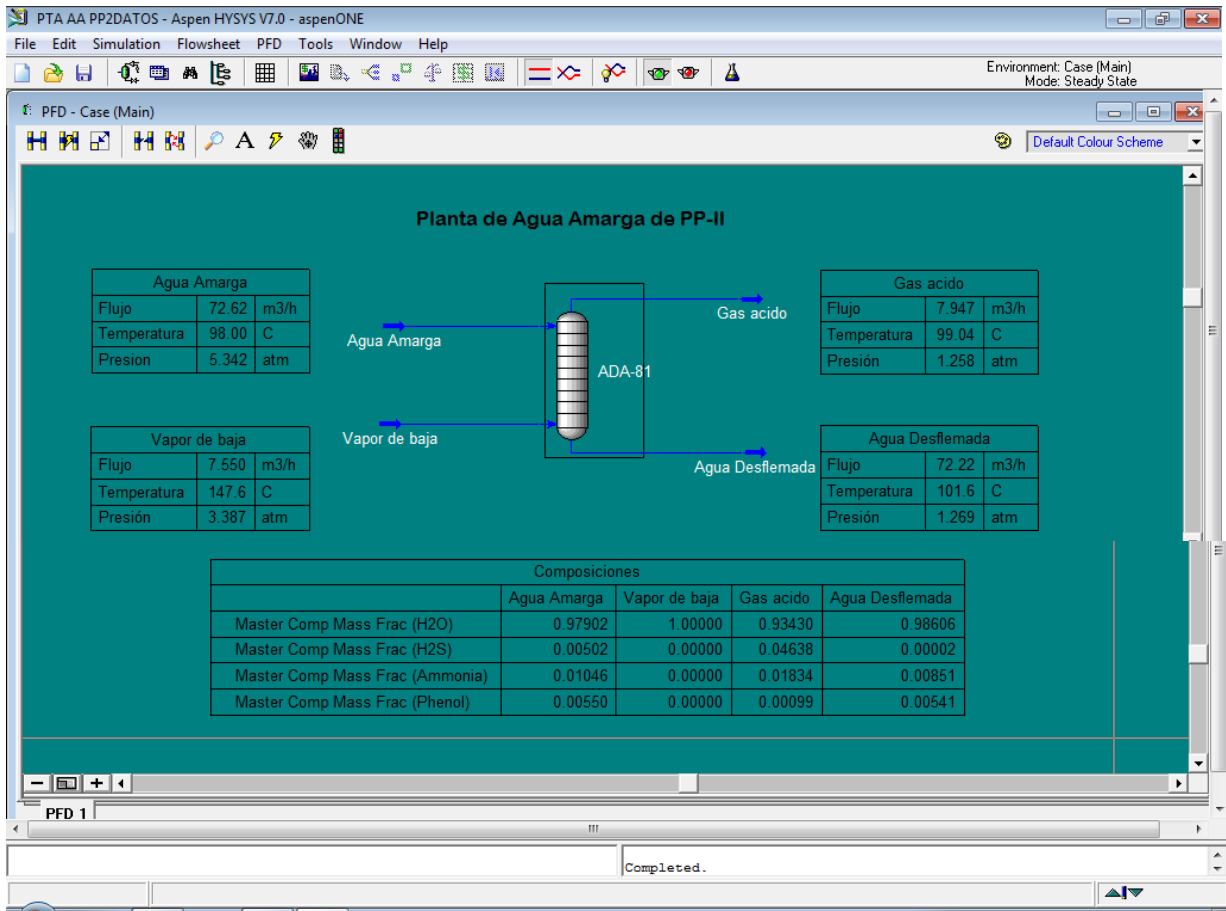
El resultado obtenido de la simulación es el de las condiciones de las corrientes de salida, teniendo como principal objetivo la corriente de agua desflemada. Para obtener el valor aproximado de la eficiencia con la que opera la torre de agotamiento, se da un valor de la eficiencia de operación hasta obtener un valor similar de la concentración de  $H_2S$  y  $NH_3$  en el agua desflemada de los datos de operación recabados en la refinería. En el anexo IV, se encuentran las condiciones y parámetros utilizados para la elaboración de las simulaciones.

Al comparar los resultados obtenidos en la simulación de la PP-1, se observa que la columna opera por debajo de sus condiciones de diseño, la eficiencia con la que opera esta torre es menor a 50%, la concentración de  $H_2S$  obtenida en la simulación es similar al dato de operación real, en cuanto a los valores de concentración de  $NH_3$  y fenol obtenidos en la simulación son 10 veces mayor que las concentraciones de la corriente de agua desflemada de los datos de operación recabados en la planta. En la figura 82, se muestra la simulación de la torre agotadora de agua amarga de la PP-1.



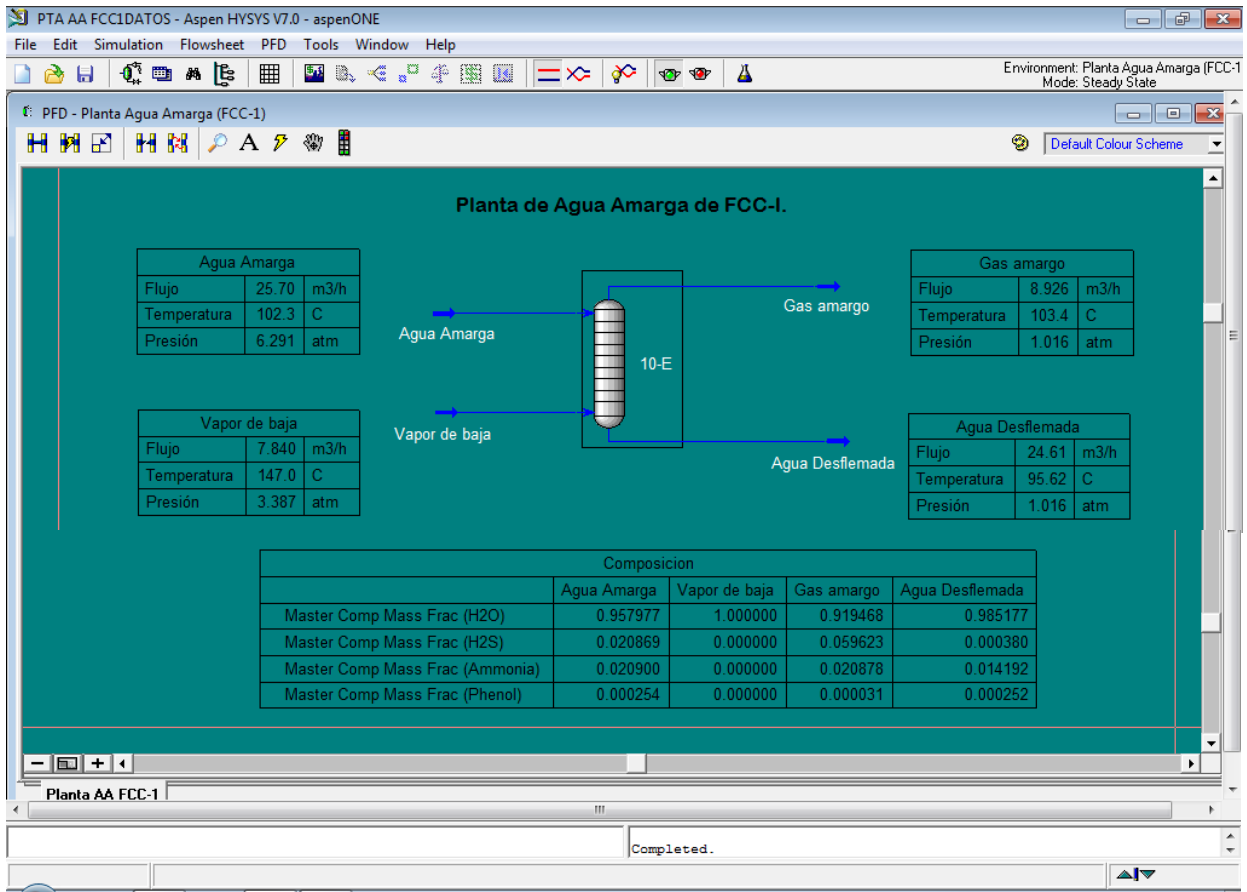
**Figura 82. Simulación de la torre de agotamiento de la planta de agua amarga de la PP-2.**

Comparando los resultados obtenidos en la simulación con las condiciones de operación de la PP-2, se observa que la columna opera a con una eficiencia menor a 25 %, la concentración de H<sub>2</sub>S generada por la simulación es similar a la concentración de H<sub>2</sub>S en la corriente de agua desflemada de los datos de operación recabados en la planta, en cuanto a la concentración de NH<sub>3</sub> en la simulación esta es 10 veces mayor que la concentración del dato de operación recabado. En la imagen 83, se muestra la simulación de la torre agotadora de agua amarga de la PP-2 y los resultados obtenidos.



**Figura 83. Simulación de la torre de agotamiento de la planta de agua amarga de la PP-2.**

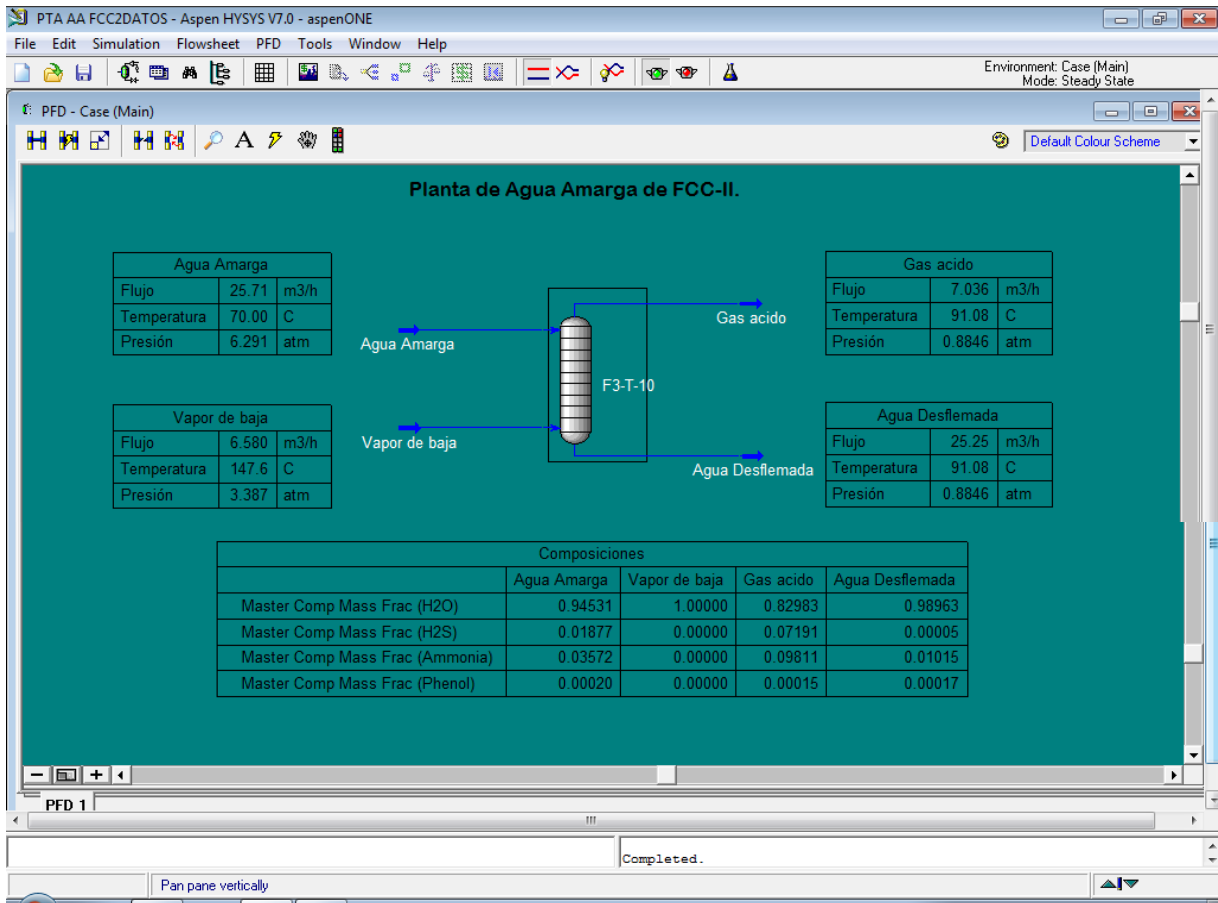
La torre agotadora de la planta FCC-1 opera con una eficiencia de 30%, las concentraciones de fenol y H<sub>2</sub>S en agua desfleada de la simulación son similares a las concentraciones de los datos de operación recabados, la concentración de NH<sub>3</sub> es 20 veces mayor a la concentración en el agua desfleada de los datos reales de operación. En la figura 84, se muestra los resultados generados en la simulación del agotador de agua amarga de la planta de tratamiento de la FCC-1.



**Figura 84. Simulación de la torre de agotamiento de la planta de agua amarga de la FCC-1.**

En la torre de agotamiento de aguas amargas de la planta FCC-2, la torre opera con una eficiencia de 60%, las concentraciones de H<sub>2</sub>S en la corriente de agua desfleada en la simulación y en los datos de operación en la planta de tratamiento de agua amarga son similares, la concentración de NH<sub>3</sub> en la simulación es 20 veces mayor a la concentración obtenida en los datos de operación recabados en la planta. En la imagen 85, se muestra la simulación de la torre agotadora de aguas amargas de la FCC-2.





**Figura 85. Simulación de la torre de agotamiento de la planta de agua amarga de FCC-2.**

En la simulación de las torres de agotamiento de las cuatro plantas de tratamiento de agua amarga, al colocar una eficiencia de 80% la concentración de H<sub>2</sub>S en agua desfleada en la simulación es similar a la concentración en agua desfleada de los datos de diseño de la planta de aguas amargas, sin embargo la concentración de NH<sub>3</sub> en la simulación es 10 veces mayor a la concentración en agua desfleada de los datos de diseño de la planta.

Al dar un valor de eficiencia de operación del 100% en la simulación de las torres de agotamiento, se obtiene la completa remoción de los contaminantes en el agua desfleada.

Las torres agotadoras de las plantas de tratamiento de aguas amargas operan con una menor eficiencia de remoción de compuestos del agua amarga, ya que las torres de agotamiento fueron diseñadas para operar con una eficiencia del 90-99 % de remoción de H<sub>2</sub>S y NH<sub>3</sub>.

## 9. OPCIONES DE REUSO DE AGUA DESFLEMADA

Debido al tiempo que tienen en operación las plantas de tratamiento de agua amarga (aproximadamente 30 años) y la falta de mantenimiento preventivo en los equipos, las plantas funcionan a condiciones de operación menores a las condiciones de operación de diseño, esto se comprobó durante los recorridos que se realizaron en las plantas.

De acuerdo al estado de los equipos y la eficiencia en la operación en las plantas de tratamiento de aguas amargas se recomienda dar mantenimiento correctivo a las plantas de tratamiento de aguas amargas para tener una mayor remoción de contaminantes.

En el recorrido se observó que los equipos críticos que requieren mantenimiento en las plantas de tratamiento de agua amarga son las torres de agotamiento, las torres agotadoras presentan bajas eficiencias de remoción de  $H_2S$  y  $NH_3$  debido a problemas que presentan las torres y a continuación se describen.

En las torres de agotamiento de las cuatro plantas se presentan taponamientos y perforaciones en el distribuidor de líquido teniendo una distribución irregular. Las plantas de tratamiento de agua amarga de PP-1, FCC-1 y FCC-2 se presenta suciedad en los empaques y problemas de canalización hacia las paredes de los agotadores, como consecuencia se tiene una menor eficiencia de remoción de contaminantes del agua amarga, se sugiere que se coloquen redistribuidores de líquido en las torres de agotamiento de las tres plantas mencionadas.

La torre de agotamiento de la planta de agua amarga de la PP-2 es la que presenta una mayor cantidad de problemas. La torre agotadora presenta fuga de agua, la cual se estaba reparando para eliminar la fuga, además en la torre se presenta erosión y deterioro en los empaques, lo que provoca que el empaque se fluidice y migre a través de las mallas de soporte, no se mantenga uniforme, haya retención de líquido y la torre se inunde. Estos problemas que presenta la torre provocan principalmente canalizaciones, inundación en las torres y una disminución en la eficiencia de desorción.

Suponiendo que las plantas de tratamiento de aguas amargas se encuentran operando a condiciones de diseño se realizan la propuesta para el reúso del agua desflemada generada en las plantas de tratamiento de agua amarga es el reúso en desaladoras principalmente y si se dan sobrantes enviarlos a los tanques de sellos en el área de tanques de sellos y quemadores.

## 9.1 REUSO EN DESALADORAS

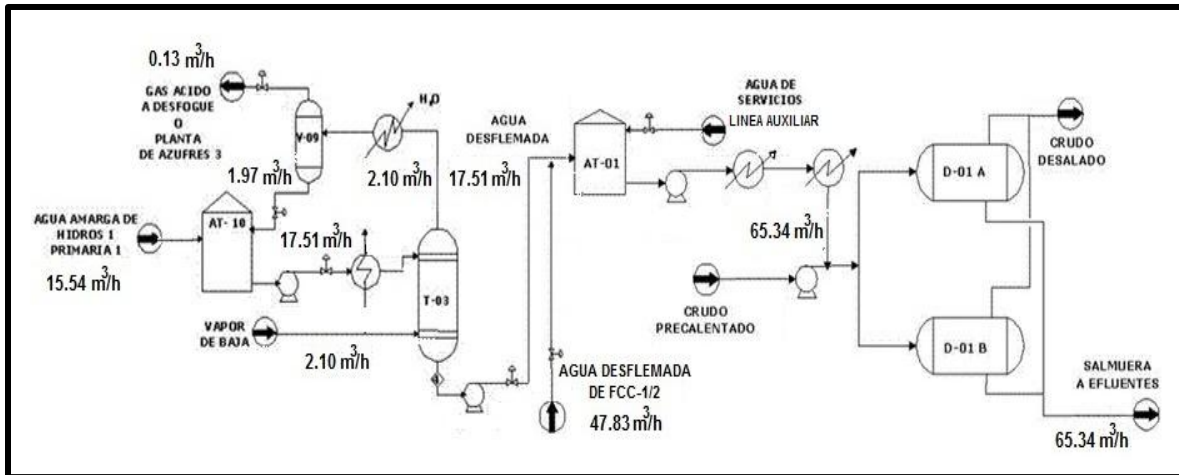
El agua desflemada se puede reutilizar por completo en las desaladoras evitando el uso de agua pretratada. En la tabla 18, se muestra las características requeridas de la calidad de agua para desalado.

**Tabla 18. Especificaciones para alimentación de agua en Desaladoras en la Refinería de estudio.**

Calidad de Agua para Desaladoras de PP-1 y PP-2.			
Agua de desalado	Agua Desflemada fenolica y/o agua gastada de lavado del tratamiento de LPG		
	Agua de Servicio (proveniente de UPTAS) utilizada como respaldo		
	El agua de desalado será alimentada a 115 °C (en la parte superior de la válvula de mezclado)		
Calidad de agua desflemada	NH <sub>3</sub> :25-50 ppm	H <sub>2</sub> S: 4-10 ppm	pH: 6-8
	DQO: 1571 mg/L	TSS: 9 mg/L	Grasas y aceites: 71mg/L
	Fenol: 260-400 mg/L	Cloruro:8 ppm	Sodio: 2 ppm
	HCN: 35 ppm	Conductividad: 1.05 µS/cm	
Calidad de agua gastada de lavado del tratamiento de LPG	Acetonitrilo: 180 ppm		Acetona: 220 ppm
	LPG disuelto: 1200 ppm		pH:7.5
Calidad de agua de servicios (UPTAS)	pH: 6.5-8.5	Dureza total de CaCO <sub>3</sub> : 106-215 ppm	
	TDS: 100-200 ppm	Cloruro: 6.7-69.8 ppm	
	Conductividad: 200-400 µS/cm		
Material	KCS		
Corrosión permitida	6mm		

En la unidad Desaladora de la planta PP-1 se reutilizara el agua desflemada obtenida de la planta de tratamiento de agua amarga de la PP-1 y una mezcla de agua desflemada de la plantas de tratamiento de agua amarga FCC-1 y 2, estas corrientes de agua desflemada se recibirán en el tanque acumulador de agua desflemada AT-01, la conexión de la línea de agua pretratada en el AT-01 se dejara como una línea auxiliar en caso de paro en las plantas de tratamiento de

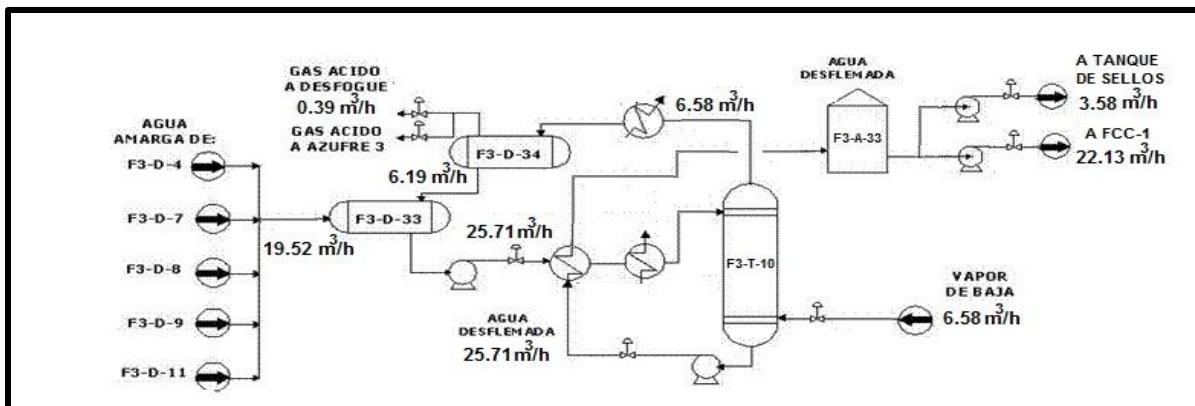
agua amarga. En la figura 86, se muestra un esquema de la configuración de la alimentación de agua desfleada a Desaladoras de la PP-1.



**Figura 86. Esquema de la configuración para la recuperación de agua desfleada de FCC-1/FCC-2 y reúso en Desaladoras de la PP-1**

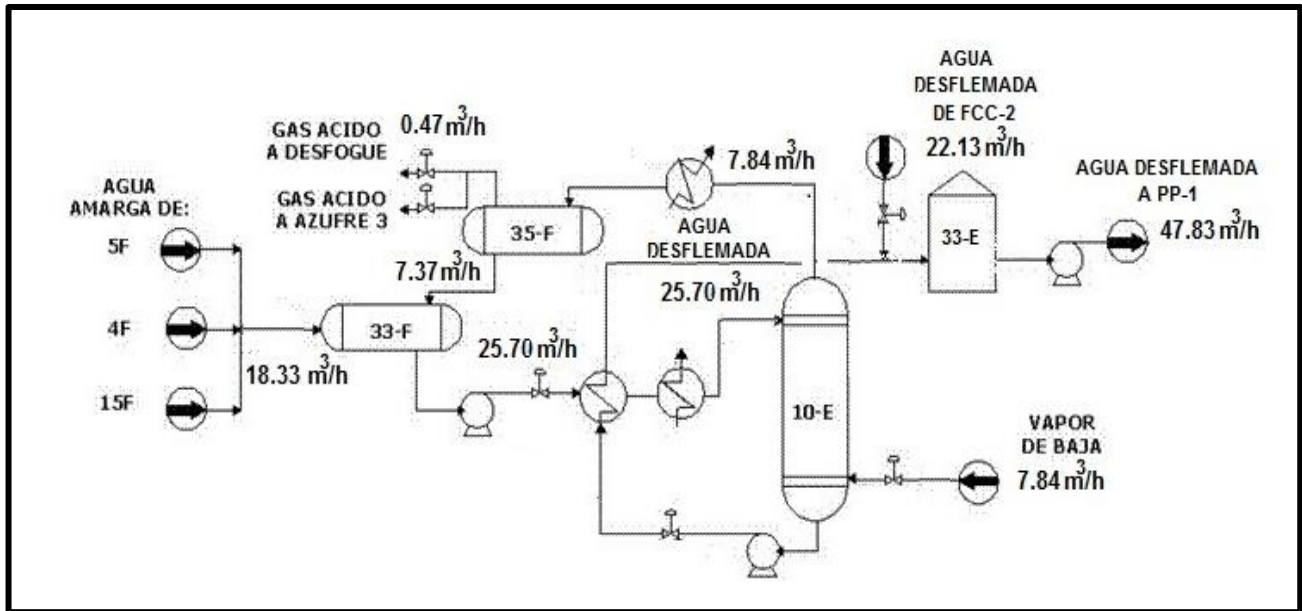
Para recuperar el agua desfleada de las plantas de tratamiento de agua amarga de las FCC-1 y 2 y evitar que sea enviada al drenaje aceitoso, se instalarán dos tanques acumuladores de agua desfleada en las plantas de tratamiento de agua amarga de la FCC-1 y 2.

En la planta de tratamiento de agua amarga de la FCC-2 se recibirá el agua desfleada obtenida de la torre agotadora en el tanque acumulador F3-A-33, del cual una parte se enviará al tanque acumulador de agua desfleada 33-E instalado en la planta de tratamiento de agua amarga de la FCC-1 y la otra parte se enviará al área de tanque de sellos. En la figura 87, se muestra la configuración de la planta de tratamiento de agua amarga de la FCC-2.



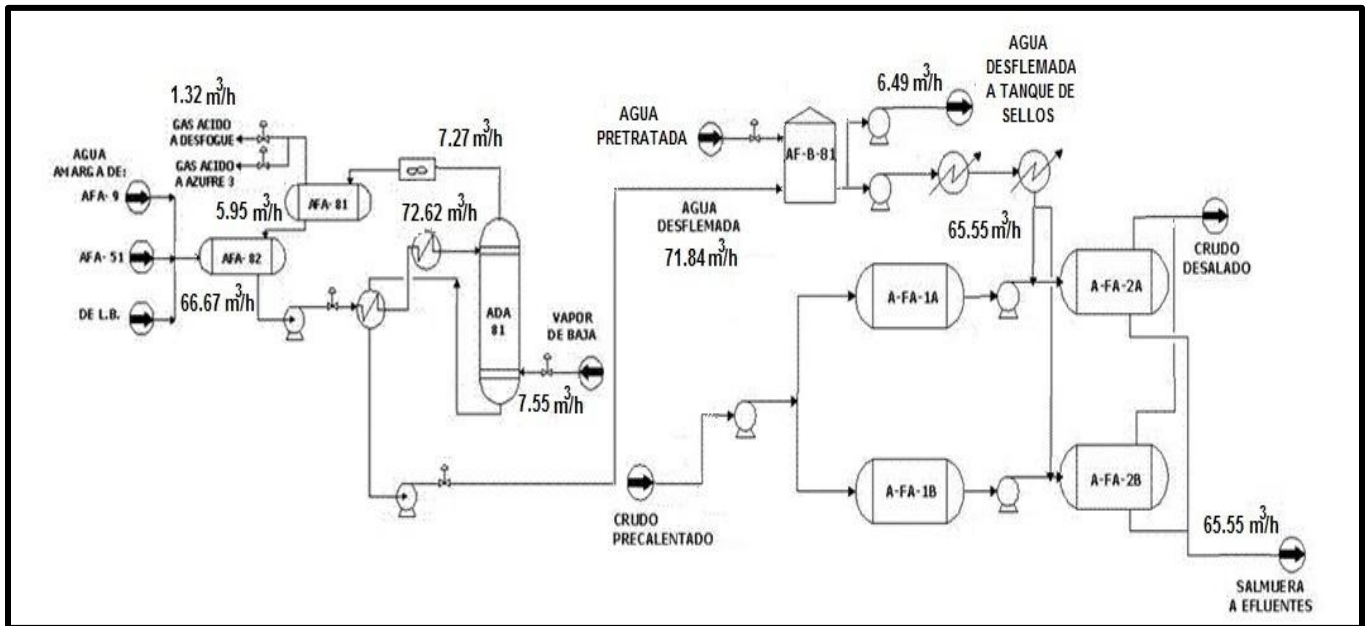
**Figura 87. Esquema de la configuración para la recuperación de agua desfleada en FCC-2.**

El tanque acumulador de agua desfleada 33-E instalado en la planta de tratamiento de agua amarga de la FCC-1 se recuperara el agua desfleada obtenida de la torre de agotamiento y se recibirá una parte de la corriente de agua desfleada del tanque F3-A-33 de la FCC-2, del tanque 33-E se enviara una corriente al tanque acumulador AT-01 para alimentar las Desaladoras de la PP-1. En la figura 88, se observa el esquema de la nueva configuración de la planta de tratamiento de agua amarga en la FCC-1.



**Figura 88. Esquema de la configuración de la FCC-1 para la recuperación de agua desfleada del agotador 10-E y de FCC-2 para su envío a las Desaladoras de PP-1.**

En las Desaladoras de la PP-2 se reutiliza la mayor cantidad de agua desfleada para agua de desalado, eliminando el uso de agua pretratada. Del tanque acumulador de agua desfleada AF-B-81 ubicado en la planta de tratamiento de agua amarga de la PP-2 se envía una corriente de agua desfleada a las Desaladoras y otra corriente al área de tanque de sellos; la línea de alimentación de agua pretratada en el AF-B-81 se mantendrá como una línea de respaldo en caso de emergencia. En la figura 89, se muestra el esquema con la configuración de la planta de tratamiento de agua amarga de la PP-2.



**Figura 89. Esquema de la configuración para el reúso de agua desfleada en las Desaladoras de la PP-2 y envío a tanque de sellos.**

El tanque acumulador de agua desfleada que se instalara en la FCC-1 será como el tanque acumulador de agua desfleada AT-01 de la PP-1, el tanque tendrán una capacidad de 50 bls, con dimensiones de 1.8 m de diámetro y 2.8 m de altura. El tanque acumulador de agua desfleada en FCC-2 tendrá una capacidad de 35 bls de capacidad, con dimensiones de 1.6 m de diámetro y 2.8 m de altura. Los tanques serán construidos de acuerdo al código API 650 y cumpliendo con la norma de diseño y construcción de recipientes a presión NRF-028- PEMEX-2010.

Para transportar el agua desfleada del tanque de agua desfleada de FCC-2 al tanque de agua desfleada en FCC-1 se requiere de una tubería de 4 pulgadas de diámetro que cumpla con la norma de Sistemas de tubería en plantas industriales, diseño y especificaciones de materiales, NRF-032-PEMEX-2012 T-A08T1, así como los accesorios requeridos.

En la FCC-2 se instalarán dos bombas de 12205 x 10 bls/día,  $\Delta P$  8 Kg/cm<sup>2</sup> y 75 hp para transportar el agua desfleada al tanque acumulador en la FCC-1 y en la planta de tratamiento de agua amarga de la FCC-1 se instalarán dos bombas de características iguales a las instaladas en la FCC-2, para enviar el agua desfleada del tanque 33-E al tanque acumulador de agua desfleada AT-01 de la PP-1. Los equipos dinámicos instalados deben cumplir con la norma de Bombas centrifugas NRF-050-PEMEX-2007.

## 9.2 REUSO EN TANQUE DE SELLOS

Los tanques de sellos son recipientes que contiene cierto nivel de agua para extinguir una flama que haya retrocedido desde la boquilla del quemador (figura 90). En la refinería en estudio se encuentran instalados 5 tanque de sellos, los cuales reciben gas acido del cabezal de gas acido de desfogue y agua de servicios para absorber el  $H_2S$  y  $NH_3$  de la corriente de gas que se envía a quemadores. El agua de servicios se toma del cabezal y es almacenada en un tanque el cual alimenta los tanques de sellos.

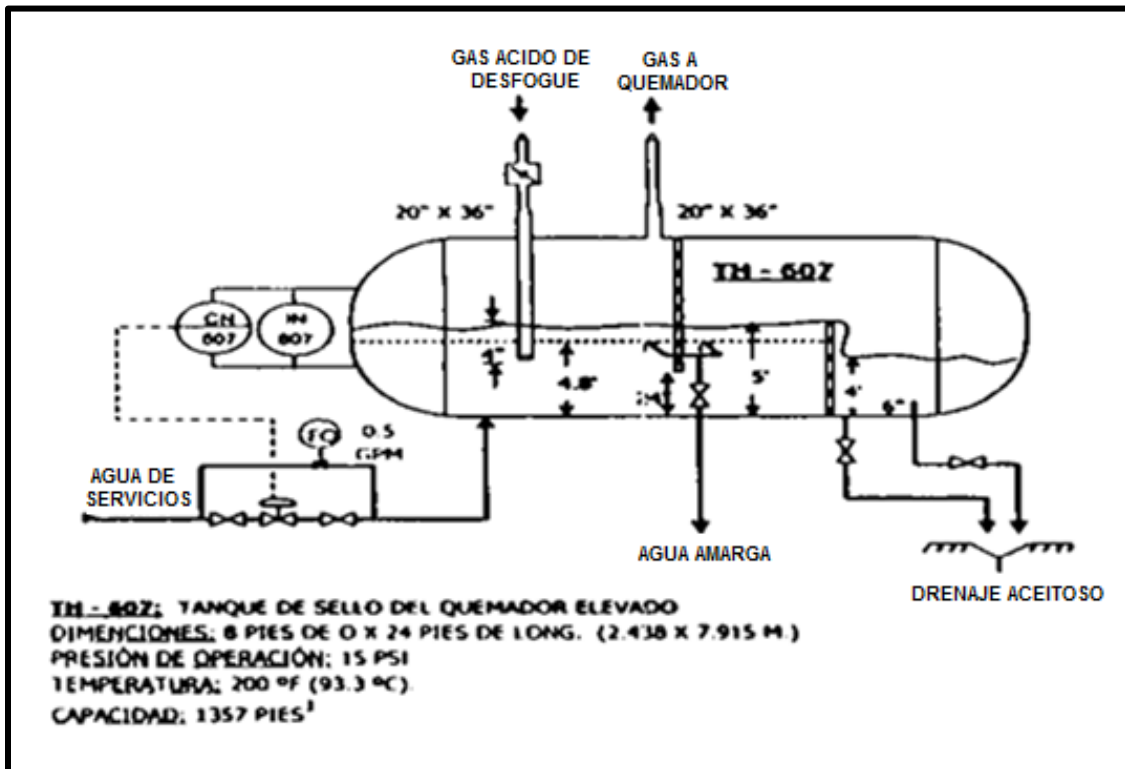


Figura 90. Tanque de sello para Quemador.

Para reutilizar el agua desflemada generada en la planta de tratamiento de aguas amargas de la FCC-2 al área de tanque de sellos, se enviara del tanque F3-A-33 de FCC-2 al tanque de almacenamiento de alimentación de agua de servicios a los tanques de sellos.

El agua desflemada del tanque AF-B-81 ubicado en PP-2 se envía al área de tanque de sellos, del tanque AF-B-81 se hace una conexión con la tubería que transporta el agua desflemada de FCC-2 al área de tanque de sellos, se empleara una tubería de 4 pulgadas de diámetro para transportar el agua desflemada del tanque acumulador F3-A-33 en FCC-2 al tanque acumulador de agua de servicio

en el área de tanque de sellos. La tubería utilizada para llevar el agua desfleada del tanque AF-B-81 de la PP-2 a la conexión con la línea de agua desfleada que va de FCC-2 a tanque de sellos será de 4 pulgadas de diámetro. Las tuberías y accesorios requeridos para transportar el agua desfleada deben cumplir con la norma NRF-032-PEMEX-2012 T-A08T1.

Para enviar el agua desfleada de la FCC-2 al área de tanque de sellos se requieren dos bombas de 12205 x 10 bls/día,  $\Delta P$  de 8 Kg/cm<sup>2</sup> y 75 hp. En la PP-2 se requieren dos bombas de 12205 x 10 bls/día,  $\Delta P$  8 Kg/cm<sup>2</sup> y 75 hp, para transportar el agua desfleada al área de tanques de sellos. Los equipos dinámicos deben cumplir con la norma NRF-050-PEMEX-2007.

Con la propuesta de reúso del agua desfleada en las Desaladoras se reduce el uso de 68.35 m<sup>3</sup>/h de agua pretratada, que corresponde al 100% de agua pretratada utilizada como agua de desalado.

La propuesta de reúso de agua desfleada en los tanques de sellos reduce el consumo de 7.05 m<sup>3</sup>/h de agua de servicios que representa el total de agua utilizada en tanque de sellos.

Con estas dos propuestas se elimina el uso de agua pretratada y de servicios para agua de desalado y agua de tanque de sellos, reduciendo en un 27.88% el uso de agua pretratada en plantas de procesos y el 4.64% de agua de primer uso suministrada en la Refinería en estudio.

Con estas propuestas se reutiliza el 100% de agua desfleada generada en la Refinería, además de reducir el impacto que se tiene en el área de efluentes. En la figura 91 y en la tabla 19, se muestra el diagrama de flujo con las corrientes propuestas para reutilizar el agua desfleada en Desaladoras y en el área de tanque de sellos, con su balance de materia respectivamente.



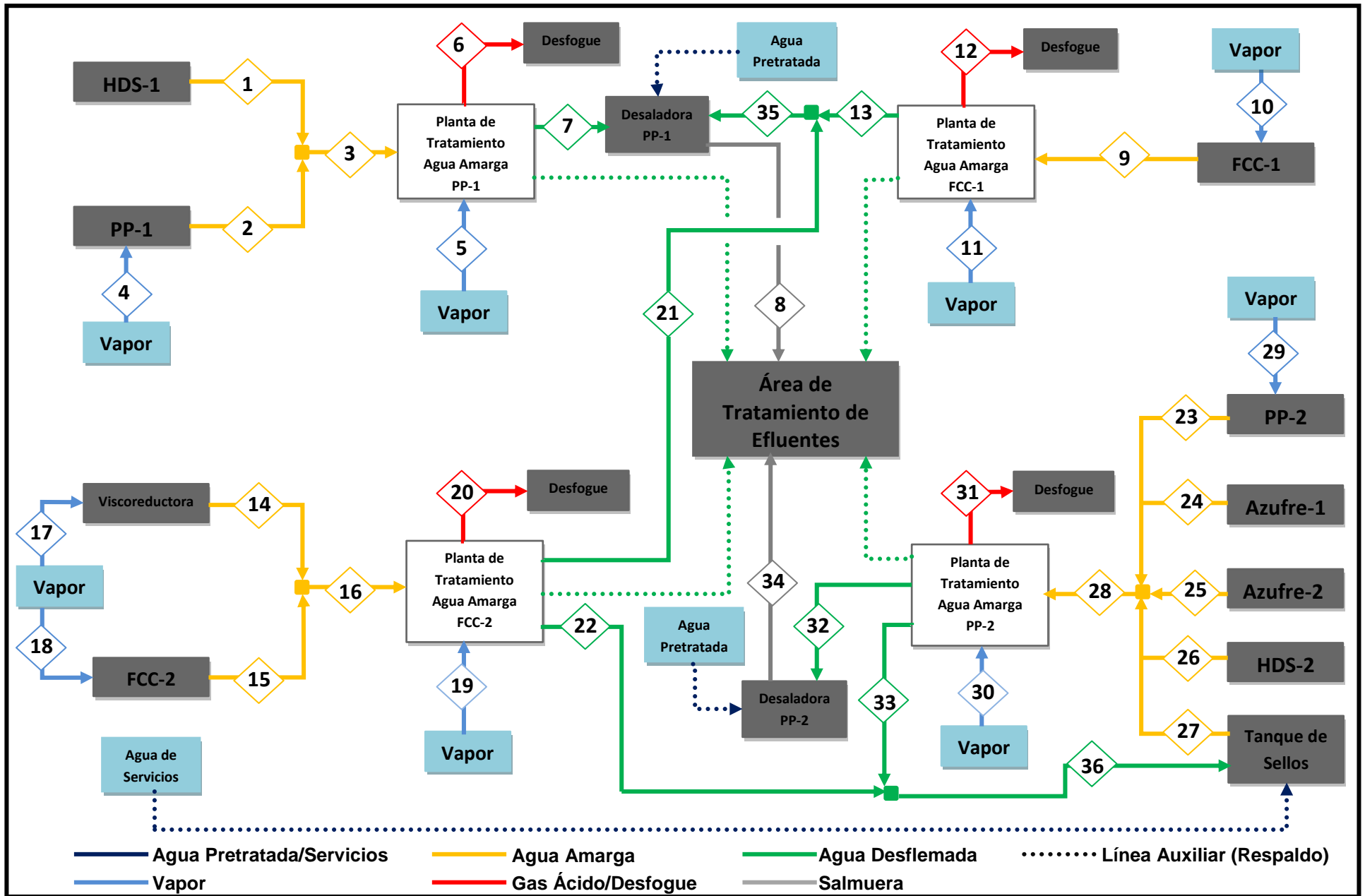


Figura 91. Diagrama de flujo de Agua Amarga, Agua Desfleada y Salmuera generada en las Plantas de procesos de la Refinería en estudio.

**Tabla 19. Balance de diagrama de flujo con corrientes propuestas para el reúso de agua desflemada.**

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Descripción	AA de HDS-1 a Planta de AA de PP-1	AA de PP-1 a Planta de AA de PP-1	AA alimentada a Planta de AA de PP-1	Vapor de baja a PP-1	Vapor de baja a Planta de AA de PP-1	Gas Acido a Desfogue	AD a Desaladora de PP-1	Salmuera a Efluentes	AA de FCC-1 a Planta de AA de FCC-1	Vapor de media a FCC-1
Flujo(bls/día)	110.20	2235.72	2345.92	2235.72	317.02	19.62	2643.31	9863.73	2767.10	2767.10
Flujo (m <sup>3</sup> /h)	0.73	14.81	15.54	14.81	2.10	0.13	17.51	65.34	18.33	18.33
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	---	1.1	1.1	3.50	3.50	0.563	0.63	2.4	1.73	18.50
Temperatura (°C)	---	38	38	147	147	112.7	105.8	70	56	350
H <sub>2</sub> S (mg/L)	---	---	933	---	---	---	5	---	20973	---
NH <sub>3</sub> (mg/L)	---	---	1762	---	---	---	25	---	21030	---
Fenol (mg/L)	---	---	997	---	---	---	---	---	238	---

Corriente	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Descripción	Vapor de baja a Planta de AA de FCC-1	Gas Acido a Desfogue	AD de Planta de AA de FCC-1 a Desaladora de PP-1	AA de Viscoreductora a Planta de AA de FCC-2	AA de FCC-2 a Planta de AA de FCC-2	AA alimentada a Planta de AA de FCC-2	Vapor de media a Viscoreductora	Vapor de media a FCC-2	Vapor de baja a Planta de AA de FCC-2	Gas Acido a Desfogue
Flujo(bls/día)	1183.53	70.95	3879.67	2232.70	715.55	2946.74	2232.70	715.55	993.32	58.87
Flujo (m <sup>3</sup> /h)	7.84	0.47	25.70	14.79	4.74	19.52	14.79	4.74	6.58	0.39
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	3.50	1.05	0.91	1.8	1.2	1.73	18.50	18.50	3.50	0.914
Temperatura (°C)	147	105.5	115.4	38	36	43.27	350	350	147	112.7
H <sub>2</sub> S (mg/L)	---	---	5	---	---	18867	---	---	---	---
NH <sub>3</sub> (mg/L)	---	---	25	---	---	35895	---	---	---	---
Fenol (mg/L)	---	---	---	---	---	205	---	---	---	---

Corriente	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Descripción	AD de Planta de AA de FCC-2 a Desaladora de PP-1	AD de Planta de AA de FCC-2 a Tanque de Sellos	AA de PP-2 a Planta de AA de PP-2	AA de Azufre-1 a Planta de AA de PP-2	AA de Azufre-2 a Planta de AA de PP-2	AA de HDS-2 a Planta de AA de PP-2	AA de Tanque de Sellos a Planta de AA de PP-2	AA alimentada a Planta de AA de PP-2	Vapor de baja a PP-2	Vapor de baja a Planta de AA de PP-2
Flujo(bls/día)	3340.74	540.44	8367.71	407.59	407.59	110.20	771.41	10064.50	6920.01	1139.75
Flujo (m <sup>3</sup> /h)	22.13	3.58	55.43	2.70	2.70	0.73	5.11	66.67	45.84	7.55
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	1.4	5.6	1.7	1.73	1.73	2.1	2.7	1.73	3.50	3.50
Temperatura (°C)	70	38	41.6	52	53	49	39	56	147	147
H <sub>2</sub> S (mg/L)	5	5	---	---	---	---	---	5020	---	---
NH <sub>3</sub> (mg/L)	25	25	---	---	---	---	---	10460	---	---
Fenol (mg/L)	---	---	---	---	---	---	---	5500	---	---

Corriente	31	32	33	34	35	36	<b>AA: Agua Amarga</b> <b>AD: Agua Desflemada</b>
Descripción	Gas Acido a Desfogue	AD a Desaladora de PP-2	AD de Planta de AA de PP-2 a Tanque de Sellos	Salmuera a Efluentes	AD de FCC-1/2 a Desaladora de PP-2	AD a Tanque de Sellos	
Flujo(bls/dia)	199.27	9895.43	979.73	9895.43	1892.35	1520.17	
Flujo (m <sup>3</sup> /h)	1.32	65.55	6.49	65.55	47.83	10.07	
Presión (Kg/cm <sup>2</sup> )	1.30	1.73	5.6	4.8	5.0	5.0	
Temperatura (°C)	118	68	38	138	38	38	
H <sub>2</sub> S (mg/L)	---	5	5	---	5	5	
NH <sub>3</sub> (mg/L)	---	25	25	---	25	25	
Fenol (mg/L)	---	---	---	---	---	---	

## 10. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- Se identificaron los puntos de consumo de agua de proceso en las plantas de proceso de la Refinería. La mayor parte de agua de proceso consumida es en corrientes de vapor de baja y media presión, agua de servicio para el lavado de corrientes de fracciones de hidrocarburos y como agua de desalado.
- Los puntos de generación de aguas residuales de las plantas de proceso fueron identificados, las corrientes de aguas residuales de procesos identificadas son aguas amargas, aguas desflemadas, salmuera, agua congénita, agua de lavado de MTBE, TAME y agua neutralizada de Alquilación.
- La caracterización y cuantificación de las corrientes de agua de proceso y de los efluentes de agua residual se realizaron de acuerdo a la metodología propuesta para recabar información de las plantas, la información utilizada para cuantificar y caracterizar las corrientes de agua son datos históricos, estadísticos y durante las visitas la revisión de las lecturas de los medidores de flujo.
- En las plantas de tratamiento de aguas amargas de la Refinería en estudio, se encontró que las torres de agotamiento operan a bajas eficiencias de remoción de  $H_2S$  y  $NH_3$ . Con las simulaciones realizadas se observa el comportamiento en la eficiencia de remoción de la torre agotadora y con el recorrido realizado en las instalaciones de la Refinería se observaron e identificaron problemas en los equipos de agotamiento de agua amarga, los cuales influyen en la eficiencia de remoción.
- Los equipos agotadores de agua amarga requieren de mantenimiento correctivo y mejoras en las camas de los empaques. Con el mantenimiento de las torres agotadoras de las plantas de agua amargas se obtiene agua desflemada con la calidad y características requeridas para su reúso total en las Desaladoras disminuyendo el uso de agua pretratada.
- Las propuestas de reúso de aguas desflemadas en Desaladoras disminuye el uso del 27.88% de agua de proceso en las plantas y el 4.64% de uso de agua de primer uso en la Refinería. El reúso del agua desflemada en

tanque de sellos elimina el uso de agua de servicios. Con estas dos propuestas se reutiliza toda el agua desflemada generada en la Refinería.

- La única tecnología que se puede aplicar para el tratamiento de aguas amargas en Refinerías es la desorción en torres con platos o empacadas. Las tecnologías mencionadas para la eliminación de  $H_2S$ ,  $NH_3$  y fenoles no pueden ser aplicadas para el tratamiento de las aguas amargas en la Refinería, debido a que aun se encuentran en fase de prueba en laboratorio o en fase de planta piloto, solo pueden tratar concentraciones menores a 10 ppm de los contaminantes mencionados y flujos a menor escala de los empleados en las Refinerías. La empresa que administra la Refinería en estudio requiere tecnologías con 4 años instaladas y operando para su implementación en la Refinería.
- Con la mejora en la remoción de  $H_2S$ ,  $NH_3$  y fenoles del agua amarga, el agua desflemada obtenida se puede usar en su totalidad disminuyendo su envío a la planta de tratamiento de efluentes y el impacto que genera en los equipos que se encuentran en efluentes.
- Se recomienda hacer un estudio económico realizando una evaluación costo-beneficio para la propuesta del reúso del agua desflemada en el área de tanque de sellos, para comparar y saber si es conveniente llevar a cabo la instalación para enviar el agua desflemada a tanques de sellos o descargarla en el área de efluentes y estudiar el impacto generado en efluentes, así como el mantenimiento requerido.

## 11. BIBLIOGRAFIA

1. Abia, L., Rejo, V., Vieira, R. La eliminación de sulfuros en el tratamiento de efluentes industriales peligrosos. Revista Ingeniería Química España. No. 406, 2003. págs. 213-220.
2. Armstrong, T., Scott, B., Taylor, K., Gardner, A. Sour water stripping, Refining details notebook. Today's Refinery. Junio, 1996.
3. Baron, C. Case. Water management project for the use of reclaimed wastewater and desalted seawater for the "Antonio Dovalí Jaime" Refinery, Salina Cruz, Oaxaca, Mexico. Water Sci. Tech., 2000.
4. Bases de diseño del proyecto: Sustitución de planta agotadora de aguas amargas No. 4 por la No.6, en la Refinería "Ing. Hector R. Lara Sosa".2000
5. Coelho, A., Castro, A. V., Dezotti, M., Sant'Anna, G. L. Treatment of petroleum Refinery sour water by advanced oxidation process. Journal of Hazardous Materials. Vol. 137. Septiembre, 2006. págs. 178-184.
6. Degremont. Water treatment handbook. John Wiley and Sons. 1979.
7. Del Villar, M. Parámetros de diseño para un agotador de aguas amargas. Sesión técnica JM-4.4. XLIX Convención Nacional IMIQ. Octubre, 2009.
8. Duijvesteijn, C.P.T.M. Water reuse in an oil Refinery: Desalination. 1998.
9. Diccionario de términos de PEMEX Refinación, 2010.
10. Estudio de evaluación para la optimización del uso del agua en instalaciones de PEMEX. Proceso de planta de oxidación de aguas amargas en CPG Nuevo PEMEX. 2009.
11. Estudio de evaluación para la optimización del uso del agua en instalaciones de PEMEX. Proceso de planta de oxidación de aguas amargas en CPG Cactus. 2009.

12. Guía práctica de pruebas de laboratorio aplicable al control fisicoquímico de los procesos de refinación. PEMEX Refinación, Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime". Unidad de Producción.
13. Hatcher, N., Weiland, R. Reliable design of sour water strippers. PTQ Magazine. Q3. 2012.
14. Hatcher, N., Weiland, R. Stripping sour water: the effect of heat stable salts. PTQ Magazine. Q4. 2012. Recabado de: [www.digitalrefining.com/article/1000543](http://www.digitalrefining.com/article/1000543)
15. How pH management improves Desalter operations. Baker Hughes Inc. Recabado de: [www.bakerhughes.com](http://www.bakerhughes.com)
16. Ingeniería básica para la planta de tratamiento de aguas amargas No.3 de la Refinería "Gral. Lázaro Cárdenas".
17. Kraus, R. S. Enciclopedia de salud y seguridad en el trabajo. Petróleo y gas natural. Proceso de refinación del petróleo. Cap. 78.2. 1998.
18. Manual de Bombero "B", Sector de Bombeo y Almacenamiento (Área de Tanque de 500 mil barriles, Efluentes y Tanque de Sellos y Quemadores) de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime".
19. Morales, M. Planta de tratamiento de aguas amargas provenientes de los procesos de la Refinería Miguel Hidalgo. Tesis Facultad de Química. 2001.
20. Miyamoto, Y., Nuñez, I., Texta, J. A. Mejoras técnicas a una planta de tratamiento de aguas amargas. Revista Ingeniería Química España. Vol. 33.No.385. Diciembre, 2001. págs. 80-87.
21. Norma Oficial Mexicana que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales. NOM-001-SEMARNAT-1996.
22. Norma de referencia para el espaciamiento mínimo y criterios para la distribución de instalaciones industriales en centros de trabajo de Petróleos Mexicanos y organismos subsidiarios. NRF-010-PEMEX-2004.

23. Norma de referencia para el diseño y construcción de recipientes a presión. NRF-028-PEMEX-2010.
24. Norma de referencia para sistemas de desfuegos y quemadores en instalaciones de PEMEX Exploración y Producción. NRF-031-PEMEX-2007.
25. Norma de referencia para el diseño y especificación de materiales para el sistema de tubería en plantas industriales (servicio de agua amarga). NRF-032-PEMEX-2012 T-A08T1.
26. Norma de referencia para selección de bombas centrifugas. NRF-050-PEMEX-2007.
27. Norma para la construcción de tanques API-650.
28. Perry, R. H., Green, D. W., Maloney, J. O. Manual del Ingeniero Químico. Vol. 3. Cap. 14. Mc Graw Hill. 4ta. Edición. 2001.
29. Prasad, J., Turdio, J., Akolekov, D. B., Bhargava, S. K., Grocott, S. C. Catalytic wet oxidation of stripped sour water from an oil-shale Refining process. Ind. Eng. Chem. Res. Vol. 43. No. 20. 2004. págs. 6363-6368.
30. PEMEX Refinación. Base de datos institucional. Portal de internet [www.ref.pemex.com/](http://www.ref.pemex.com/)
31. Petroleum refining water/wastewater use and management. Operations best practice series 2010. IPECA. Recabado de: [www.ipeca.org](http://www.ipeca.org)
32. pH/ORP measurement sour water stripping tower. ABB Inc. Process automation. Recabado de: [www.abb.com](http://www.abb.com)
33. Procesos industriales para el tratamiento de aguas residuales mediante oxidación húmeda catalítica. Recabado el 22/09/2009, de: <http://weblogs.madridmasd.org/remtavaros>



34. Refinería Balboa. Vertidos líquidos, Gestión integral de las aguas residuales. Recabado el 21/10/2009, de: <http://www.grupoag.es/refineriabalboa/medioambiente/vertidosliquidos.php>
35. Seader, J. D., Henley, E. V. Separation process principles. Ed. Wiley and Sons. 2da. Edición. 2005.
36. Steam Stripping. Removal of organics from water using steam stripping. Jaeger products Inc. Recabado de: <http://www.jaeger.com>
37. Treybal, R. E. Operaciones de transferencia de masa. Ed. Mc Graw Hill. 2da. Edición. 1998.
38. Valiente Barderas, A. Introducción a la transferencia de masa. 3ra. Edición. Facultad de Química, UNAM. 2010.

## 12. ANEXOS

### ANEXO I. NOM-001-SEMARNAT-1996. LIMITES MAXIMOS PERMISIBLES PARA LA DESCARGA DE AGUAS RESIDUALES EN AGUA Y BIENES NACIONALES

LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES PARA CONTAMINANTES BÁSICOS																				
PARÁMETROS  (miligramos por litro, excepto cuando se especifique)	RÍOS						EMBALSES NATURALES Y ARTIFICIALES				AGUAS COSTERAS						SUELO		HUMEDALES NATURALES	
	Uso en riego agrícola (A)		Uso público urbano (B)		Protección de vida acuática (C)		Uso en riego agrícola (B)		Uso público urbano (C)		Explotación pesquera, navegación y otros usos (A)		Recreación (B)		ESTUARIOS (B)		Uso en riego agrícola (A)		HUMEDALES NATURALES (B)	
	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.
Temperatura °C (1)	N.A.	N.A.	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	N.A.	N.A.	40	40
Grasas y Aceites (2)	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25	15	25
Materia Flotante (3)	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te	au sen te
Sólidos Sedimentables (ml/l)	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	N.A.	N.A.	1	2
Sólidos Suspendidos Totales	150	200	75	125	40	60	75	125	40	60	150	200	75	125	75	125	N.A.	N.A.	75	125
Demanda Bioquímica de Oxígeno	150	200	75	150	30	60	75	150	30	60	150	200	75	150	75	150	N.A.	N.A.	75	150
Nitrógeno Total	40	60	40	60	15	25	40	60	15	25	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	15	25	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.
Fósforo Total	20	30	20	30	5	10	20	30	5	10	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	5	10	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.

(1) Instantáneo

(2) Muestra Simple Promedio Ponderado

(3) Ausente según el Método de Prueba definido en la NMX-AA-006.

P.D. = Promedio Diario; P.M. = Promedio Mensual;

N.A. = No es aplicable.

(A), (B) y (C): Tipo de Cuerpo Receptor según la Ley Federal de Derechos.

## ANEXO II. LOCALIZACIÓN DE REFINERÍAS DEL SISTEMA NACIONAL DE REFINACIÓN SNR



FIGURA 92. Ubicación de las Refinerías pertenecientes al SNR.

### ANEXO III. CONVERSIÓN DE PARTES POR MILLON A FRACCIÓN MASA

**Partes por millón:**

$$ppm = \frac{mg_{soluto}}{L_{solución}}$$

**Fracción masa:**

$$fracción\ masa = \frac{g_{soluto}}{g_{solución}}$$

**Densidad de agua amarga:**

$$\rho_{AA} = 1.005 \frac{Kg_{AA}}{L_{AA}}$$

**Densidad de agua desflemada:**

$$\rho_{AD} = 0.973 \frac{Kg_{AD}}{L_{AD}}$$

**Conversión de ppm de H<sub>2</sub>S en agua amarga a fracción masa:**


$$ppm\ H_2S \left( \frac{mg_{H_2S}}{L_{AA}} \right) * \frac{1g_{H_2S}}{1000mg_{H_2S}} * \frac{1}{\rho_{AA}} \left( \frac{L_{AA}}{Kg_{AA}} \right) * \frac{1Kg_{AA}}{1000g_{AA}} = fracc.\ masa\ H_2S \left( \frac{g_{H_2S}}{g_{AA}} \right)$$

**Conversión de ppm de H<sub>2</sub>S en agua desflemada a fracción masa:**

$$ppm\ H_2S \left( \frac{mg_{H_2S}}{L_{AD}} \right) * \frac{1g_{H_2S}}{1000mg_{H_2S}} * \frac{1}{\rho_{AD}} \left( \frac{L_{AD}}{Kg_{AD}} \right) * \frac{1Kg_{AD}}{1000g_{AD}} = fracc.\ masa\ H_2S \left( \frac{g_{H_2S}}{g_{AD}} \right)$$

## ANEXO IV. DATOS DE SIMULACIONES

### IV.I SIMULACIÓN DE TORRE AGOTADORA DE PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA DE PP-1

1	 Alfonso A. Rosado Alvarez Facultad de Química, UNAM.		Case Name: PTA AA PP1DATOS.HSC			
2			Unit Set: SALF			
3			Date/Time: Tue May 28 01:50:56 2013			
4						
5	<b>Workbook: T-03 (COL1)</b>					
6						
7	<b>Material Streams</b>					
8	Fluid Pkg: All					
9						
10						
11	Name	Agua Amarga	Vapor de baja	Gas Acido	Agua Desflemeda	
12	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	
13	Temperature (C)	88.00	147.6	85.45	85.45	
14	Pressure (atm)	6.291	3.387	0.5449	0.5449	
15	Molar Flow (kgmole/h)	967.7	116.3	127.4	956.6	
16	Mass Flow (kg/h)	1.745e+004	2096	2304	1.724e+004	
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	17.51	2.100	2.322	17.29	
18	Heat Flow (kJ/h)	-2.717e+008	-2.767e+007	-3.026e+007	-2.691e+008	
19						
20	<b>Composicion</b>					
21	Fluid Pkg: All					
22	Name	Agua Amarga	Vapor de baja	Gas Acido	Agua Desflemeda	
23	Master Comp Mass Frac (H2O)	0.99640	1.00000	0.998526	0.99833	
24	Master Comp Mass Frac (H2S)	0.00093	0.00000	0.00703	0.00001	
25	Master Comp Mass Frac (Ammonia)	0.00176	0.00000	0.00700	0.00085	
26	Master Comp Mass Frac (Phenol)	0.00090	0.00000	0.00071	0.00082	
27	<b>Absorber: T-03 @Main</b>					
28						
29	<b>PROFILES</b>					
30						
31	<b>General Parameters</b>					
32	Sub-Flow Sheet:	T-03 (COL1)	Number of Stages:		1 *	
33	<b>Profile Estimates</b>					
34		Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)		
35						
36	1 TS-1	112.7 *	956.6	127.4		
37						
38	<b>EFFICIENCIES</b>					
39	<b>Stage Efficiencies</b>					
40	Stages	Overall Efficiency	H2O	H2S	Ammonia	
41	1 TS-1	0.5000 *	0.5000	0.5000	0.5000	
42						
43	<b>RATING</b>					
44						
45	<b>Tray Sections</b>					
46	Tray Section	TS-1				
47	Tray Diameter (m)	0.9140				
48	Weir Height (m)	---				
49	Weir Length (m)	---				
50	Tray Space (m)	4.877				
51	Tray Volume (m3)	3.200				
52	Disable Heat Loss Calculations	No				
53	Heat Model	None				
54	Rating Calculations	No				
55	Tray Hold Up (m3)	8.836e-002				
56						
57	<b>CONDITIONS</b>					
58	Name	Agua Amarga @Main	Vapor de baja @Main	Gas Acido @Main	Agua Desflemeda @Main	
59	Vapour	0.0000	1.0000	1.0000	0.0037	
60	Temperature (C)	88.0000 *	147.6000 *	85.4547	83.4968	
61	Pressure (atm)	6.2910 *	3.3874 *	0.5449	0.5449	
62	Molar Flow (kgmole/h)	967.7218	116.3341	127.4225	956.6334	
63	Mass Flow (kg/h)	17452.2033	2095.7706	2303.5509	17244.4231	
64	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	17.5100 *	2.1000 *	2.3224	17.2876	
65	Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)					

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.



Alfonso A. Rosado Alvarez  
Facultad de Química, UNAM.

Case Name: PTA AA PP1DATOS.HSC

Unit Set: SALF

Date/Time: Tue May 28 01:50:56 2013

## Absorber: T-03 @Main (continued)

### CONDITIONS

11	Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.807e+005	-2.378e+005	-2.375e+005	-2.813e+005
12	Molar Entropy	(kJ/kgmole-C)	68.84	174.9	185.5	68.17
13	Heat Flow	(kJ/h)	-2.7169e+08	-2.7670e+07	-3.0264e+07	-2.6909e+08

### PROPERTIES

16	Name		Agua Amarga @Main	Vapor de baja @Main	Gas Acido @Main	Agua Desflemada @Main
17	Molecular Weight		18.03	18.02	18.08	18.03
18	Molar Density	(kgmole/m3)	53.06	0.1003	1.861e-002	4.619
19	Mass Density	(kg/m3)	956.9	1.806	0.3365	83.27
20	Act. Volume Flow	(m3/h)	18.24	1160	6845	207.1
21	Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-1.557e+004	-1.320e+004	-1.314e+004	-1.560e+004
22	Mass Entropy	(kJ/kg-C)	3.817	9.711	10.26	3.782
23	Heat Capacity	(kJ/kgmole-C)	78.76	35.23	34.17	78.46
24	Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	4.367	1.956	1.890	4.353
25	Lower Heating Value	(kJ/kgmole)	1351	0.0000	4685	742.6
26	Mass Lower Heating Value	(kJ/kg)	74.91	---	259.1	41.20
27	Phase Fraction [Vol. Basis]		---	---	---	3.732e-003
28	Phase Fraction [Mass Basis]		0.0000	4.941e-324	4.941e-324	3.704e-003
29	Partial Pressure of CO2	(atm)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Cost Based on Flow	(Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	Act. Gas Flow	(ACT_m3/h)	---	1160	6845	---
32	Avg. Liq. Density	(kgmole/m3)	55.27	55.40	54.87	55.34
33	Specific Heat	(kJ/kgmole-C)	78.76	35.23	34.17	78.46
34	Std. Gas Flow	(STD_m3/h)	2.288e+004	2751	3013	2.262e+004
35	Std. Ideal Liq. Mass Density	(kg/m3)	996.7	998.0	991.9	997.5
36	Act. Liq. Flow	(m3/s)	5.066e-003	---	---	4.965e-003
37	Z Factor		4.001e-003	0.9786	0.9948	---
38	Watson K		10.50	---	10.63	10.37
39	User Property		---	---	---	---
40	Partial Pressure of H2S	(atm)	0.0000	0.0000	2.032e-003	3.679e-004
41	Cp/(Cp - R)		1.118	1.309	1.322	1.119
42	Cp/Cv		1.173	1.341	1.329	1.000
43	Heat of Vap.	(kJ/kgmole)	3.842e+004	3.911e+004	5.024e+004	4.179e+004
44	Kinematic Viscosity	(cSt)	0.3397	7.677	26.05	---
45	Liq. Mass Density (Std. Cond)	(kg/m3)	1014	1015	1010	1014
46	Liq. Vol. Flow (Std. Cond)	(m3/h)	17.22	2.065	2.281	17.00
47	Liquid Fraction		1.000	0.0000	0.0000	0.9963
48	Molar Volume	(m3/kgmole)	1.885e-002	9.974	53.72	0.2165
49	Mass Heat of Vap.	(kJ/kg)	2130	2171	2779	2319
50	Phase Fraction [Molar Basis]		0.0000	1.0000	1.0000	0.0037
51	Surface Tension	(dyne/cm)	60.73	---	---	61.65
52	Thermal Conductivity	(W/m-K)	0.6747	2.924e-002	2.283e-002	---
53	Viscosity	(cP)	0.3251	1.387e-002	8.766e-003	---
54	Cv (Semi-Ideal)	(kJ/kgmole-C)	70.45	26.92	25.86	70.15
55	Mass Cv (Semi-Ideal)	(kJ/kg-C)	3.906	1.494	1.430	3.891
56	Cv	(kJ/kgmole-C)	67.15	26.28	25.72	78.43
57	Mass Cv	(kJ/kg-C)	3.723	1.459	1.423	4.351
58	Cv (Ent. Method)	(kJ/kgmole-C)	65.01	---	---	---
59	Mass Cv (Ent. Method)	(kJ/kg-C)	3.605	---	---	---
60	Cp/Cv (Ent. Method)		1.211	---	---	---
61	Reid VP at 37.8 C	(atm)	17.17	---	18.97	7.286
62	True VP at 37.8 C	(atm)	0.4753	6.383e-002	3.117	6.764e-002
63	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)	(m3/h)	17.22	2.065	2.281	17.00
64	Viscosity Index		-2.251	---	---	---


65 Hyprotech Ltd.

Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)


Page 2 of 3

Licensed to: LEGENDS


\* Specified by user.


1	 Alfonso A. Rosado Alvarez Facultad de Química, UNAM.			Case Name: PTA AA PP1DATOS.HSC				
2				Unit Set: SALF				
3				Date/Time: Tue May 28 01:50:56 2013				
4								
5	<b>Absorber: T-03 @Main (continued)</b>							
6	<b>FEEDS / PRODUCTS</b>							
7	Mass							
8	Flow Basis:							
9		Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kg/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Temp (C)
10	1_TS-1	Agua Amarga	Feed	---	Liquid	1.745e+004	-2.807e+005	88.00
11		Vapor de baja	Feed	---	Vapour	2096	-2.378e+005	147.6
12		Gas Acido	Draw	---	Vapour	2304	-2.375e+005	85.45
13		Agua Desflemeda	Draw	---	Liquid	1.724e+004	-2.813e+005	85.45
14	<b>SETUP</b>							
15	Sub-Flowsheet							
16	<b>Feed Streams</b>			<b>Product Streams</b>				
17	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis		
18	Agua Amarga	Agua Amarga @Main	P-H Flash	Gas Acido	Gas Acido @Main	P-H Flash		
19	Vapor de baja	Vapor de baja @Main	P-H Flash	Agua Desflemeda	Agua Desflemeda @Main	P-H Flash		
20								
21								
22								
23								
24								
25								
26								
27								
28								
29								
30								
31								
32								
33								
34								
35								
36								
37								
38								
39								
40								
41								
42								
43								
44								
45								
46								
47								
48								
49								
50								
51								
52								
53								
54								
55								
56								
57								
58								
59								
60								
61								
62								
63								
64								
65	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)		Page 3 of 3			

## IV.II SIMULACIÓN DE TORRE AGOTADORA DE PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA DE PP-2


1	 <p>Alfonso A. Rosado Alvarez Facultad de Química, UNAM.</p>		Case Name: PTA AA PP2DATOS.HSC			
2			Unit Set: SALF			
3			Date/Time: Tue May 28 01:24:41 2013			
4						
5						
6	<b>Workbook: ADA-81 (COL1)</b>					
7						
8						
9	<b>Material Streams</b> <span style="float: right;">Fluid Pkg: All</span>					
10						
11	Name	Agua Amarga	Vapor de baja	Gas Amarga	Agua Desfleada	
12	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.1634	0.0000	
13	Temperature (C)	98.00	147.6	99.04	101.6	
14	Pressure (atm)	5.342	3.387	1.258	1.269	
15	Molar Flow (kgmole/h)	3968	418.2	420.8	3966	
16	Mass Flow (kg/h)	7.193e+004	7535	7748	7.172e+004	
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	72.62	7.550	7.947	72.22	
18	Heat Flow (kJ/h)	-1.100e+009	-9.948e+007	-1.112e+008	-1.103e+009	
19						
20	<b>Compositions</b> <span style="float: right;">Fluid Pkg: All</span>					
21	Name	Agua Amarga	Vapor de baja	Gas Amarga	Agua Desfleada	
22	Master Comp Mass Frac (H2O)	0.97902	1.00000	0.93430	0.98606	
23	Master Comp Mass Frac (H2S)	0.00502	0.00000	0.04638	0.00002	
24	Master Comp Mass Frac (Ammonia)	0.01046	0.00000	0.01834	0.00851	
25	Master Comp Mass Frac (Phenol)	0.00550	0.00000	0.00099	0.00541	
26						
27	<b>Absorber: ADA-81 @Main</b>					
28						
29	<b>CONNECTIONS</b>					
30						
31	Inlet Stream					
32	STREAM NAME	<b>Stage</b>	FROM UNIT OPERATION			
33	Agua Amarga	1_TS-1				
34	Vapor de baja	2_TS-1				
35	Outlet Stream					
36	STREAM NAME	<b>Stage</b>	TO UNIT OPERATION			
37	Gas Amarga	1_TS-1				
38	Agua Desfleada	2_TS-1				
39						
40	<b>PROFILES</b>					
41	General Parameters					
42	Sub-Flow Sheet:	ADA-81 (COL1)	Number of Stages:		2 *	
43	<b>Profile Estimates</b>					
44		Temperature (C)	Net Liquid (m3/h)	Net Vapour (m3/h)		
45						
46	1_TS-1	101.7 *	71.40 *	6.174 *		
47	2_TS-1	116.0 *	72.57 *	7.514 *		
48						
49	<b>EFFICIENCIES</b>					
50	<b>Stage Efficiencies</b>					
51	Stages	Overall Efficiency	H2O	H2S	Ammonia	
52	1_TS-1	0.1000 *	1.000	1.000	1.000	
53	2_TS-1	0.1000 *	1.000	1.000	1.000	
54						
55	<b>RATING</b>					
56						
57	<b>Tray Sections</b>					
58	Tray Section	TS-1				
59	Tray Diameter (m)	1.981				
60	Weir Height (m)	---				
61	Weir Length (m)	---				
62	Tray Space (m)	6.096				
63	Tray Volume (m3)	18.79				
64	Disable Heat Loss Calculations	No				
65	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)		Page 1 of 3	



1	 Alfonso A. Rosado Alvarez Facultad de Química, UNAM.		Case Name: PTA AA PP2DATOS.HSC		
2			Unit Set: SALF		
3			Date/Time: Tue May 28 00:47:29 2013		
4					
5					
6	<b>Absorber: ADA-81 @Main (continued)</b>				
9	Heat Model	None			
10	Rating Calculations	No			
11	Tray Hold Up (m3)	8.836e-002			
12	<b>CONDITIONS</b>				
13					
14	Name	Agua Amarga @Main	Vapor de baja @Main	Gas acido @Main	Agua Desfleada @Main
15	Vapour	0.0000	1.0000	0.1634	0.0000
16	Temperature (C)	98.0000 *	147.6000 *	99.0440	101.5633
17	Pressure (atm)	5.3425 *	3.3874 *	1.2582	1.2694
18	Molar Flow (kgmole/h)	3968.1405	418.2488	420.7888	3965.6005
19	Mass Flow (kg/h)	71933.0229	7534.7945	7747.8828	71719.9345
20	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	72.6200 *	7.5500 *	7.9471	72.2229
21	Molar Enthalpy (kJ/kgmole-C)	-2.773e+005	-2.378e+005	-2.642e+005	-2.782e+005
22	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	71.68	174.9	90.34	72.02
23	Heat Flow (kJ/h)	-1.1004e+09	-9.9480e+07	-1.1116e+08	-1.1031e+09
24	<b>PROPERTIES</b>				
25					
26	Name	Agua Amarga @Main	Vapor de baja @Main	Gas acido @Main	Agua Desfleada @Main
27	Molecular Weight	18.13	18.02	18.41	18.09
28	Molar Density (kgmole/m3)	52.01	0.1003	0.2536	52.07
29	Mass Density (kg/m3)	942.8	1.806	4.669	941.7
30	Act. Volume Flow (m3/h)	76.29	4172	1659	76.16
31	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.530e+004	-1.320e+004	-1.435e+004	-1.538e+004
32	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.954	9.711	4.906	3.982
33	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	79.34	35.23	72.05	79.53
34	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.377	1.956	3.913	4.398
35	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	8006	0.0000	1.983e+004	5907
36	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	441.6	---	1077	326.6
37	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	---	0.1964	---
38	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	4.941e-324	0.1810	0.0000
39	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	4172	---	---
42	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	54.64	55.40	52.95	54.91
43	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	79.34	35.23	72.05	79.53
44	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	9.382e+004	9889	9949	9.376e+004
45	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	990.5	998.0	974.9	993.0
46	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.119e-002	---	1.867e-003	2.116e-002
47	Z Factor	3.373e-003	0.9786	---	7.929e-004
48	Watson K	10.52	---	10.06	10.74
49	User Property	---	---	---	---
50	Partial Pressure of H2S (atm)	0.0000	0.0000	0.1922	0.0000
51	Cp/(Cp - R)	1.117	1.309	1.130	1.117
52	Cp/Cv	1.178	1.341	1.020	1.117
53	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.248e+004	3.911e+004	5.163e+004	4.084e+004
54	Kinematic Viscosity (cSt)	0.2954	7.677	---	0.2831
55	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1009	1015	998.6	1010
56	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	71.31	7.425	7.759	70.98
57	Liquid Fraction	1.000	0.0000	0.8366	1.000
58	Molar Volume (m3/kgmole)	1.923e-002	9.974	3.943	1.921e-002
59	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2343	2171	2804	2258
60	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	0.1634	0.0000
61	Surface Tension (dyne/cm)	58.24	---	58.39	57.82
62	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6725	2.924e-002	---	0.6782
63	Viscosity (cP)	0.2785	1.387e-002	---	0.2665
64	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	71.03	26.92	63.74	71.22
65	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)		Page 2 of 3


1	 Alfonso A. Rosado Alvarez Facultad de Química, UNAM.		Case Name: PTA AA PP2DATOS.HSC			
2			Unit Set: SALF			
3			Date/Time: Tue May 28 00:47:29 2013			
4						
5	<b>Absorber: ADA-81 @Main (continued)</b>					
6	<b>PROPERTIES</b>					
7						
8						
9						
10						
11	Name	Agua Amarga @Main	Vapor de baja @Main	Gas acido @Main	Agua Desfleada @Main	
12	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.918	1.494	3.462	3.938	
13	Cv (kJ/kgmole-C)	67.35	26.28	70.64	71.22	
14	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.715	1.459	3.837	3.938	
15	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	65.06	---	---	---	
16	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	3.589	---	---	---	
17	Cp/Cv (Ent. Method)	1.219	---	---	---	
18	Reid VP at 37.8 C (atm)	16.75	---	21.64	9.562	
19	True VP at 37.8 C (atm)	2.219	6.383e-002	18.94	9.045e-002	
20	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	71.31	7.425	7.767	70.98	
21	Viscosity Index	-2.802	---	---	-3.001	
22	<b>FEEDS / PRODUCTS</b>					
23						
24	Flow Basis: Mass					
25	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kg/h)	Enthalpy (kJ/kgmole) Temp (C)
26	1_TS-1	Agua Amarga	---	Liquid	7.193e+004 *	-2.773e+005 * 98.00 *
27		Gas Amarga	---	Vapour	7748 *	-2.642e+005 * 99.04 *
28	2_TS-1	Vapor de baja	---	Vapour	7535 *	-2.378e+005 * 147.6 *
29		Agua Desfleada	---	Liquid	7.172e+004 *	-2.782e+005 * 101.6 *
30	<b>SETUP</b>					
31						
32	Sub-Flowsheet					
33	<b>Feed Streams</b>			<b>Product Streams</b>		
34	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
35	Agua Amarga	Agua Amarga @Main	P-H Flash	Gas Amarga	Gas acido @Main	P-H Flash
36	Vapor de baja	Vapor de baja @Main	P-H Flash	Agua Desfleada	Agua Desfleada @Main	P-H Flash
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)		Page 3 of 3	

## IV.III SIMULACIÓN DE TORRE AGOTADORA DE PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA DE FCC-1

1		Case Name: PTA AA FCC1DATOS.HSC
2	Alfonso A. Rosado Alvarez Facultad de Química, UNAM.	Unit Set: SALF
3		Date/Time: Tue May 28 01:43:51 2013
4		
5	<b>Workbook: Planta Agua Amarga (FCC-1)</b>	
6	Condiciones de Corrientes <span style="float: right;">Fluid Pkg: All</span>	
7		
8		
9		
10		
11	Name	Agua Amarga    Vapor de baja    Gas amargo    Agua Desflemada
12	Vapour Fraction	0.0106    1.0000    1.0000    0.0159
13	Temperature (C)	102.3 *    147.0 *    103.4    95.62
14	Pressure (atm)	6.291 *    3.387 *    1.016    1.016
15	Molar Flow (kgmole/h)	1386    434.3    467.7    1352
16	Mass Flow (kg/h)	2.518e+004    7824    8659    2.435e+004
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	25.70 *    7.840 *    8.926    24.61
18	Heat Flow (kJ/h)	-3.775e+008    -1.033e+008    -1.064e+008    -3.744e+008
19	Composicion <span style="float: right;">Fluid Pkg: Basis-1</span>	
20		
21	Name	Agua Amarga    Vapor de baja    Gas amargo    Agua Desflemada
22	Master Comp Mass Frac (H2O)	0.957977 *    1.000000 *    0.919468    0.985177
23	Master Comp Mass Frac (H2S)	0.020869 *    0.000000 *    0.059623    0.000380
24	Master Comp Mass Frac (Ammonia)	0.020900 *    0.000000 *    0.020878    0.014192
25	Master Comp Mass Frac (Phenol)	0.000254 *    0.000000 *    0.000031    0.000252
26	<b>Absorber: 10-E</b>	
27		
28	PROFILES	
29		
30	General Parameters	
31		
32	Sub-Flow Sheet:	10-E (10-E)    Number of Stages: 1 *
33	Profile Estimates	
34	Temperature (C)	Net Liquid (kg/h)    Net Vapour (kg/h)
35		
36	1 TS-1	98.04 *    2.431e+004 *    9077 *
37	EFFICIENCIES	
38	Stage Efficiencies	
39		
40	Stages	Overall Efficiency    H2O    H2S    Ammonia    Phenol
41	1 TS-1	0.1000 *    1.000    1.000    1.000    1.000
42	RATING	
43		
44	Tray Sections	
45		
46	Tray Section	TS-1 @10-E
47	Tray Diameter (m)	1.200 *
48	Weir Height (m)	---
49	Weir Length (m)	---
50	Tray Space (m)	4.877 *
51	Tray Volume (m3)	5.516
52	Disable Heat Loss Calculations	No
53	Heat Model	None
54	Rating Calculations	No
55	Tray Hold Up (m3)	8.836e-002
56	CONDITIONS	
57		
58	Name	Agua Amarga    Vapor de baja    Gas amargo    Agua Desflemada
59	Vapour	0.0106    1.0000    1.0000    0.0159
60	Temperature (C)	102.3000 *    147.0000 *    103.3684    95.6158
61	Pressure (atm)	6.2910 *    3.3874 *    1.0162    1.0162
62	Molar Flow (kgmole/h)	1385.5152    434.3140    467.7142    1352.1150
63	Mass Flow (kg/h)	25182.6137    7824.2104    8659.0081    24347.8160
64	Std Ideal Lig Vol Flow (m3/h)	25.7000 *    7.8400 *    8.9263    24.6137
65	Hyprotech Ltd.    Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)    Page 1 of 3	

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

1	 <p>Alfonso A. Rosado Alvarez Facultad de Quimica, UNAM.</p>		Case Name: PTA AA FCC1DATOS.HSC			
2			Unit Set: SALF			
3			Date/Time: Tue May 28 01:43:51 2013			
4						
5						
6	<b>Absorber: 10-E (continued)</b>					
7	<b>CONDITIONS</b>					
8						
9						
10						
11	Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.725e+005	-2.379e+005	-2.276e+005	-2.769e+005
12	Molar Entropy	(kJ/kgmole-C)	74.28	174.9	183.8	72.76
13	Heat Flow	(kJ/h)	-3.7755e+08	-1.0331e+08	-1.0645e+08	-3.7441e+08
14	<b>PROPERTIES</b>					
15						
16	Name		Agua Amarga	Vapor de baja	Gas amargo	Agua Desflorada
17	Molecular Weight		18.18	18.02	18.51	18.01
18	Molar Density	(kgmole/m3)	14.39	0.1004	3.317e-002	2.055
19	Mass Density	(kg/m3)	261.6	1.809	0.6141	37.00
20	Act. Volume Flow	(m3/h)	96.28	4325	1.410e+004	658.1
21	Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-1.499e+004	-1.320e+004	-1.229e+004	-1.538e+004
22	Mass Entropy	(kJ/kg-C)	4.087	9.708	9.929	4.040
23	Heat Capacity	(kJ/kgmole-C)	79.12	35.23	34.50	78.52
24	Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	4.353	1.956	1.863	4.361
25	Lower Heating Value	(kJ/kgmole)	1.298e+004	0.0000	2.399e+004	4999
26	Mass Lower Heating Value	(kJ/kg)	713.9	---	1296	277.6
27	Phase Fraction [Vol. Basis]		2.170e-002	---	---	1.730e-002
28	Phase Fraction [Mass Basis]		1.769e-002	4.941e-324	4.941e-324	1.590e-002
29	Partial Pressure of CO2	(atm)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Cost Based on Flow	(Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	Act. Gas Flow	(ACT_m3/h)	---	4325	1.410e+004	---
32	Avg. Liq. Density	(kgmole/m3)	53.91	55.40	52.40	54.93
33	Specific Heat	(kJ/kgmole-C)	79.12	35.23	34.50	78.52
34	Std. Gas Flow	(STD_m3/h)	3.276e+004	1.027e+004	1.106e+004	3.197e+004
35	Std. Ideal Liq. Mass Density	(kg/m3)	979.9	998.0	970.1	989.2
36	Act. Liq. Flow	(m3/s)	7.369e-003	---	---	7.049e-003
37	Z Factor		---	0.9785	0.9917	---
38	Watson K		10.73	---	10.01	12.10
39	User Property		---	---	---	---
40	Partial Pressure of H2S	(atm)	4.838	0.0000	3.292e-002	1.238e-002
41	Cp/(Cp - R)		1.117	1.309	1.318	1.118
42	Cp/Cv		1.002	1.341	1.329	1.002
43	Heat of Vap.	(kJ/kgmole)	4.832e+004	3.911e+004	5.177e+004	4.196e+004
44	Kinematic Viscosity	(cSt)	---	7.652	15.34	---
45	Liq. Mass Density (Std. Cond)	(kg/m3)	1000	1015	995.4	1007
46	Liq. Vol. Flow (Std. Cond)	(m3/h)	25.17	7.710	8.699	24.19
47	Liquid Fraction		0.9894	0.0000	0.0000	0.9841
48	Molar Volume	(m3/kgmole)	6.949e-002	9.959	30.15	0.4867
49	Mass Heat of Vap.	(kJ/kg)	2658	2171	2796	2330
50	Phase Fraction [Molar Basis]		0.0106	1.0000	1.0000	0.0159
51	Surface Tension	(dyne/cm)	56.88	---	---	58.79
52	Thermal Conductivity	(W/m-K)	---	2.920e-002	2.450e-002	---
53	Viscosity	(cP)	---	1.384e-002	9.419e-003	---
54	Cv (Semi-Ideal)	(kJ/kgmole-C)	70.81	26.91	26.19	70.21
55	Mass Cv (Semi-Ideal)	(kJ/kg-C)	3.896	1.494	1.414	3.899
56	Cv	(kJ/kgmole-C)	79.00	26.28	25.95	78.39
57	Mass Cv	(kJ/kg-C)	4.346	1.459	1.402	4.353
58	Cv (Ent. Method)	(kJ/kgmole-C)	---	---	---	---
59	Mass Cv (Ent. Method)	(kJ/kg-C)	---	---	---	---
60	Cp/Cv (Ent. Method)		---	---	---	---
61	Reid VP at 37.8 C	(atm)	18.79	---	21.97	14.46
62	True VP at 37.8 C	(atm)	8.855	6.383e-002	23.94	0.2570
63	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)	(m3/h)	25.22	7.710	8.699	24.19
64	Viscosity Index		---	---	---	---
65	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)			Page 2 of 3



Alfonso A. Rosado Alvarez  
Facultad de Química, UNAM.

Case Name: PTA AA FCC1DATOS.HSC

Unit Set: SALF

Date/Time: Tue May 28 01:43:51 2013

### Absorber: 10-E (continued)

#### FEEDS / PRODUCTS


Flow Basis:	Molar							
	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kgmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Temp (C)	
1_TS-1	1	Feed	---	Mixed	1386	-2.725e+005	102.3	*
	2	Feed	---	Vapour	434.3	-2.379e+005	147.0	*
	3	Draw	---	Vapour	467.7	-2.276e+005	103.4	*
	4	Draw	---	Liquid	1352	-2.769e+005	103.4	*

#### SETUP

##### Sub-Flowsheet


Feed Streams			Product Streams		
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
1	Agua Amarga	P-H Flash	3	Gas amargo	P-H Flash
2	Vapor de baja	P-H Flash	4	Agua Desflemada	P-H Flash

# IV.IV SIMULACIÓN DE TORRE AGOTADORA DE PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA AMARGA DE FCC-2

1	 Alfonso A. Rosado Alvarez Facultad de Química, UNAM.		Case Name: PTA AA FCC2DATOS.HSC			
2			Unit Set: SALF			
3			Date/Time: Tue May 28 01:18:45 2013			
4						
5	<b>Workbook: F3-T-10 (COL1)</b>					
6	<b>Material Streams</b> <span style="float: right;">Fluid Pkg: All</span>					
7	Name	Agua Amarga	Vapor de baja	Gas Amargo	Agua Desfleada	
8	Vapour Fraction	0.0058	1.0000	0.7424	0.0000	
9	Temperature (C)	70.00	147.6	91.08	91.08	
10	Pressure (atm)	6.291	3.387	0.8846	0.8846	
11	Molar Flow (kgmole/h)	1377	364.5	350.7	1391	
12	Mass Flow (kg/h)	2.498e+004	6567	6503	2.504e+004	
13	Liquid Volume Flow (m3/h)	25.71	6.580	7.036	25.25	
14	Heat Flow (kJ/h)	-3.747e+008	-8.670e+007	-7.738e+007	-3.878e+008	
15	<b>Compositions</b> <span style="float: right;">Fluid Pkg: All</span>					
16	Name	Agua Amarga	Vapor de baja	Gas Amargo	Agua Desfleada	
17	Master Comp Mass Frac (H2O)	0.94531	1.00000	0.82983	0.98963	
18	Master Comp Mass Frac (H2S)	0.01877	0.00000	0.07191	0.00005	
19	Master Comp Mass Frac (Ammonia)	0.03572	0.00000	0.09811	0.01015	
20	Master Comp Mass Frac (Phenol)	0.00020	0.00000	0.00015	0.00017	
21	<b>Absorber: F3-T-10 @Main</b>					
22	<b>CONNECTIONS</b>					
23	Inlet Stream					
24	STREAM NAME	Stage		FROM UNIT OPERATION		
25	Agua Amarga	1_TS-1				
26	Vapor de baja	1_TS-1				
27	Outlet Stream					
28	STREAM NAME	Stage		TO UNIT OPERATION		
29	Gas Amargo	1_TS-1				
30	Agua Desfleada	1_TS-1				
31	<b>PROFILES</b>					
32	General Parameters					
33	Sub-Flow Sheet:	F3-T-10 (COL1)	Number of Stages:		1 *	
34	<b>Profile Estimates</b>					
35		Temperature (C)	Net Liquid (kg/h)	Net Vapour (kg/h)		
36	1_TS-1	91.00 *	2.531e+004 *	6249 *		
37	<b>EFFICIENCIES</b>					
38	<b>Stage Efficiencies</b>					
39	Stages	Overall Efficiency	H2O	H2S	Ammonia	Phenol
40	1 TS-1	0.8000 *	0.8000	0.8000	0.8000	0.8000
41	<b>RATING</b>					
42	<b>Tray Sections</b>					
43	Tray Section	TS-1				
44	Tray Diameter (m)	1.200 *				
45	Weir Height (m)	---				
46	Weir Length (m)	---				
47	Tray Space (m)	5.486 *				
48	Tray Volume (m3)	6.205				
49	Disable Heat Loss Calculations	No				
50	Heat Model	None				
51	Rating Calculations	No				
52	Hyprotech Ltd.	Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)		Page 1 of 3		


Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

1	 Alfonso A. Rosado Alvarez Facultad de Química, UNAM.	Case Name: PTA AA FCC2DATOS.HSC			
2		Unit Set: SALF			
3		Date/Time: Tue May 28 01:18:45 2013			
4					
5					
6	<b>Absorber: F3-T-10 @Main (continued)</b>				
7					
8					
9	Tray Hold Up (m3)	8.836e-002			
10	<b>CONDITIONS</b>				
11					
12	Name	Agua Amarga @Main	Vapor de baja @Main	Gas acido @Main	Agua Desflemada @Main
13	Vapour	0.0058	1.0000	0.7424	0.0000
14	Temperature (C)	70.0000 *	147.6000 *	91.0760	91.0761
15	Pressure (atm)	6.2910 *	3.3874 *	0.8846	0.8846
16	Molar Flow (kgmole/h)	1377.0210	364.5135	350.7226	1390.8120
17	Mass Flow (kg/h)	24980.7370	6566.7480	6502.5629	25044.9221
18	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	25.7100 *	6.5800 *	7.0365	25.2535
19	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.721e+005	-2.378e+005	-2.206e+005	-2.788e+005
20	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	67.44	174.9	156.7	69.89
21	Heat Flow (kJ/h)	-3.7474e+08	-8.6699e+07	-7.7381e+07	-3.8779e+08
22	<b>PROPERTIES</b>				
23					
24	Name	Agua Amarga @Main	Vapor de baja @Main	Gas acido @Main	Agua Desflemada @Main
25	Molecular Weight	18.14	18.02	18.54	18.01
26	Molar Density (kgmole/m3)	22.78	0.1003	4.017e-002	52.71
27	Mass Density (kg/m3)	413.3	1.806	0.7447	949.1
28	Act. Volume Flow (m3/h)	60.45	3636	8732	26.39
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.500e+004	-1.320e+004	-1.190e+004	-1.548e+004
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.718	9.711	8.451	3.881
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	78.31	35.23	46.18	79.02
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.317	1.956	2.491	4.388
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	1.735e+004	0.0000	5.419e+004	3509
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	956.2	---	2923	194.8
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.283e-002	---	0.7668	---
36	Phase Fraction [Mass Basis]	1.041e-002	4.941e-324	0.7499	0.0000
37	Partial Pressure of CO2 (atm)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	3636	---	---
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	53.56	55.40	49.84	55.07
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	78.31	35.23	46.18	79.02
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	3.256e+004	8619	8293	3.288e+004
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	971.6	998.0	924.1	991.7
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	7.228e-003	---	4.762e-004	7.330e-003
45	Z Factor	---	0.9786	---	5.616e-004
46	Watson K	11.20	---	10.98	12.16
47	User Property	---	---	---	---
48	Partial Pressure of H2S (atm)	5.717	0.0000	4.681e-002	0.0000
49	Cp/(Cp - R)	1.119	1.309	1.220	1.118
50	Cp/Cv	1.001	1.341	1.159	1.118
51	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.775e+004	3.911e+004	5.092e+004	4.145e+004
52	Kinematic Viscosity (cSt)	---	7.677	---	0.3236
53	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	992.3	1015	951.9	1009
54	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	25.18	6.471	6.831	24.82
55	Liquid Fraction	0.9942	0.0000	0.2576	1.000
56	Molar Volume (m3/kgmole)	4.390e-002	9.974	24.90	1.897e-002
57	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2632	2171	2747	2302
58	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0058	1.0000	0.7424	0.0000
59	Surface Tension (dyne/cm)	62.02	---	59.72	59.75
60	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	2.924e-002	---	0.6733
61	Viscosity (cP)	---	1.387e-002	---	0.3072
62	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	70.00	26.92	37.87	70.70
63	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.858	1.494	2.042	3.926
64	Cv (kJ/kgmole-C)	78.23	26.28	39.85	70.70
65	Hyprotech Ltd.	Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)		Page 2 of 3	

Licensed to: LEGENDS

\* Specified by user.

1	 Alfonso A. Rosado Alvarez Facultad de Química, UNAM.			Case Name: PTA AA FCC2DATOS.HSC		
2				Unit Set: SALF		
3				Date/Time: Tue May 28 01:18:45 2013		
4						
5						
6	<b>Absorber: F3-T-10 @Main (continued)</b>					
7	<b>PROPERTIES</b>					
8						
9						
10						
11	Name	Agua Amarga @Main	Vapor de baja @Main	Gas acido @Main	Agua Desfleada @Main	
12	Mass Cv (kJ/kg-C)	4.312	1.459	2.149	3.926	
13	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---	---	
14	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---	---	
15	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---	---	
16	Reid VP at 37.8 C (atm)	17.16	---	17.94	14.30	
17	True VP at 37.8 C (atm)	7.886	6.383e-002	24.98	0.1065	
18	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	25.21	6.471	6.835	24.82	
19	Viscosity Index	---	---	---	-2.435	
20	<b>FEEDS / PRODUCTS</b>					
21						
22	Flow Basis:	Mass				
23		Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kg/h) Enthalpy (kJ/kgmole) Temp (C)
24	1_TS-1	Agua Amarga	Feed	---	Mixed	2.498e+004 * -2.721e+005 * 70.00 *
25		Vapor de baja	Feed	---	Vapour	6567 * -2.378e+005 * 147.6 *
26		Gas Amargo	Draw	---	Vapour	6503 * -2.206e+005 * 91.08 *
27		Agua Desfleada	Draw	---	Liquid	2.504e+004 * -2.788e+005 * 91.08 *
28	<b>SETUP</b>					
29						
30	Sub-Flowsheet					
31	<b>Feed Streams</b>			<b>Product Streams</b>		
32	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
33	Agua Amarga	Agua Amarga @Main	P-H Flash	Gas Amargo	Gas acido @Main	P-H Flash
34	Vapor de baja	Vapor de baja @Main	P-H Flash	Agua Desfleada	Agua Desfleada @Main	P-H Flash
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)		Page 3 of 3	



## ANEXO V. GLOSARIO

**Agua amarga:** Agua residual con contenido de  $H_2S$ ,  $NH_3$ , fenoles,  $CO_2$  y HCN principalmente, que proviene de los procesos de refinación. Se obtiene de los domos de las torres de fraccionamiento de hidrocarburo de las plantas, tales como primarias, catalíticas, hidrosulfuradoras, etc. El agua recolectada en los acumuladores es enviada a las plantas de tratamiento de aguas amargas.

**Agua congénita:** Agua residual asociada al petróleo crudo, con alto contenido de sales y fenoles. En las refinerías se obtiene de las purgas de los tanques de almacenamiento de crudo y de los tanques deshidratadores de petróleo crudo.

**Agua desflemada:** Agua residual obtenida de las plantas de tratamiento de agua amarga, en las que se remueve parte de  $H_2S$  y  $NH_3$  del agua amarga.

**Agua de desalado:** Agua de proceso, que debe cumplir con ciertas características para el uso en las unidades desaladoras de petróleo crudo.

**Agua de primer uso:** Es aquella que no ha sido utilizada en procesos industriales, es suministrada directamente de la fuente de abastecimiento (ríos, lagos y pozos) para su uso o para pretratamiento.

**Agua de proceso:** Es la que se utiliza principalmente en el procesamiento de los hidrocarburos (agua de desalado, agua para lavados, vapor de agotamiento) obteniendo agua amarga, salmuera, agua de lavado y agua neutralizada.

**Agua residual (industrial):** Aguas de composición variada provenientes de las descargas del uso industrial. Las aguas residuales de las de refinerías son sometidas a un tratamiento físico primario y, cuando se requiere, son sometidas a un tratamiento secundario para reducir el contenido de materia orgánica soluble, antes de ser vertida en cuerpos receptores.

**Agua de reúso:** Volumen de agua que después de un tratamiento vuelve a ser usada en algún proceso o actividad dentro de la refinería.

**Agua de Servicios Generales:** Agua pretratada suministrada a plantas para limpieza de equipos, repuesto de agua de enfriamiento y como auxiliar.

**Craqueo:** El craqueo o cracking es un proceso químico por el cual aplicando calor y presión o utilizando un catalizador, se quiebran moléculas de un compuesto produciendo así compuestos más simples.

**Desaladora:** Es una unidad ubicada en la planta de destilación primaria, tiene como propósito remover sales y agua del crudo mediante fuerzas electroestáticas y permitir un mayor tiempo de residencia para la separación.

**Desorción:** También llamada agotamiento o stripping, es una operación unitaria que consiste en la transferencia a un gas de los componentes volátiles de una mezcla líquida.

**DFP:** El diagrama de flujo de procesos, refleja el movimiento de materia que tiene lugar en el mismo y los principales equipos implicados en el proceso. Adicionalmente, pueden aparecer detalles referidos a los balances de materia y de energía

**DMF:** El diagrama mecánico de flujo, proporcionan la información que necesitan los ingenieros para comenzar a planificar la construcción de la planta como condiciones de operación, presión y temperatura, caudales de las corrientes, localización de los equipos, trazado de tuberías, Longitudes, conexiones, soportes, estructuras y cimentaciones.

**Drenaje aceitoso:** Es el sistema que colecta y desaloja todas las aguas no corrosivas con contenido de hidrocarburos.

**Drenaje pluvial:** Es el sistema que colecta y desaloja las aguas de lluvia, el agua contraincendio, así como todas aquellas aguas que no contengan hidrocarburos, aguas negras y jabonosas, productos químicos, corrosivos o tóxicos.

**DTI:** El diagrama de tubería e instrumentación muestra la interconexión de equipos de proceso e instrumentos utilizados para controlar el proceso.

**FCC:** El craqueo catalítico en lecho fluido (FCC, según sus siglas en inglés) es uno de los procesos de conversión más importantes de la industria del refino de petróleo. El proceso FCC rompe moléculas de hidrocarburo de alto peso molecular y las transforma en productos más valiosos tales como etileno, propileno, gasolina y gasóleo (diesel).

**Gas ácido:** Gas natural o de refinería que contiene derivados del azufre, tales como ácido sulfhídrico, mercaptanos, sulfuros y disulfuros. Proviene directamente de los yacimientos de crudo o de los diversos procesos de refinación.

**Hidrodeshulfuración:** Proceso por medio del cual se elimina el azufre de los hidrocarburos tales como gasolina, turbosina, diesel, lubricantes y residuales. La hidrodeshulfuración se lleva a cabo en un reactor bajo condiciones de presión y temperatura y la presencia de hidrógeno y de un catalizador que acelera la

reacción para eliminar el azufre de los hidrocarburos que entran al reactor. Los catalizadores son de base níquel-molibdeno y molibdeno-cobalto.

**MTBE:** El éter metil terbutílico o éter metil terciario butílico, es un compuesto oxigenado que mejora la combustión de la gasolina dentro del motor y baja la emisión de hidrocarburos no quemados a la atmósfera. El MTBE aumenta el octano en la gasolina.

**Proceso Girbotol (endulzamiento):** Proceso que se lleva a cabo en las plantas endulzadoras de gas húmedo amargo y condensados amargos, cuya función consiste en absorber los mercaptanos y dióxido de carbono. El proceso consiste en lavar el gas amargo con una solución acuosa de dietanolamina (DEA) o monoetanolamina (MEA).

**Proceso Merox:** Proceso en el que los componentes amargos líquidos son tratados con sosa cáustica que contiene catalizador organometálico para convertir los mercaptanos en disulfuros cáusticos insolubles. Mediante el uso de la solución Merox se obtiene un alto grado de remoción de mercaptanos en una corriente de líquidos.

**Salmuera:** Agua residual generada en desaladoras, contiene una alta concentración de sales,  $H_2S$ ,  $NH_3$  y fenoles.

**TAME:** El éter metil teramílico, producto que tiene características como oxidante, baja presión de vapor y alto número de octano, importantes para la elaboración de gasolina final.

**TDS:** Los sólidos disueltos totales es una medida de las sustancias orgánicas e inorgánicas, en forma molecular, ionizada o micro-granular, que contiene el agua.

**TSS:** Los sólidos suspendidos totales, son sólidos constituidos por sólidos sedimentables, sólidos y materia orgánica en suspensión y/o coloidal, que son retenidas en el elemento filtrante.