



---

---

**INSTITUTO TECNOLÓGICO DE  
TUXTLA GUTIÉRREZ.**

**ANÁLISIS TÉRMICO EN LA SECCIÓN DE  
PRECALENTAMIENTO DE LA UNIDAD  
HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS U-400 PARA UNA  
MEJORA OPERACIONAL.**

PROYECTO DE RESIDENCIA PROFESIONAL

PRESENTA:

**JUDITH LIZBETH SANTIAGO LORENZO**  
INGENIERÍA QUÍMICA.

**Asesor Interno: Dr. Arnulfo Rosales Quintero**  
**Revisores: MC. Samuel Enciso Sáenz**  
**Ing. Marco Antonio Mazariegos Morales.**

**Tuxtla Gutiérrez, Chiapas.**

**JUNIO 2012.**



SUBSECRETARÍA DE EDUCACIÓN SUPERIOR  
DIRECCIÓN GENERAL DE EDUCACIÓN SUPERIOR TECNOLÓGICA  
INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TUXTLA GUTIÉRREZ

SECRETARÍA DE  
EDUCACIÓN PÚBLICA

### CONSTANCIA DE LIBERACIÓN Y EVALUACIÓN DE PROYECTO DE RESIDENCIA PROFESIONAL

**A QUIEN CORRESPONDA:**

Por medio de la presente me permito informarle que ha concluido la asesoría y revisión del proyecto de Residencia profesional cuyo título es: “ANÁLISIS TÉRMICO EN LA SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO DE LA UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS U-400 PARA UNA MEJORA OPERACIONAL”. Desarrollado por el C. JUDITH LIZBETH SANTIAGO LORENZO, estudiante de la carrera de INGENIERÍA QUÍMICA, con número de control 07270514, desarrollado en el presente periodo “ENERO –JUNIO 2012”.

Por lo que, se emite la presente **Constancia de Liberación y Evaluación del Proyecto** a los 19 días del mes de Junio de 2012.

**ATENTAMENTE**  
**“CIENCIA Y TECNOLOGÍA CON SENTIDO HUMANO”**

**Dr. Arnulfo Rosales Quintero**  
Asesor del proyecto



INSTITUTO TECNOLÓGICO  
DE TUXTLA GUTIÉRREZ  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA  
QUÍMICA Y BIOQUÍMICA

**MC. Samuel Enciso Sáenz**  
Revisor del proyecto

**ING. Marco Antonio Mazariegos Morales**  
Revisor del proyecto

Carretera Panamericana Km.1080. . C.P. 29050, Apartado Postal 599  
Teléfonos: (961) 61 5-03-80 (961) 61 5-04-61 Fax: (961) 61 5-16-87  
<http://www.ittg.edu.mx>



Alcance del Sistema: Proceso Educativo



Dirección Corporativa de Administración  
Subdirección de Recursos Humanos y Relaciones Laborales  
Gerencia Regional de Relaciones Laborales Sur  
Subgerencia de Administración de Personal Salina Cruz  
Departamento de Competitividad y Desarrollo  
Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime Salina Cruz  
Telmex: (971)7149000 Exts. 871-50144 y 50929

Salina Cruz, Oax. a Miércoles, 30 de Mayo de 2012

Oficio No. DCD-4-021/12

**ING. RODRIGO FERRER GONZALEZ**  
**JEFE DE DEPTO. DE GESTION TECNOLOGICA Y VINCULACION**  
**INSTITUTO TECNOLOGICO DE TUXTLA GUTIERREZ**

**ASUNTO: TERMINACIÓN DE: RESIDENCIA PROFESIONAL**

Por medio del presente, me permito informarle que se ha dado por ( ) Cancelado, ( ) Suspendido, (X) Terminado la(s) **RESIDENCIA PROFESIONAL** del ( la) estudiante que se indica a continuación, manifestándose lo siguiente:

**DATOS DEL ESTUDIANTE:**

**Nombre:** SANTIAGO LORENZO JUDITH LIZBETH **No. Control:** 07270514  
**Escuela:** INSTITUTO TECNOLOGICO DE TUXTLA GUTIERREZ  
**Carrera:** INGENIERIA QUIMICA

**DATOS DEL ÁREA:**

**Subdirección:** PEMEX-REFINACIÓN **Clave Gerencia:** 40000  
**Departamento:** PLANTA HIDRODESULFURADORA II **Ext:** 50671  
**Ubicación:** INTERIOR DE LA REFINERÍA "ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME"  
**Nombre del Supervisor Técnico:** ING. ARAEL LUNA ZUMAYA  
**Fecha de Inicio:** 31-Ene-12 **Fecha de Término:** 01-Jun-12  
**Total de Horas Realizadas:** 640 Hrs. **Horario:** LUNES A VIERNES DE 08:00 A 16:00 HRS.  
**Calificación:** 100 %

**Actividades desarrolladas:** ANÁLISIS TÉRMICO EN LA SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO DE LA UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS U-400 PARA UNA MEJORA OPERACIONAL EN LA REFINERÍA "ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME".

Atentamente

**LIC. CAROLINA BETANZOS CABRERA**  
**ESPECIALISTA DEPTO. DE COMPETITIVIDAD Y DESARROLLO**

CIDS\*



**"Comprometidos con la Calidad"**

Carretera Transistmica Km. 3 C.P. 70620 Salina Cruz, Oaxaca.  
Tel. (971) 71 4-90-00 Ext. 50144, 50622 Fax Ext. 50614

# ÍNDICE

	<b>Pág.</b>
<b>Introducción</b>	7
<b>Justificación</b>	8
<b>Objetivos.</b>	9
<b>Problemática a resolver</b>	10
<b>Alcances y limitaciones del proyecto</b>	10
<b>Capítulo 1. Generalidades</b>	
1.1 Características de la empresa	11
1.2 Localización geográfica	14
1.3 Descripción de la Planta Hidros Reformadora No.2	15
1.4 Organigrama	16
1.5 Características del área donde se desarrollo el proyecto	17
1.6 Unidades del Sector - Hidros No. 2	17
<b>Capítulo 2. Marco Teórico</b>	
2.1 Antecedentes Históricos.	19
2.2 descripción del proyecto.	19
2.3 Química del proceso.	20
2.4 Variables del proceso.	23
2.5 Descripción del proceso.	24
2.6 Descripción del flujo.	25
2.6.1 Sección de precalentamiento de carga y reacción.	32
2.6.2 Calentador BA-401.	34
2.6.3 Reactor DC-401.	35
2.6.4 Eliminación Sales amonio.	38
2.6.5 Sección de compresión.	39
2.6.6 Sección de estabilización y fraccionamiento.	40
2.6.7 Sistema de protección sección de Reacción.	41
<b>Capítulo 3. Intercambiadores de calor</b>	
3.1 Procesos de transferencia de calor	43
3.2 Dispositivo de coraza y tubos	44
3.2.1 Tubos para intercambiadores de calor.	47
3.2.2 Selección del fluido por los tubos.	48
3.2.3 Corazas.	48
3.3 Componentes de un cambiador de cuerpo y tubo.	49
3.4 Elementos del intercambiador de coraza y tubos.	50
3.5 Funcionamiento de los intercambiadores de calor.	51
3.6 Etapas para la transferencia de calor.	51

3.7 Relaciones gobernantes.	53
3.7.1 Diferencia de temperatura media logarítmica	54
3.8 Balance de masa y energía en intercambiador de calor.	55
3.9 Balance en un mezclador.	58
3.10 Métodos de análisis de intercambiadores de calor	59
3.11 Método por factor de corrección en la diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD).	59

#### **Capítulo 4. Aspectos generales del intercambiador de calor**

4.1 Materiales de construcción.	61
4.2 Aspectos de la corrosión.	62
4.2.1 Formas de corrosión.	62
4.2.2 Corrosión uniforme.	62
4.2.3 Corrosión galvánica.	63
4.2.4 Corrosión por erosión.	64
4.2.5 Corrosión por picadura.	64
4.2.6. Corrosión de fractura por tensión.	65
4.3 Mantenimiento y reparación.	65
4.3.1 Métodos de Limpieza de Cambiadores.	68
4.3.3 Localización de Fugas.	69

#### **Capítulo 5. Descripción de actividades.**

5.1 Actividades realizadas para el análisis térmico en la sección de precalentamiento de los intercambiadores de calor.	70
5.2 Información para la simulación con HYSYS.	72

#### **Capítulo 6. Análisis y discusión de resultados**

6.1 Simulación HYSYS.	76
6.2 Simulación base datos de diseño.	78
6.3 Simulación datos de Operación.	83
6.3.1 Balance para condiciones de operación y temperatura máxima ala salida de los EA-402 lados coraza.	84
6.3.2 Propuesta de mejora N° 1: Simulación con la reconfiguración del equipo EA-403 al final de los EA-401.	87
6.3.3 propuesta de mejora N°2: Simulación Esquema sin el equipo EA- 403 AB en el circuito de precalentamiento.	89

#### **Capítulo 7. Conclusiones y recomendaciones**

#### **8. Bibliografía.**

#### **9. Cronograma de actividades realizadas.**

#### **10. Nomenclatura**

<b>11. Glosario</b>	98
<b>Anexos</b>	100
<b>Lista de figuras</b>	
1.1: Oleoductos.	11
1.2: Diagrama de bloques, Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime".	12
1.3: Concentración de crudo en la Refinería Ing. "Antonio Dovali Jaime".	13
1.4: Área de distribución.	13
1.5: Manejo de crudo para refinería y exportación.	14
1.6: Ubicación geográfica de la Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime.	15
1.7: Organigrama general.	16
1.8: Organigrama de Hidros Reformadora II.	16
2.1: Diagrama de proceso Hidrodesulfuradora de Naftas No.2 (U-400).	27
3.1: (a) cambiador de calor de carcasa y tubos con un paso de tubo,(b) montaje de entrada de un cambiador de carcasa y tubos con dos pasos de tubo.	44
3.2: A) Tubo rolado                                  B) Casquillo	45
3.3: Designación de intercambiadores	46
3.4: Intercambiador cabezal flotante, Tipo AES.	46
3.5: Arreglos comunes para los tubos de intercambiadores.	48
3.6: Un paso por la Coraza, Tipo E.	49
3.7: Partes de un intercambiador de calor de coraza y tubos.	49
3.8: Deflector segmentado señalando el corte.	50
3.9: Transferencia de calor en un tubo.	51
3.10: Disposición fluidos contracorriente	54
3.11: Perfiles de temperaturas en cambiadores de calor de doble tubería contracorriente.	55
3.12: Mezclador de corrientes	58
3.13: Factor de corrección de la diferencia de temperatura media logarítmica para intercambiadores de tubo y carcasa con un sólo paso por la carcasa y pasando por el tubo dos veces.	60
5.1: Diagrama de Flujo	71
6.1: Esquema donde se muestra la variación de temperaturas de diseño con las temperaturas de operación.	73
6.2: comportamiento de la temperatura EA-401 lado coraza.	74
6.3: comportamiento de la temperatura EA-401 lado tubos.	74
6.4: comportamiento de la temperatura EA-402 lado coraza	75
6.5: comportamiento de la temperatura EA-402 lado tubos.	75

6.6 Determinación curva D86 y puntos de distribución.	77
6.7 Distribución cortes de Gasolina	77
6.8: Corrientes iniciales de mezcla gasolina e H <sub>2</sub>	78
6.9: Circuito de la sección de precalentamiento base de diseño.	79
6.10: Modelo Weighted EA-401 A/D.	80
6.11: Rendimiento del equipo EA-402 AD	82
6.12: Esquema de Simulación en Hysys con datos de Operación.	83
6.13: Propuesta N°1, Reconfiguración del EA-403 A/B.	88
6.14: Propuesta N°2. Sin el equipo EA-403 AB en el circuito de precalentamiento.	90

### ***Lista de tablas***

2.1: Especificaciones <i>de las alimentaciones.</i>	28
2.2: Gasolina procedente de la Unidades Hidrodesulfuradoras de destilados intermedios.	28
2.3: Flujo de Hidrogeno.	28
2.4: Composición de productos.	29
2.5: Componente molar.	29
2.6: Flujos de Pentanos e isohexanos.	30
2.7: Compuestos ligeros ala unidad 600.	30
2.8: Flujos de formación de ligeros.	31
2.9: Condiciones Alimentaciones a la planta.	31
2.10: Condiciones de Productos.	32
2.11: Datos del compresor GB-401.	39
3.1: Fracciones más comunes del petróleo derivadas del aceite crudo.	43
3.2: Balance de Materia sección de precalentamiento	57
6.1: Destilación D-86 para gasolina carga Hidro .	76
6.2: Resultados por cada intercambiador de calor.	80
6.3: Resultados de las corrientes coraza y tubos del EA-402 A/D.	81
6.4: Propiedades de las corrientes	81
6.5: Resultados datos de operación balance general.	84
6.6: Resultados de las corrientes de los trenes de Precalentamiento.	85
6.7: Resultados de corrientes.	85
6.8: Resultados por equipo de cambiadores.	86
6.9: Resultado reconfiguración de circuito.	89
6.10 resultados propuesta de reconfiguración sin el equipo EA-403 AB.	91
6.11: Resultado comparativo del EA – 401 AD.	91
6.12: Resultado comparativo del EA – 402 A/D.	92

## INTRODUCCIÓN

La refinación es el conjunto de procesos físicos y químicos a los que se somete el crudo para obtener de él los diversos productos petrolíferos para propósitos específicos con propiedades físicas y químicas bien definidas.

El petróleo crudo está formado por varios hidrocarburos que comprenden desde el gas combustible hasta el asfalto. Su separación en columnas de destilación se realiza por las diferencias de volatilidad que tienen unos de otros. El procedimiento utilizado consiste en calentar petróleo crudo a una temperatura en que los componentes más ligeros se evaporan para ser enseguida condensados. Esta condensación se efectúa a diferentes temperaturas debido a que los hidrocarburos más volátiles se condensan a menor temperatura que los menos volátiles.

Con el objetivo de elaborar los productos petrolíferos que cubran parte de la demanda nacional en base a las necesidades de consumo, además de realizar la exportación de crudo y destilados por las costas mexicanas del litoral del Pacífico, Petróleos Mexicanos proyectó la construcción de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime”, la cual inicio sus operaciones en el mes de abril de 1979, y desde entonces ha sido un centro de refinación en constante crecimiento como lo marca la cronología de sus operaciones.

A partir de la puesta en operación de la refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime”, ésta ha registrado un constante crecimiento que la ubica como la más grande del sistema petrolero de refinación en el contexto nacional, con capacidad para procesar 330,000 BPD de crudo.

La Presente investigación se realizará en la Planta Hidros Reformadora No.2 que es un conjunto de 7 unidades, siendo la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No.2 U-400 la de interés.

La Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No.2 U-400 tiene una capacidad de procesamiento de 36,000 BPD de nafta ligera de despunte procedentes de las plantas de destilación atmosféricas y 500 BPD de gasolina proveniente de las plantas Hidrodesulfuradoras de destilados intermedios.

El objetivo de ésta unidad es eliminar los compuestos de azufre y nitrógeno fundamentalmente, contenidos en la gasolina amarga, mediante la reacción de hidrogenación en un reactor catalítico de lecho fijo, dentro del proceso de la unidad de reacción se operan intercambiadores de calor, denominados como: EA-401 A /D primer precalentador de carga, EA-402 A/D

segundo precalentador de carga, EA-403 A/B segundo precalentador de alimentación a torre desbutanizadora.

Los intercambiadores de la HDSN. No.2 ( Hidrodesulfuradora de Naftas) U-400 son de tipo coraza y tubo, que constituyen una de las partes más importantes de los equipos de transferencia de calor en la sección de reacción.

El intercambiador coraza y tubo, consiste en una serie de tubos lineales colocados dentro de un tubo muy grande llamado coraza y representan la alternativa a la necesidad de una gran transferencia de calor.

En el proceso de hidrodesulfuración de naftas es importante mantener cierta temperatura en la sección de reacción, para evitar alta severidad en el calentador a fuego directo BA-401, este manda la carga al reactor y en él se efectúan las reacciones exotérmicas, el efluente del reactor pasa por lado tubos de los equipos EA-401 Y EA-402 donde se transfiere el calor ,pero hay perdidas de calor en la carga térmica ,para ello se realizara una evaluación térmica en cada tren de precalentamiento en el simulador químico HYSYS, en la obtención de los resultados comparar condiciones normales de operación con las condiciones de diseño y así proponer mejoras para el ajuste de temperaturas.

## **JUSTIFICACIÓN.**

Debido a la alta severidad con la que se encuentra operando el calentador a fuego directo BA-401 en la sección a reacción y para ayudar a minimizar la energía requerida se necesita evaluar las condiciones actuales de los intercambiadores de calor EA-401 A/D primer precalentador de carga, EA-402 A/D segundo precalentador de carga, EA-403 A/B segundo precalentador de alimentación a torre desbutanizadora, de acuerdo al diseño para mantener estable las variaciones de temperaturas de entrada y salida en el tren del precalentamiento en la sección de reacción del producto desulfurado, así como conocer si transfieren la energía necesaria entre corrientes frías y calientes, establecer las fallas ubicando las transferencia de calor de cada equipo para ello se evaluaran los trenes de precalentamiento , se verificara si el problema proviene de las bases de diseño o las posibles fallas de los equipos en operación, fallas en mantenimiento, acumulación de sales ,cambio en la microestructura de la aleación, promoviendo además la oxidación y corrosión, del material que interfieren en la transferencia adecuada de la carga térmica.

Para resolver el problema de falta de energía para temperaturas adecuadas en los trenes de precalentamiento se realizara una evaluación térmica con condiciones actuales de operación en cada tren de precalentamiento en simulador químico HYSYS, para la obtención de los resultados se manejaran las variables a controlar en dichos equipos y después comparar condiciones normales de operación con las condiciones de diseño y así proponer estrategias de mejora para el ajuste de temperaturas y evitar perdidas de transferencia de calor en las corrientes requeridas.

La importancia de la evaluación térmica en dichos es equipos es encontrar la recuperación de calor necesaria ,significara un ahorro energético para el proceso en la sección de precalentamiento de la unidad Hidrodesulfuradora de naftas No.2 U-400 con ello se buscara conseguir mejoras en operación, en vida útil y buen funcionamiento de los intercambiadores EA-401 A /D primer precalentador de carga, EA-402 A/D segundo precalentador de carga, EA-403 A/B segundo precalentador de alimentación a torre desbutanizadora.

## **OBJETIVO GENERAL**

Proponer estrategias para la mejora de la recuperación de calor de la sección de precalentamiento de la unidad Hidrodesulfuradora de naftas No.2

## **OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

-  Conocer las variables, funcionamiento y datos de diseño de los intercambiadores EA-401 A/D primer precalentador de carga, EA-402 A/D segundo precalentador de carga, EA-403 A/B segundo precalentador de alimentación a torre desbutanizadora.
-  Verificar las condiciones de diseño en las hojas técnicas y diferencias con las condiciones actuales de operación.
-  Evaluar mediante el simulador químico HYSYS las condiciones actuales del tren de precalentamiento.
-  Comparar y analizar el desempeño de datos de diseño y datos de operación mediante las simulaciones a realizar en el simulador HYSYS.
-  Formular una propuesta de mejora para la optimización de la operación de intercambiadores de calor en la sección de precalentamiento.

## **PROBLEMÁTICA A RESOLVER**

El proyecto pretende identificar la posible ineficiencia en los trenes de precalentamiento de la sección de reacción en la unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No.2 U-400 con el propósito de detectar la falta de eficiencia en la transferencia de calor o error en el diseño original de los intercambiadores, comparando las condiciones de diseño existentes con las condiciones normales de operación, obtener la transferencia de calor necesaria para disminuir la severidad de operación del Calentador a Fuego Directo BA-401 de la unidad 400 del sector Hidros No.2

Para el proceso en condiciones reales de operación, se utilizará la ayuda de simulador comercial HYSYS, facilitando las variables que se podrán manipular.

## **ALCANCES Y LIMITACIONES**

El estudio y evaluación en el proyecto abarcará tres intercambiadores que comprende al EA-401 A/D primer precalentador de carga, EA-402 A/D segundo precalentador de carga, EA-403 A/B segundo precalentador de alimentación a torre desbutanizadora, área de delimitación que comprende la sección de precalentamiento de la unidad 400 del sector Hidros No.2, manipular variables de operación en tiempo real generalmente hay variaciones de carga, falla de los indicadores de temperatura bimetálicos en puntos estratégicos para toma de temperatura de los trenes de precalentamiento .

Las propuestas de mejora operacional sobre dichos equipos serán sujetas a consideración del personal que labora en Petróleos Mexicanos debido a la complejidad que existe en la operación o modificaciones posteriores.

# CAPÍTULO 1

## GENERALIDADES

### 1.1 Características de la empresa

Petróleos Mexicanos (PEMEX) es una paraestatal mexicana, que cuenta con un monopolio constitucional para la explotación de los recursos energéticos (principalmente petróleo y gas) en territorio mexicano, PEMEX es la única empresa que puede explotar el petróleo en México.

#### Recibo y distribución de petróleo.

El petróleo crudo que se extrae de los yacimientos localizados en los estados de Tabasco, Chiapas y la Sonda de Campeche, se concentra en la estación de recolección y bombeo, ubicada en Nuevo Teapa, Veracruz, parte de este crudo se envía a través de dos oleoductos de 30 y 48 pulgadas de diámetro,(Fig.1.1) hasta la refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime”.



Figura 1.1: Oleoductos.

El crudo, sea para su procesamiento o para exportación, se almacena en tanques de 100, 200 y 500 mil barriles (Fig. 1.3), cuyas características de diseño y seguridad garantizan el adecuado abastecimiento. Para el manejo de los hidrocarburos y productos, la refinería cuenta con una capacidad de 14 millones de barriles en 125 tanques, de los cuales 20 almacenan materias primas tales como crudo Istmo, Maya y sus mezclas, y metanol; 39 para productos intermedios como gasolina primaria, slop, base nova, querosina primaria, turbosina primaria, diesel primario, aceite cíclico ligero, gasóleos, residuos catalíticos, aceite recuperado; y 66 para productos finales: butano-butileno, propileno, gas LPG, gasolina Pemex Magna y Pemex Premium, turbosina, tractomex, Pemex Diesel, combustóleo, MTBE y TAME, productos de las plantas de proceso de la Refinería (Fig. 1.2).

# Diagrama de Bloques de Plantas de Proceso.

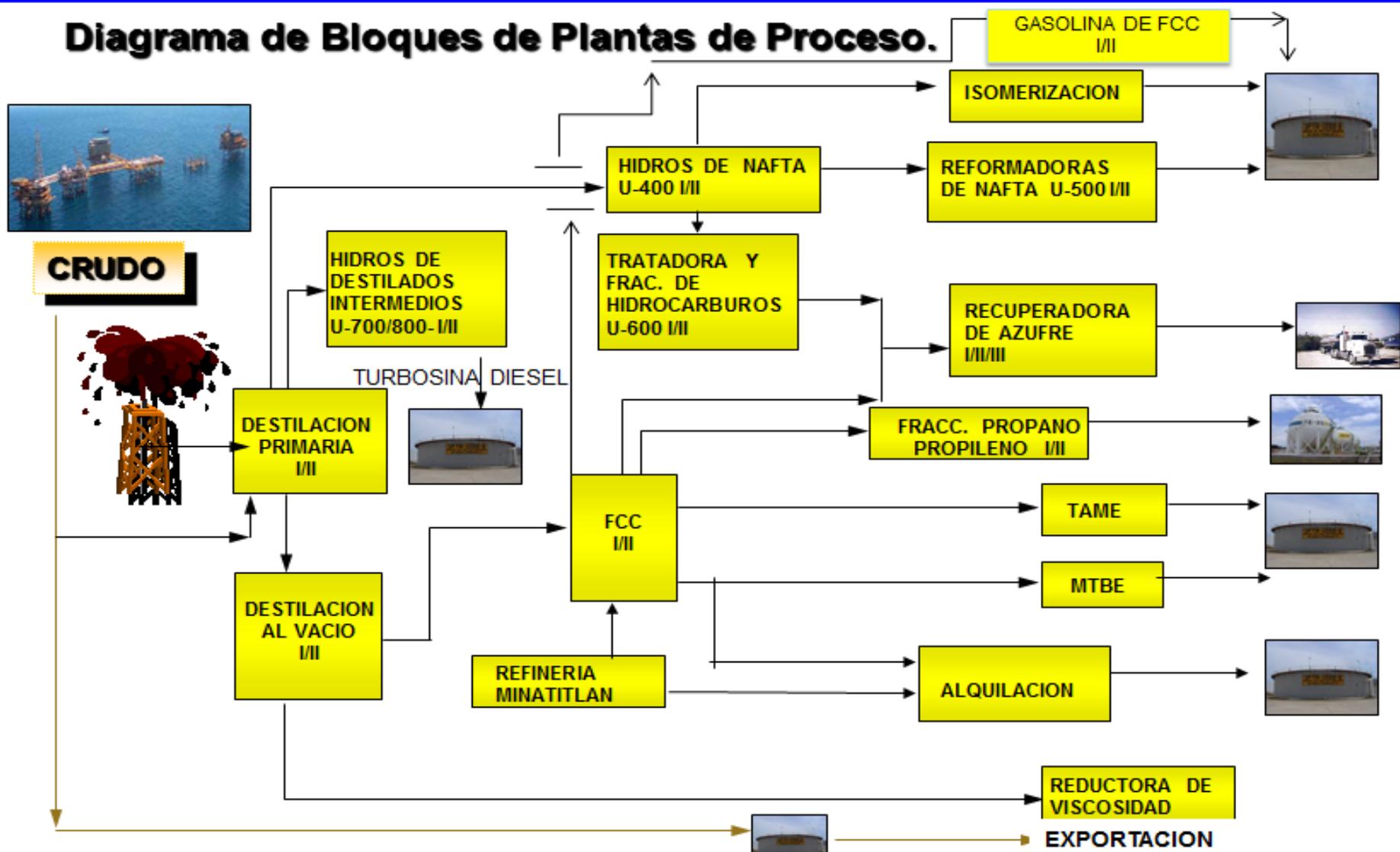


Figura.1.2: Diagrama de bloques, Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime".



Figura 1.3: Concentración de crudo en la Refinería Ing.  
“Antonio Dovalí Jaime”.

La distribución de los productos refinados se efectúa a través de la Terminal de Ventas Terrestre localizada en Salina Cruz, Oaxaca, la cual abastece la zona de influencia que conforman las agencias de ventas del estado de Oaxaca; las de Tuxtla Gutiérrez, Arriaga y Tapachula, en el estado de Chiapas; así como a los estados de Veracruz, Tabasco, Yucatán y México (Fig.1.4). Asimismo, resulta de mucha importancia la Terminal Marítima de Pemex - Refinación enclavada en la costa, aproximadamente a 10 km. de la refinería. Por esta Terminal y a través de buques-tanque se exporta el petróleo crudo y se transporta combustible a los estados mexicanos localizados en el litoral del Pacífico (Fig. 1.5).



Figura 1.4: Área de distribución.

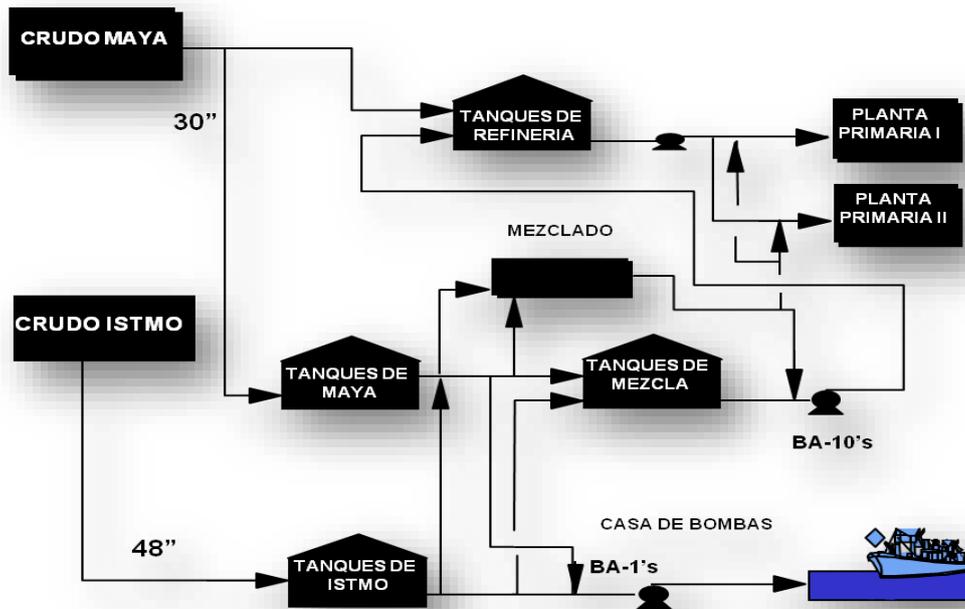


Figura 1.5: Manejo de crudo para refinación y exportación.

## 1.2 Localización geográfica

La Refinería “Ing. Antonio Dovali Jaime” ocupa una superficie total de 600 hectáreas localizadas a cinco kilómetros al noreste de la ciudad y puerto de Salina Cruz, Oaxaca.

El municipio de Salina Cruz se ubica sobre la costa del Océano Pacífico, en una latitud Norte  $16^{\circ}09'30''$  y longitud Oeste  $95^{\circ}01'30''$ , y está catalogado como puerto de altura y de gran cabotaje, con temperaturas promedio de  $30^{\circ}\text{C}$ , vientos dominantes de Noreste-Suroeste (Fig.1.6).

Actualmente Salina Cruz cuenta con una población de 230,000 habitantes y es considerado como uno de los puertos más importantes del Pacífico mexicano y una de las ciudades con un brillante porvenir en el estado de Oaxaca.



Figura1.6: Ubicación geográfica de la Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime.

### 1.3 Descripción de la Planta Hidros Reformadora No.2

#### **Misión.-**

Hidrodeshulfurar naftas, destilados intermedios, isomerizar pentanos y hexanos (C<sub>5</sub>, C<sub>6</sub>) y reformar la gasolina dulce con óptima calidad en la formulación de productos finales que demanda Pemex Refinación para cumplir con sus compromisos, apegados al marco que establece nuestra política del sistema integral de administración.

#### **Visión.-**

Los resultados en índices altos de ocupación y bajos índices de incidentes y accidentes son reflejos del alto sentido de responsabilidad hacia la seguridad, productividad, calidad y protección al medio ambiente y orgullo de los trabajadores del Sector Hidros No.2 y de Pemex Refinación por contribuir al objetivo común de alcanzar el éxito.

**1.4 Organigrama**

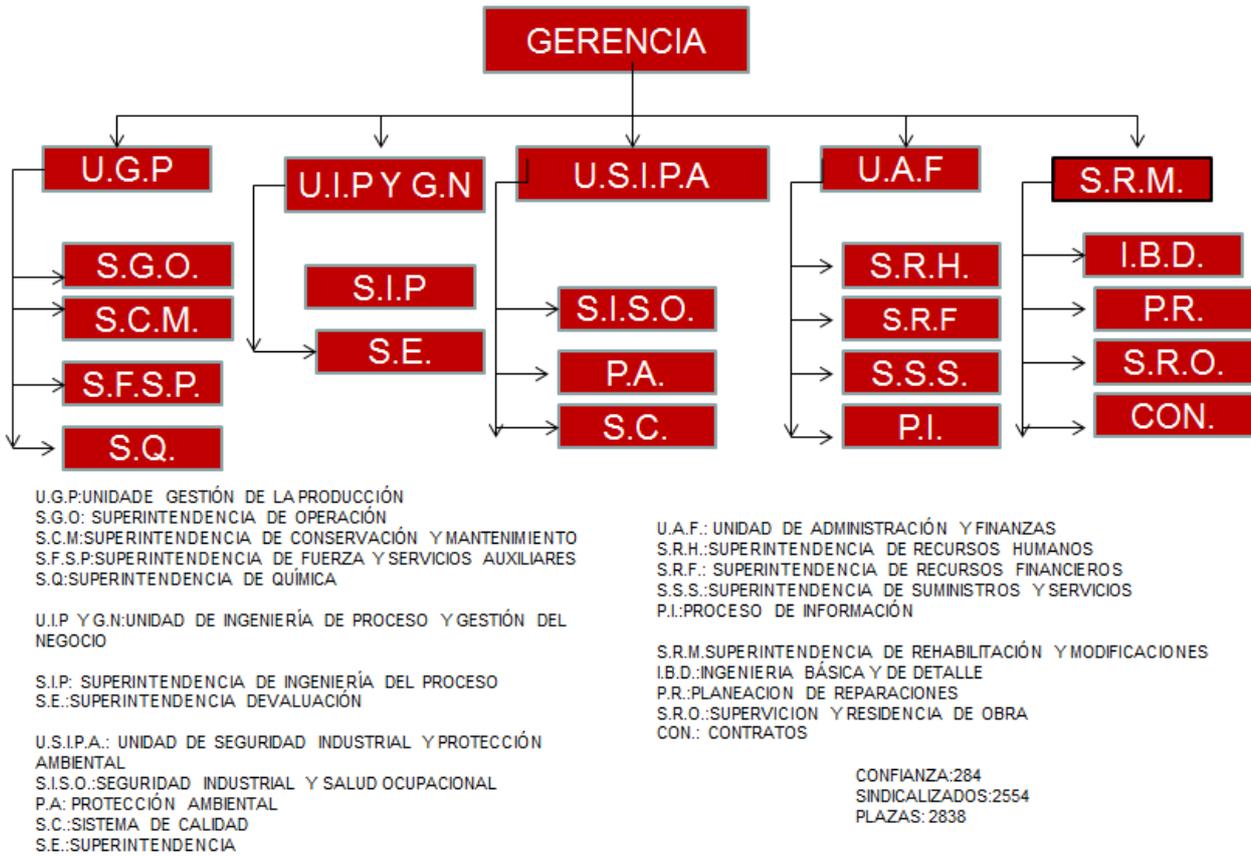


Figura.1.7: Organigrama general.

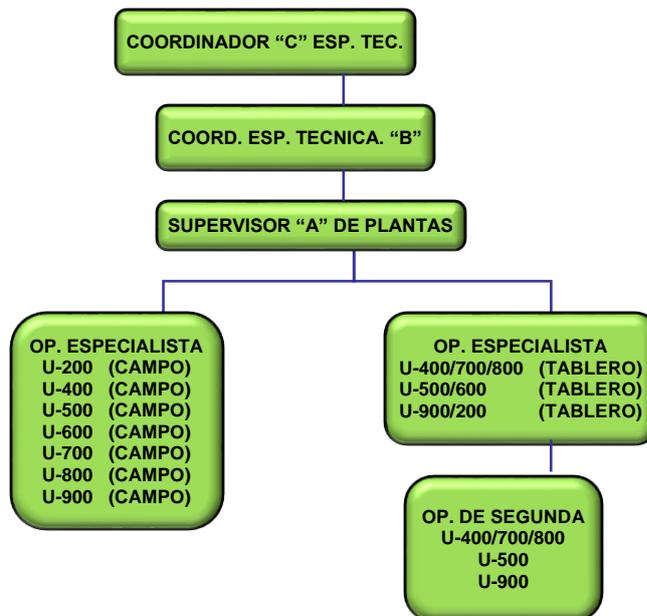


Figura1.8 :Organigrama de Hidros Reformadora II.

## 1.5 Características del área donde se desarrolla el proyecto

El proyecto se desarrolla en el sector 9. Planta *Hidros Reformadora* No.2. En la unidad del proceso Hidrodesulfuradora de naftas No.2 ( U-400),sección de Reacción.

## 1.6 Unidades del Sector – Hidros No. 2

El sector Hidros Reformadora No. 2 está compuesto por 7 plantas o unidades:

- 1.- Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No.2 (U-400)
- 2.- Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No.3 (U-700)
- 3.- Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No.4 (U-800)
- 4.- Unidad Reformadora de Naftas No.2 (U-500)
- 5.- Unidad Regeneradora de Catalizador. (U-200)
- 6.- Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No.2 (U-600)
- 7.- Unidad Isomerizadora de Pentanos y Hexanos (U-900)

## 1.7 Función de las Plantas del Sector Hidros No. 2

### **1.- Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No.2 (U-400).**

La planta se diseñó para preparar la carga a la unidad Reformadora de Naftas, mediante la eliminación de azufre, nitrógeno, oxígeno y algunos compuestos metálicos de las naftas ligeras provenientes de las plantas de Destilación Atmosférica. Se obtendrán también corrientes de hidrocarburos para tratarse y/o fraccionarse en otras plantas.

### **2.- Unidad Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios No.3 y 4(U-700 y U-800).**

Cada planta se diseñó para hidrodesulfurizar cargas de turbosina y gasóleos provenientes de la planta de Destilación Atmosférica, obteniéndose como productos turbosina y diesel nacional desulfurado.

### **3.- Unidad Reformadora de Naftas No.2 (U-500).**

Esta unidad fue diseñada por el Instituto Mexicano del Petróleo, tiene una capacidad para procesar 30,000 BPD de nafta hidrodesulfurada, proveniente de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas.

La finalidad de la planta es aumentar el octanaje de la nafta desisohexanizada empleando el proceso de reformación catalítica y efectuar la estabilización mediante destilación fraccionada, obteniéndose como productos: nafta reformada y estabilizada, gas hidrógeno, LPG y gas combustible.

#### **4.- Unidad Regeneradora de Catalizador. (U-200).**

Con la finalidad de incrementar la rentabilidad de la Unidad-500 se adiciono un quinto reactor con un proceso de regeneración continua de catalizador y la adición de un intercambiador de alta eficiencia de placas, con la finalidad de prolongar los ciclos de corrida del catalizador de la Reformadora.

#### **5.- Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos No.2 (U-600).**

La planta fue diseñada por el Instituto Mexicano del Petróleo, tiene una capacidad para procesar 261.36 mm<sup>3</sup> std/d de gases amargos y 11,063 BPD de hidrocarburos líquidos.

La función de la planta es: la separación del H<sub>2</sub>S contenido en las corrientes gaseosas provenientes de las plantas Hidrodesulfuradoras de Naftas y Destilados Intermedios, eliminar el H<sub>2</sub>S residual de la corriente de LPG proveniente de la sección de tratamiento con DEA de esta misma planta, eliminar los cloruros de la corriente de LPG de la Planta Reformadora de Naftas y el fraccionamiento de hidrocarburos provenientes de la sección de tratamiento cáustico y de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas.

#### **6.- Unidad Isomerizadora de Pentanos y Hexanos (U-900).**

La planta tiene una capacidad para procesar 15,000 BPD de una corriente consistente en una mezcla de pentanos y hexanos proveniente de las Unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas No. 1 y 2 de la propia Refinería.

## CAPÍTULO 2

### MARCO TEORICO

#### 2.1 Antecedentes Históricos

La planta Hidrodesulfuradora de naftas No.2 localizada en la refinería de Salina Cruz Oax. Propiedad de Petróleos Mexicanos fue diseñada por el Instituto Mexicano del Petróleo mediante el contrato IMP-1238 con inicio de operación Enero de 1991.

Aunque actualmente a sido modificada (con relación al proyecto original ) por el consorcio Mecánica de la Peña - Instituto Mexicano del Petróleo través del proyecto FB-8434 , con la finalidad de preparar la carga ( 6,879.8 BPD ) a la unidad de Pentanos / Hexanos localizada en el mismo sector.

El proceso original, propiedad del I.M.P. conserva su finalidad principal que consiste en un hidrotratamiento catalítico de las naftas que posteriormente serán sometidas al proceso de Reformación. El catalizador, desarrollado por el I.M.P. es del tipo bimetálico a base de Mo Ni.

La unidad tiene una capacidad de procesamiento de 36,000 BPD de nafta ligera de despunte procedentes de las plantas de destilación atmosféricas y 500 BPD de gasolina proveniente de las plantas hidrodesulfuradoras de destilados intermedios.

#### 2.2 Descripción general del proceso de Hidrodesulfuración

La hidrodesulfuración es un proceso de refinación catalítica que utiliza un catalizador selectivo, en combinación con una corriente de gas rica en hidrógeno, para descomponer los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloruros y compuestos metálicos, así como para saturar las olefinas presentes en las gasolinas. Los metales se eliminan por fijación de los mismos sobre la superficie del catalizador. También se elimina agua obteniéndose un producto seco y libre de impurezas. Todas estas mejoras en las gasolinas se logran con poca o ninguna pérdida del producto.

Para llevar a cabo lo anterior, la carga se mezcla con una corriente rica en hidrógeno proveniente de la planta reformadora, vaporizándose en el tren de precalentamiento y en el calentador a fuego directo antes de entrar al reactor.

La hidrogenación se lleva a cabo a través de un lecho fijo de catalizador cuyos principios activos son Co-Mo.

Las reacciones que se efectúan son las siguientes:

- a) Saturación de olefinas con producción de parafinas y naftenos.
- b) Hidrogenación de los compuestos de azufre con producción de parafinas y H<sub>2</sub>S.
- c) Hidrogenación de los compuestos de nitrógeno con producción de parafinas y amoníaco.
- d) Eliminación de oxígeno con producción de hidrocarburos y agua.

Las tres primeras reacciones son altamente exotérmicas. La hidrogenación se lleva a cabo en un reactor catalítico a una temperatura de aproximadamente 290 °C y bajo una presión de 28.3 Kg/cm<sup>2</sup>. El efluente del reactor se enfría y condensa. La separación de fases se efectúa en el separador de productos del reactor, del cual el gas rico en hidrógeno se recircula hacia la carga líquida y el excedente se envía como gas amargo a planta de tratamiento con DEA. El líquido se envía a la sección de estabilización y fraccionamiento. De esta sección se obtendrán como productos las cuatro corrientes siguientes:

- a) Gas amargo
- b) Butanos
- c) Nafta hidrotratada
- d) Gasolina isohexanizada

La nafta hidrotratada constituye la carga a la planta reformadora y es el producto principal de esta unidad.

### **Flexibilidad del proceso.**

La planta puede operar hasta un mínimo del 60% de la capacidad de diseño.

### **2.3 Química del proceso.**

#### **2.3.1 Reacciones típica de hidrodeshulfuración.**

Las cargas de gasolina contienen cantidades variables de compuestos contaminantes, que de no ser eliminados disminuirán la actividad del catalizador de reformación y no se podrá lograr el grado de mejoramiento deseado en la carga a esta unidad.

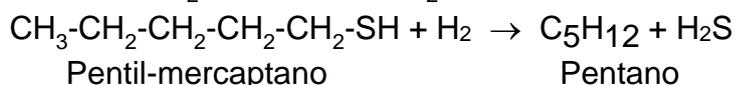
Los compuestos contaminantes de la carga se descomponen para formar hidrocarburos puros y compuestos que pueden ser fácilmente eliminable del producto.

Las siguientes son algunas de las reacciones por medio de las cuales se efectúa la descomposición de los compuestos contaminantes y la saturación de las olefinas.

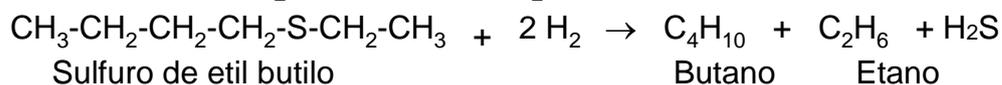
#### **2.3.2 Reacciones de hidrodeshulfuración.**

El azufre se encuentra en la alimentación especialmente como mercaptanos, sulfuros, disulfuros, polisulfuros, y tiofenos. Los primeros componentes son predominantes de las gasolinas-directas. Son fácilmente convertidos a sulfuro de hidrogeno por reacciones tales como:

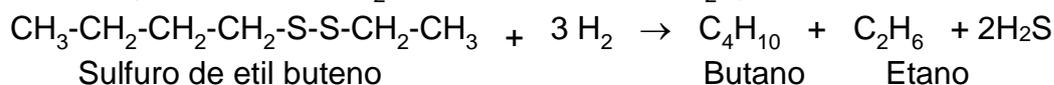
a) Mercaptanos ( $\text{RSH} + \text{H}_2 \rightarrow \text{RH} + \text{H}_2\text{S}$ ) R = Radical Orgánico



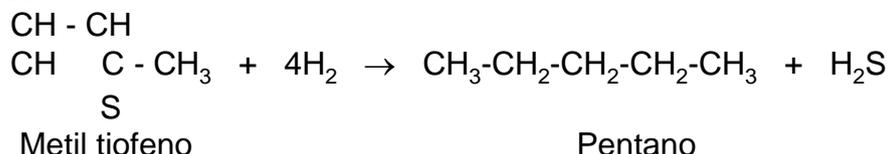
b) Sulfuros ( $\text{R-S-R} + \text{H}_2 \rightarrow 2\text{RH} + \text{H}_2\text{S}$ )



c) Disulfuros ( $\text{R-S-S-R} + 3\text{H}_2 \rightarrow 2\text{RH} + \text{H}_2\text{S}$ )



d) Tiofenos



Generalmente se ha estimado que un contenido residual de azufre de .2ppm. como máximo es adecuado para que se conserve una buena actividad del catalizador de reformación. Los tiofenos son los compuestos de azufre más difíciles de eliminar.

### 2.3.3 Reacciones de hidrodensnitrificación.

En productos del petróleo, el nitrógeno se encuentra junto con el azufre. Esencialmente se encuentra en compuestos heterocíclicos siendo por ellos más difícil la hidrodensnitrificación que la hidrodensulfuración. Debido a que estos compuestos inhiben la muy importante función ácida del catalizador de reformación deben eliminarse completamente.



### 2.3.4 Reacciones de descomposición de compuestos oxigenados.

El oxígeno se encuentra disuelto o contenido en compuestos heterocíclicos de azufre o nitrógeno o en forma de peróxidos o compuestos fenólicos. Estos compuestos se transforman en agua e hidrocarburos.



### **2.3.5 Eliminación de arsénico y compuestos metálicos.**

El platino de los catalizadores de reformación tiene una fuerte afinidad por estos metales y los catalizadores resultan completamente desactivados por ellos, por lo tanto es imprescindible eliminarlos en el proceso de hidrodesulfuración previo al de reformación.

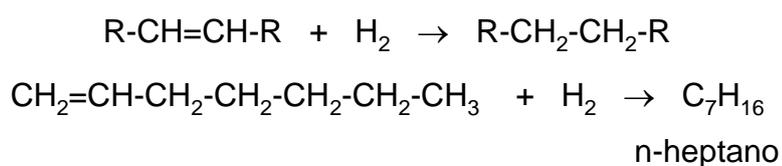
Durante la desulfuración los compuestos metálicos (arsénico, plomo, cobre o níquel) se descomponen de manera similar a los mencionados anteriormente, también con formación de hidrocarburos puros.

### **2.3.6 Saturación de olefinas.**

Los compuestos olefínicos son compuestos no saturados o sea deficientes en átomos de hidrogeno, los que los hace relativamente reactivos.

Bajo las condiciones de operación del proceso de operación del proceso de reformación, las olefinas pueden producir depósitos importantes de carbón sobre el catalizador y en los tubos del humo. Las olefinas se convierten a parafinas en el reactor de hidrodesulfuración.

Las reacciones que se efectúan en el proceso de hidrodesulfuración son generalmente exotérmicas. Sin embargo únicamente la saturación de olefinas y la descomposición de compuestos nitrogenados liberan una gran cantidad de calor.

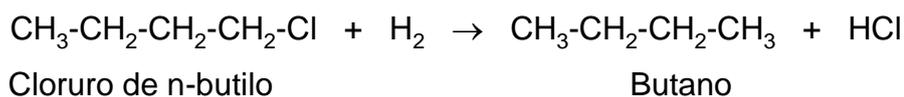


### 2.3.7 Otras reacciones

Todas las reacciones que ocurren en el proceso de hidrodesulfuración consumen hidrógeno. En cortes procedentes de desintegración, las olefinas son los mayores consumidores de hidrógeno debido a sus altas concentraciones. Por la misma razón los compuestos de azufre también consumen cantidades apreciables de hidrogeno.

Los compuestos de silicio (componentes de aditivos antiespumantes) también pueden retenerse sobre el catalizador cuando su presencia es esporádica.

Los cloruros son muy dañinos para los catalizadores constituidos por platino sobre base de alúmina como los que se utilizan en la Planta Reformadora, cuando su contenido es considerable, por lo que es importante su eliminación. Estos compuestos reaccionan con el hidrogeno formando ácido clorhídrico y el hidrocarburo correspondiente por ejemplo:



### 2.4 Variables del proceso.

Las principales variables de operación que afectan a las reacciones de hidrotratamiento son:

Temperara

Presión

Relación espacio-velocidad

Relación molecular hidrógeno/hidrocarburos

#### **Temperatura.**

Incrementando la temperatura se aumentan las velocidades de reacción con hidrogeno. Sin embargo, también se incrementa el depósito de carbón sobre el catalizador. Por lo tanto, es necesario encontrar un balance entre la vida de servicio del catalizador y el efectuar una hidrogenación completa.

De hecho debe fijarse la temperatura mínima que permita un adecuado hidrotratamiento de la carga. Esta temperatura se encuentra en el rango de 290<sup>0</sup> a 300<sup>0</sup> C para catalizador nuevo y deberá aumentarse progresivamente a lo largo del

tiempo para compensar la pérdida de actividad por envejecimiento.

### **Presión**

La presión se mantiene normalmente al máximo nivel permisible, de acuerdo con la presión de diseño de equipo. Esta presión elevada tiene un efecto favorable al limitar el depósito de carbón (por incremento en la presión parcial del hidrogeno) y favorece la hidrogenación de los compuestos de azufre y nitrógeno.

### **Relación espacio-velocidad.**

La relación espacio-velocidad indica el volumen por hora de carga por volumen de catalizador en el reactor y es un índice de la severidad de la operación. Mientras más pequeña sea la relación, mayor será la severidad. Una relación espacio-velocidad baja incrementa el grado de reacción.

Como el volumen de catalizador es fijo, el espacio-velocidad puede variar solamente por cambios en la velocidad de alimentación, permitirá una reducción de la temperatura en el reactor; un incremento en el flujo de alimentación requerirá un aumento en la temperatura para obtener la misma calidad de producto.

### **Relación molecular hidrogeno/hidrocarburos.**

Esta relación se define por el numero de moles de hidrogeno dividido entre el numero de moles de hidrocarburos.

Mientras mayor sea esta relación, menor será el deposito de carbón; de aquí que una alta relación de hidrogeno/hidrocarburos mejora las reacciones de hidrogenación.

De la calidad total de hidrogeno introducida a la sección de reacción, se consume una pequeña parte que es la requerida para las reacciones de hidrogenación; la mayor cantidad pasa a través del reactor sin cambio y permite una presión parcial de hidrógeno alta.

## **2.5 Descripción del proceso**

### **Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas No.2 (U-400)**

#### **Función de la planta.-**

La planta se diseñó para preparar la carga a la unidad Reformadora de Naftas, mediante la eliminación de azufre, nitrógeno, oxígeno y algunos compuestos metálicos de las naftas ligeras provenientes de las plantas de Destilación Atmosférica. Se obtendrán también corrientes de hidrocarburos para tratarse y/o fraccionarse en otras plantas (Fig.2.1).

### **Tipo de proceso.-**

El proceso consiste en la hidrogenación catalítica de los componentes sulfurados, nitrogenados y oxigenados, presentes en las naftas ligeras de destilación primaria.

### **Capacidad y Rendimiento.-**

- La capacidad de diseño es de 36, 600 BPD a 15.5 °C
- La capacidad mínima de la planta es del 60% de la capacidad de diseño.
- La alimentación contiene 800 ppm de azufre, en tanto que los productos contienen 0.5 ppm de azufre.

### **2.6 Lista de equipos**

#### CLAVE

#### SERVICIO

#### CALENTADORES

BA-401	Calentador de Carga.
BA-402.	Rehervidor de Torre Desbutanizadora DA-401.
BA-403.	Rehervidor de Torre Desisohexanizadora DA-402.

#### TORRES

DA-401	Torre Desbutanizadora.
DA-402	Torre Desisohexanizadora.

#### REACTORES.

DC-401	Reactor de Hidrodesulfuración
--------	-------------------------------

#### CAMBIADORES.

EA-401 A-D	Primer Precalentador de Carga.
EA-402 A-D	Segundo Precalentador de Carga.
EA-403 A-B DA-401.	Segundo Precalentador de Alimentación a Torre Desbutanizadora
EA-405 A-B	Enfriador de Gas Amargo.
EA-407 A-B	Condensador de Torre Desbutanizadora DA-401.
EA-408 A-D	Condensador de Torre Desisohexanizadora DA-402.
EA-410	Enfriador de Destilado Líquido de Torre Desbutanizadora DA-401.

### RECIPIENTES.

- FA-401 Tanque Acumulador de Carga.  
FA-402 Tanque Separador de Producto Desulfurado.  
FA-401 Tanque de Succión del Compresor de Recirculación GB-401.  
FA-404 Primer Tanque Separador de Alimentación a Torre Desbutanizadora DA-401.  
FA-405 Segundo Tanque Separador de Alimentación a Torre Desbutanizadora DA-401.  
  
FA-407 Tanque Acumulador de Reflujo de Torre Desisohexanizadora DA-402.  
FA-408 Tanque de Balance.

### FILTROS

- FG-401/R Filtro de Carga.

### BOMBAS

- GA-401/RT Bomba de Carga.  
GA-402/RT Bomba de Reflujo de Torre Desbutanizadora DA-401.  
GA-403/RT Bomba de Destilado Líquido de Torre Desbutanizadora DA-401.  
GA-404/RT Bomba de Fondos de Torre Desbutanizadora DA-401.  
GA-405/RT Bomba de Alimentación a Planta Reformadora.  
  
GA-406/RT Bomba de Fondos de Torre Desisohexanizadora DA-402.  
GA-407/R Bomba de Reflujo de Torre Desisohexanizadora DA-402.  
GA-408/R Primer Bomba de Alimentación a Torre Desbutanizadora DA-401.

### COMPRESORES

- GB-401 Compresor de Recirculación de Hidrogeno.

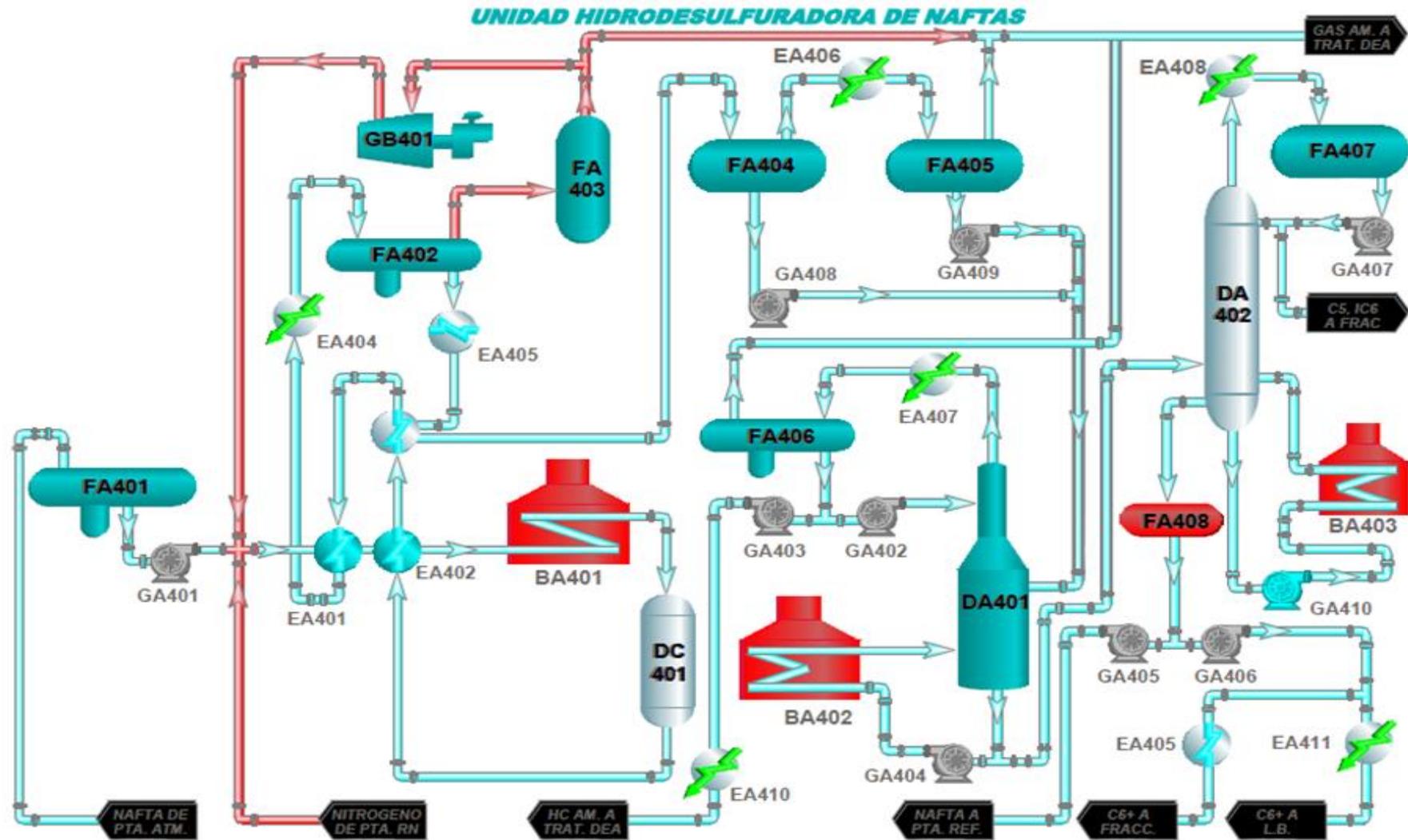


Figura 2.1: Diagrama de proceso Hidrodesulfuradora de Naftas No.2 (U-400).

Tabla 2.1: Especificaciones de las alimentaciones.

Nafta primaria procedente de las unidades de Destilación Atmosférica	
<b>FLUJO</b>	36,000 BPD
<b>°API</b>	63.5
<b>PM</b>	112.79
<b>AZUFRE</b>	800
<b>NITROGENO</b>	2.5
<b>CLORUROS</b>	1.2
<b>ARSÉNICO</b>	50
<b>PLOMO</b>	50

Tabla 2.2: Gasolina procedente de la Unidades Hidrodesulfuradoras de destilados intermedios.

<b>FLUJO</b>	<b>500 BPD</b>
<b>°API</b>	59.2
<b>PM</b>	116.4
<b>AZUFRE</b>	400 ppm máx.

Tabla 2.3: Flujo de Hidrogeno.

Hidrógeno procedente de la unidad Reformadora de Naftas	
<b>FLUJO</b>	
(máxima formación de ligeros)	<b>de 3.55 MMPCSD a 20°C y 1 Kg/cm<sup>2</sup> abs.</b>
<b>Composición</b>	<b>Fracción molar</b>
<b>H<sub>2</sub>O</b>	Trazas
<b>H<sub>2</sub>S</b>	Trazas
<b>H<sub>2</sub></b>	0.767
<b>C<sub>1</sub></b>	0.084
<b>C<sub>2</sub></b>	0.07
<b>C<sub>3</sub></b>	0.043
<b>i C<sub>4</sub></b>	0.01
<b>n C<sub>4</sub></b>	0.012
<b>i C<sub>5</sub></b>	0.005
<b>n C<sub>5</sub></b>	0.003
<b>i C<sub>6</sub></b>	0.003
<b>n C<sub>6</sub>(+)</b>	0.003
<b>Total</b>	<b>1</b>

### **Especificaciones de los productos.-**

Gasolina desulfurada y desisohexanizada, de la que se envían 30,000 BPD a la unidad Reformadora de Naftas, 1198 BPD a la sección de Fraccionamiento de la unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos y 1692 BPD a **L.B.** (para almacenamiento).

Tabla 2.4: Composición de productos.

<b>Composición</b>	
<b>ARSÉNICO</b>	1 ppb. máx
<b>NITRÓGENO</b>	total 0.5 ppm máx
<b>AZUFRE</b>	0.5 ppm máx
<b>CLORUROS</b>	0.5 ppm máx
<b>FLUORUROS</b>	0.5 ppm máx
<b>PLOMO</b>	20 ppb. máx
<b>COBRE</b>	20 ppb. máx
<b>OXIGENO COMBINADO</b>	Total 0.5 ppm de agua en el gas de recirculación, máx.

Tabla 2.5: Componente molar.

<b>Componente</b>	<b>% Molar</b>
<b>n C<sub>4</sub></b>	0.001
<b>i C<sub>5</sub></b>	0.194
<b>n C<sub>5</sub></b>	0.549
<b>i C<sub>6</sub></b>	4.597
<b>n C<sub>6</sub> (+)</b>	94.659
<b>Total</b>	100

*Límite de Batería (LB).- Es un punto común de entrada y salida de productos dentro y fuera de especificación.*

Pentanos e isohexanos que se envían a la sección de Fraccionamiento de la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos.

Tabla 2.6: Flujos de Pentanos e isohexanos.

<b>Flujo Normal.</b> <b>(formación normal de ligeros)</b>	2,761 BPD a 15.6 °C
<b>Flujo máximo</b> <b>(máxima formación de ligeros)</b>	5,750 BPD a 15.6 °C
<b>Composición</b>	<b>% Molar</b>
<i>i C<sub>4</sub></i>	0.046
<i>n C<sub>4</sub></i>	0.616
<i>i C<sub>5</sub></i>	18.561
<i>n C<sub>5</sub></i>	32.402
<i>i C<sub>6</sub></i>	32.322
<i>n C<sub>6</sub> (+)</i>	16.053
Total	100.00

Butanos y compuestos más ligeros que se envían a la Sección de Tratamiento con DEA (Dietanolamina) de la unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos donde se eliminará de ellos el ácido sulfhídrico, para su posterior fraccionamiento en la misma planta.

Tabla 2.7: Compuestos ligeros ala unidad 600.

<b>Flujo Normal.</b> <b>(formación normal de ligeros)</b>	895 BPD a 15.6 °C
<b>Flujo máximo</b> <b>(máxima formación de ligeros)</b>	2,433 BPD a 15.6 °C
<b>Composición</b>	<b>% Molar</b>
<i>H<sub>2</sub></i>	0.326
<i>H<sub>2</sub>S</i>	2.599
<i>C<sub>1</sub></i>	1.629
<i>C<sub>2</sub></i>	7.024
<i>C<sub>3</sub></i>	13.943
<i>i C<sub>4</sub></i>	15.157
<i>n C<sub>4</sub></i>	52.941
<i>i C<sub>5</sub></i>	4.426
<i>n C<sub>5</sub></i>	1.931
<i>i C<sub>6</sub></i>	0.011
<i>n C<sub>6</sub> (+)</i>	0.003
Total	99.99

Gas amargo que se envía a la Sección de Tratamiento con DEA de la unidad tratadora y fraccionadora de hidrocarburos, para eliminarle el ácido sulfhídrico.

Tabla 2.8: Flujos de formación de ligeros.

<b>Flujo Normal (formación normal de ligeros)</b>	54.6 Mm <sup>3</sup> std/d a 20 °C y 1 Kg/cm <sup>2</sup> abs.
<b>Flujo máximo (máxima formación de ligeros)</b>	86.2 Mm <sup>3</sup> std/d a 20 °C y 1 Kg/cm <sup>2</sup> abs.

Tabla.2.9: Condiciones Alimentaciones a la planta.

Alimentación	Edo. Físico	Presión man. (Kg/cm <sup>2</sup> ) máx./normal/mín	Temperatura (°C) máx./normal/mín	Forma de recibo
<b>Nafta ligera</b>	Líquido	*/5.0/*	40/38/*	Tubería
<b>Gasolina</b>	Líquido	*/3.2/*	*/49/46	Tubería
<b>Hidrógeno</b>	Gas	*/37/*	*/63.3/*	Tubería

Tabla.2.10: Condiciones de Productos.

Condiciones en límite de batería				
Producto	Edo. Físico	Presión man. (Kg/cm <sup>2</sup> ) máx./normal/ mín.	Temperatura (°C) máx./normal/ mín.	Forma de entrega
<b>Gasolina desisohexanizada a Pta. Reformadora</b>	Líquido	*/22.2/*	*/98.7/*	Tubería
<b>Gasolina desisohexanizada almacenamiento</b>	Líquido	*/3.5/*	*/38/*	Tubería
<b>Gasolina</b>				

<b>desisohexanizada a Pta Tratadora (fracc.)</b>	Líquido	*/5.4/*	*/147.2/*	Tubería
<b>Pentanos e isohexanos a Pta. Tratadora (fracc.)</b>	Líquido	*/4.2/*	*/79.4/*	Tubería
<b>Butanos y más ligeros a Pta Tratadora (trat. Con DEA)</b>	Líquido	*/23.2/*	*/43/*	Tubería
<b>Gas amargo a gas Pta. Tratadora (trat. Con DEA)</b>	Gas	*/5.2/*	*/39.7/*	Tubería

## 2.6 Descripción del flujo

Para la descripción de la unidad Hidrodesulfuradora de Naftas se consideran las siguientes secciones: precalentamiento de carga y reacción, compresión, estabilización y fraccionamiento.

Debido que a esta planta se tienen las alternativas de operación como baja formación de ligeros y máxima formación de ligeros, la presente descripción se realiza considerando (máxima formación de ligeros).

### 2.6.1 Sección de precalentamiento de carga y reacción.

La alimentación de gasolina desbutanizada proveniente de la unidad de destilación atmosférica a razón de 36,000 BPD Y a las condiciones de 38.8° C y 5.2 kg/cm<sup>2</sup>, pasa por los filtros tipo canasta **FG-401/R** para que se eliminen los sólidos presentes en esta corriente y posteriormente en el filtro HELLAN (de acción mecánica) para eliminar las impurezas remanentes que no se eliminaron en el primer filtro.

Se recibe otra corriente de nafta ligera procedente de las plantas Hidrodesulfuradoras de destilados intermedios a razón de 500 BPD Y a las condiciones de 48.9° C y 3.2 kg/cm<sup>2</sup> Se tiene la flexibilidad de enviar esta nafta a tanques de almacenamiento en caso de no cumplir con las especificaciones para ser procesada en la planta HDSN No.2.

Las corrientes de gasolina desbutanizada y nafta ligera se unen y su flujo

es registrado por medio del **FR-401** antes de llegar al tanque de carga **FA-401**. El control de nivel de este acumulador se efectúa mediante el **LIC-401** que envía señal a la válvula controladora de nivel **LV-401** instalada en la línea de admisión de gasolina a los filtros **FG-401/R**. Este tanque cuenta con las alarmas por alto y bajo nivel **LAH-401 Y LAL-401** respectivamente.

Las condiciones de operación del recipiente **FA-401** son 37.8°C y 2.8 kg/cm<sup>2</sup>, la presión es controlada mediante el **PIC-401 y PIC-401 B** que independientemente acciona por una parte la válvula "A" para admitir gas combustible cuando la presión tiende a bajar y por otra, acciona la válvula "B" que envía el exceso de presión al desfogue.

En el tanque de carga **FA-401** se elimina el agua que puede ser arrastrada por la carga, por medio de una pierna separadora que cuenta con el control de interfase **LIC-412**, que garantiza el envío del agua separada al cabezal de aguas amargas de baja presión.

De este acumulador **FA-401**, la carga es enviada por medio de las bombas de alimentación **GA-401/R** con un flujo de 36,500 BPD Y presión de 38 kg/cm<sup>2</sup> a precalentarse en dos juegos de intercambiadores de calor, **EA-401 A/D y EA-402 A/D**, arreglados formando dos trenes en paralelo.

Los flujos a estos intercambiadores son controlados mediante **FRC-403 y FRC-404**, los cuales cuentan con los switches **FSLL-403 y FSLL-404**, que cortan el suministro de nafta al reactor al detectarse muy bajo flujo que puede originarse por falla en la bomba de carga GA-401 / R. El corte de nafta, también puede ser debido a las siguientes causas:

Al recibirse la señal de muy bajo flujo de H<sub>2</sub> procedente del **FSLL-405** debido a falla del compresor de H<sub>2</sub> de recirculación al actuar el botón de emergencia **BS-405** por rotura de tubos de los serpentines del BA-401, disturbios en el flujo de nafta de la bomba **GA-401**.

A cada una de estas corrientes, después de su respectiva válvula de control, se le une una corriente de gas rico en hidrogeno a 88.3° C y 35.44 kg/cm<sup>2</sup>, cuyo flujo es regulado manualmente por medio de una válvula de globo y con ayuda de los indicadores de flujo **FI-422 y FI-423**, según corresponda.

Antes de bifurcarse, la corriente de gas rico en H<sub>2</sub> es cuantificada por medio del FR-405, ya que se forma por la mezcla de las corrientes de gas H<sub>2</sub> de recirculación procedente del compresor **GB-401** y del H<sub>2</sub> fresco requerido para las reacciones de hidrodesulfuración, el cual es proporcionado por la planta reformadora.

Este hidrogeno de reposición se regula por medio del controlador **FRC-436**. Ocasionalmente se podrá recibir hidrogeno de la Unidad Reformadora del

sector de hidro-reformadora No. 1 de esta refinería, a través de la línea 3"P 5118, previa reducción de presión en la válvula controladora de presión **PCV-405**, localizada en L.B.

Los flujos de nafta ya mezclados con el hidrogeno pasan por el lado de las carcazas del primer tren de intercambiadores **EA-402 AID**, en los cuales el efluente del reactor cede parte de su calor para incrementar la temperatura de la carga desde 41.7 °C hasta 279.4° C y su consiguiente vaporización.

### **2.6.2 Calentador BA-401.**

La carga vaporizada al 69.11 % peso (en el caso de baja formación de ligeros) continúa a través del calentador a fuego directo BA-401 donde recibe la carga térmica necesaria para alcanzar la temperatura requerida en el reactor que es de 290° C con catalizador nuevo, posteriormente esta temperatura deberá ser aumentada para conforme se va desactivando el catalizador por envejecimiento.

A la entrada del calentador BA-401, en cada cabezal de serpentines se tiene un manómetro local y sensor de temperatura con indicación en consola. Los serpentines entran en primer término a la sección de convección y en seguida pasan a la radiación.

A la salida de radiación cada serpentín cuenta con un sensor de temperatura con indicación en consola y una alarma por alta temperatura.

Estos serpentines se conectan a un cabezal común de 16"  $\Phi$ , el cual tiene indicación de presión (**PI-417**) de temperatura (**TI-400-11**). Esta instrumentación permitirá detectar anomalías en la operación de cada serpentín.

El control de temperatura del calentador BA-401 se realiza mediante el controlador **TRC-401** instalado en el cabezal común de salida. La señal de este instrumento es dirigida a través del selector manual **SS-401** hacia el controlador de flujo del combustible que esté utilizando.

Estos controladores son **FRC-449** y **FRC-450** para gas combustible y combustóleo, respectivamente.

La cantidad de combustible suministrado se conoce por medio del **FRC-449** para gas combustible y **FRC-450/FR-408** para combustóleo, localizados en el sistema de control principal.

Para el uso del combustóleo se dispone de una línea de vapor de media presión que sirve como vapor de atomización. La inyección de vapor se lleva acabo controlando la diferencial de presión entre presión del combustóleo y la del vapor, mediante **PDIC-407**.

El calentador **BA-401** está protegido por la acción de baja presión en el suministro de combustible a quemadores y pilotos, por lo cual se tiene instalados los interruptores **PSL-403 A**, **PSL-403 B** y **PSL-406** que envían una señal de corte a las válvulas actuadas por solenoide **UV-403 A**, **PV-403B** y **UV-406**,

respectivamente.

En caso de emergencia, el paro total del calentador **BA-401** se puede realizar desde el sistema de control principal al actuar manualmente el botón **BS-401**, el cual desencadena las siguientes acciones:

-  Envía señal de corte a las válvulas actuadas por solenoide **UV-403 A, PV-403B Y UV-406** para apagar quemadores y pilotos al cortar el suministro de gas combustible y combustóleo.
-  Envía señal de abertura a las mamparas de la caja de vientos **FV-448-1, FV-448-2 y FV-448-3**.
-  Envía señal de abertura a las mamparas del tiro de la chimenea a través de la válvula de cuatro vías con solenoide **UY-479**.
-  Envía señal de paro al ventilador de tiro forzado **GG-401X**, hasta tener abiertas las mamparas de la caja de vientos.

Una vez que a parado el ventilador de tiro forzado **GG-401X** y han abierto las mamparas del tiro de la chimenea, se registrará el paro del ventilador de tiro inducido **GG-402X**, para completar de esta manera el paro total del calentador BA-401.

Se cuenta el botón de emergencia BS-405 que al accionarse envía señales en forma simultánea, hacia las solenoides que cortan el aire de control de las válvulas **FV-403 y FV-404** provocando el cierre de éstas para interrumpir el flujo de nafta y hacia las válvulas actuadas por solenoide **UV-403 A y UV-406** para apagar quemadores de BA-401 al cortar el suministro de gas combustible y combustóleo .

Este botón se utilizará cuando se prevean disturbios en el suministro de carga al calentador **BA-401** o en los serpentines de proceso del mismo, o en el suministro de H<sub>2</sub> de reciclo a reacción.

Para conocer las condiciones de operación del calentador se tiene instalada la siguiente instrumentación: indicadores de temperaturas de las zonas de radiación, convección y la chimenea, una torna de muestra de los gases de combustión.

### **2.6.3 Reactor DC-40 1.**

La mezcla de gasolina e hidrógeno que sale del calentador de carga BA-401 a una temperatura aproximada de 305 °C y una presión de 28.3 kg/cm , entra al reactor DC-401 en donde se llevan a cabo todas reacciones que fueron descritas en la química del proceso.

El reactor contiene 37,527 kg de catalizador DSD-1K del IMP soportado sobre un lecho de esferas de alúmina dispuestas de la siguiente manera:

Una capa de esferas de  $\frac{3}{4}$ "  $\Phi$  en el fondo del reactor desde una altura de 152.4 mm arriba de la línea de tangencia y una segunda capa, arriba de la anterior, con esferas de  $\frac{1}{4}$ "  $\Phi$  y un espesor de 152.4 mm (6").

El catalizador ocupa una altura total de 5,029 mm, sobre él se encuentra colocadas dos capas de esferas de alúmina de 76.2 mm, cada una, la primera con esfera de  $\frac{1}{4}$ "  $\Phi$  y la superior con esferas de  $\frac{3}{4}$ "  $\Phi$ .

Sobre el catalizador se encuentra colocada la placa de canastas de distribución para lograr una distribución uniforme de la carga a través del catalizador del reactor.

La relación de  $H_2/HC$ , para tratar este tipo de carga, es de 11.33 m<sup>3</sup> de  $H_2$  hasta 100% por barril de carga. La relación espacio-velocidad para este reactor es de 6.

El reactor cuenta con un indicador de presión diferencial para conocer la caída de presión a través del lecho catalítico, lo cual es un índice del grado de carbonización que puede tener el catalizador.

La temperatura de salida del reactor puede conocerse por el indicador de temperatura con punto de consola **TI-400-12**. La T del reactor es función del tipo de carga y de la concentración de contaminantes que contenga.

Por lo tanto, es recomendable alimentar la carga al reactor a la mínima temperatura a la cual el catalizador este activado para llevar a cabo las reacciones de hidrotreatmento. Solo será necesario aumentar la temperatura si los productos no alcanzan la especificación o si el catalizador presenta menos actividad por envejecimiento o por carbonización.

Operando el reactor a la mínima temperatura permisible se logrará una vida mayor del catalizador.

La temperatura de operación del reactor influye sobre las reacciones que se llevan a cabo, siendo diferente el efecto sobre cada tipo de reacción.

Algunos compuestos de azufre se descomponen a temperaturas tan bajas como 260°C; el grado y la rapidez de la desulfuración, se incrementa marcadamente cuando aumenta la temperatura a 343°C, la velocidad de reacción es sumamente rápida, manteniéndose este incremento hasta la temperatura a 371°C.

Arriba de 371° C solo existe un ligero incremento en la rapidez de reacción debido a la temperatura. La saturación de olefinas sigue un comportamiento similar al de desulfuración, con la diferencia de que el incremento de velocidad de reacción se logra a temperaturas un poco mayores.

Todas las reacciones de hidrotreatmento dependen del hidrogeno presente, siendo más efectivas cuando la presión parcial del hidrogeno es mayor. La presión de la sección se mantiene con el controlador **PIC-408**, colocado en la salida del tambor de succión **FA-403** del compresor de recirculación de hidrógeno **GB-401**.

Este controlador acciona la válvula **PV-408** para aliviar el exceso de presión mandando gas hacia la planta de tratamiento con DEA.

En esta corriente y antes de la válvula **PV-408**, se tienen instalados los instrumentos **FR-402** y **FAH-402**, el primero para cuantificar el flujo (13,818 m<sup>3</sup> std/día) y en el segundo es indicativo para detectar un buen manejo en el suministro de H<sub>2</sub> fresco a reacción y la purga de H<sub>2</sub> contaminado del sistema.

El objeto de esta purga es conservar la pureza del hidrogeno de recirculación evitando acumulación excesiva de H<sub>2</sub>S e hidrocarburos en el gas de reciclo.

El hidrogeno fresco requerido para las reacciones de hidrosulfuración 101,656 m<sup>3</sup> std/día. (99,674 m<sup>3</sup> std/día). Caso baja información baja información de ligeros) a 63° C y 37 kg/cm<sup>2</sup>, se recibe de la planta reformadora de naftas y se inyecta en la línea de descarga del compresor GB-401, el flujo se regula por medio del controlador **FRC-436** que actúa sobre la válvula **FV -436**.

Adicionalmente se tiene la facilidad de recibir hidrogeno fresco procedente de Planta Reformadora de Naftas del sector No. 1. El hidrogeno se recibe a través de la línea de 3", a control de presión mediante la válvula controladora **PCV-405**.

El efluente del reactor **DC-401** a 290° C y 26.5 kg/cm<sup>2</sup>, pasa por el lado tubos del segundo intercambiador de carga al reactor **EA-402 AID** en el cual se enfría a 209° C.

La temperatura de operación del reactor depende del grado de actividad del catalizador, de tal forma esta temperatura es más baja en el caso de operar en el catalizador fresco que al final de corrida.

Para evitar que estas variaciones de temperatura en el producto desulfurado, al intercambiar calor en **EA-402 AID** y **EA-403 AB**, alteren inapropiadamente las condiciones de la alimentación a la sección de estabilización, se cuentan con desvíos en el equipo **EA-402 AID** por el lado tubos (efluentes del reactor) y **EA-403 AIB** por el lado coraza (carga a desbutanizadora).

El ajuste de una temperatura baja a la salida del **EA-402 AID** (operación con catalizador fresco) se realiza desviando en forma automática una parte del flujo de producto desulfurado mediante la **TV-417**, la cual recibe señal del **TIC-417** instalado en la corriente de carga a desbutanizadora, la carga térmica desviada de este intercambiador es suministrada a la alimentación al reactor mediante el horno BA -401.

En el caso de que la temperatura a la salida del **EA-402** sea alta (operación con catalizador a final de corrida), será necesario suspender el desvío de producto desulfurado, cerrando la válvula **TV-417** y por otra parte se deberá ajustar en una forma manual (utilizando el **TI-422**) el flujo del producto que va por el lado de la coraza del **EA-403 A/B**, para lograr la temperatura adecuada en la corriente de alimentación a la torre desbutanizadora DA-401.

El efluente continúa a través del **EA-403 AIB** por el lado tubos donde cede calor para enfriarse a 180.6° C a continuación los productos de reacción pasan por el lado tubos del **EA-401 AID** en el cual se enfrían a 102° C y finalmente disminuyen su temperatura hasta 43° C al ceder calor en el enfriador de producto desulfurado **EA-404 AID**, después de lo cual llegan al tanque separador de productos del reactor FA-402.

Del **FA-402** la fase líquida se envía a la sección de estabilización y fraccionamiento a control de nivel de este recipiente mediante **LIC-402**. Este separador cuenta con las alarmas por alto y bajo nivel **LAH-402** y **LAL-402**, respectivamente.

Además, tiene una pierna de nivel para separar agua de los hidrocarburos por medio de control de interfase **LIC-403**, en cual en forma automática envía el agua al cabezal de aguas amargas de alta presión.

La fase gaseosa rica en hidrogeno de recircula hacia la línea de alimentación de nafta por medio del compresor **GB-401**.

#### **2.6.4 Eliminación de sales de amonio.**

Como se describe en la química del proceso, los compuestos de nitrógeno se eliminan con formación de amoníaco. Este amoníaco se combina con los compuestos de azufre de carga dando lugar a la formación de sales de amonio y azufre que cristalizan a bajas temperaturas en la corriente efluente del reactor.

Esta cristalización se produce principalmente en las partes mas frías del tren de precalentamiento de carga provocando la formación de grandes depósitos de sales en los tubos, originando disminución considerable en la eficiencia de transmisión de calor.

Para evitar esta situación, se considera una inyección intermitente de condensado para lavado de las sales en un punto localizado entre intercambiadores **EA-403 AB** y **EA-401 AID** por el lado de los tubos. La inyección de este condensado se realiza por medio de la bomba **GA-705** a 59° C y 27.4 kg/cm<sup>2</sup> y el flujo de 106 lt/min se controla con el indicador local de flujo **FI-424**.

Estas sales que son muy solubles se eliminan como solución acuosa y a control de nivel de interfase mediante **LIC-403** en al pierna del tanque separador de producto desulfurado del reactor **FA-402**, enviándose hacia el cabezal de aguas amargas de alta presión.

Experimentalmente se a observado que la inyección de condensado cada tercer día, durante dos horas es suficiente para mantener limpios los tubos de los cambiadores; sin embargo la cantidad de agua, el tiempo y la frecuencia de lavado deberán fijarse de acuerdo a la experiencia particular que se derive de las características de la carga.

Pero de ninguna manera deberá considerarse esta operación como continua, ya que mantener por más tiempo dicha inyección no mejora el lavado y sí prolonga las condiciones corrosivas del sistema por la presencia de H<sub>2</sub>S en ambiente húmedo.

La cantidad de condensado recomendable para efectuar este lavado es aproximadamente 3% en volumen con respecto a la carga líquida, debiendo ajustarse de acuerdo a las condiciones particulares tal como se indica anteriormente

### 2.6.5 Sección de compresión.

Compresor de recirculación GB-401 :

El compresor de recirculación de hidrogeno **GB-401**, se diseño para manejar el 120% del flujo normal con el objeto de cubrir las variaciones durante la operación de la planta.

El compresor es accionado por turbina de vapor a contrapresión con una potencia de 738 BHP.

Las condiciones de operación del compresor son:

Tabla 2.11: Datos del compresor GB-401.

	Succión		Descarga	
	Normal	Máxima	Normal	Máxima
<b>Flujo std/día</b> m <sup>3</sup>	380,181	456,212	380,181	456,212
<b>Presión</b> kg/cm <sup>2</sup>	23.8		36.2	38.3
<b>Temperatura</b> °C	43.3			
<b>Peso molecular</b>	5.21		5.21	

El compresor tiene su máxima eficiencia a las condiciones de operación normal.

El control de velocidad del compresor se realiza por medio del gobernador de la turbina, el cual es accionado por el **HC-402A** instalado en el sistema de control principal o por el **HC-402B** que se encuentra en el tablero local, mediante el selector de mando **HS-402**.

Por otra parte para asegurar la estabilidad de la máquina en situaciones de bajo flujo en la succión, se cuenta con un sistema de protección "antisurge" que recircula gas de la descarga a la succión, a través del enfriador **EA-404 AID** Y del FA-402.

Este flujo se controla por medio del controlador **FIC-409** de tablero local, que actúa sobre la automática **FV -409**.

El compresor esta protegido contra alta temperatura en chumaceras vibración axial-radial, sobre velocidad, baja presión diferencial de aceite de sellos y lubricación, de aire de instrumentos y alta temperatura en la descarga.

En el tanque de succión de compresor **GB-401** se tiene instalada una malla separadora, con el objeto de evitar el arrastre de líquidos por la corriente gaseosa hacia el compresor.

Además, en el recipiente **FA-403** se tiene el interruptor de alto nivel **LSH-405** que al detectar nivel excesivo de líquidos, envía una señal para cierre de la válvula de corte en el suministro de vapor de la turbina, con el que se protege al compresor **GB-401**.

### **2.6.6 Sección de estabilización y fraccionamiento.**

La finalidad de esta sección es la separación de hidrocarburos ligeros (lo cual se logra en la torre desbutanizadora **DA-401**) y la preparación de la carga a la planta reformadora que se efectúa en la torre desisohexanizadora **DA-402** en donde se realiza la separación de los isohexanos y más pesados.

La fase líquida, procedente del tanque separador de producto desulfurado **FA-402** a una temperatura de 43° C y una presión de 22.8 kg/cm<sup>2</sup> se precalienta a 88° C en el primer precalentador de carga a torre desbutanizadora **EA-405 A/B**, utilizando los fondos de la torre desisohexanizadora **DA-402** que se mandan como carga a la planta reformadora, y posteriormente en el segundo precalentador de carga a desbutanizadora **EA-403 A/B** elevando su temperatura a 143° C utilizando el efluente del reactor.

Después de este precalentamiento y a control de nivel del **FA-402** mediante **LIC-402**, se envía la carga a la sección de estabilización y fraccionamiento, recibándose en el primer tanque separador de carga a desbutanizadora **FA-404**. Este recipiente, también se reciben en forma intermitente y por diferencia de presión, los líquidos recuperados en el fondo del tanque de succión del compresor **FA-403**.

El separador **FA-404** opera una presión de 6.3 kg/cm<sup>2</sup> y una temperatura de 143° C. A causa de la reducción de presión se efectúa la separación de hidrocarburos ligeros e hidrogeno de los hidrocarburos más pesados.

La fase líquida se envía a control de nivel del **FA-404** mediante **LIC-406** hacia la torre desbutanizadora **DA-401** por medio de las bombas **GA-408/R**. Este tanque cuenta con las alarmas por alto y bajo nivel **LAH-406** y **LAL-406**, respectivamente.

La fase gaseosa se enfría y condensa en el enfriador de gas amargo **EA-406 AIB** Y se recibe a 37.7 °C en el segundo tanque separador de carga a desbutanizadora **FA-405**.

Este segundo separador opera a 5.5 kg/cm<sup>2</sup> y tiene por objeto recuperar los hidrocarburos de la fase gaseosa del primer separador y dejar libre el gas amargo que a control de presión mediante **PIC-41** .Enviándolo a la planta de tratamiento con DEA, juntándose previamente con el excedente de gas por la válvula automática **PV-408** (domo **FA-403**) y con el efluente gaseoso del acumulador **FA-406**.

De esta manera se complementa el total gas de amargo de la unidad Hidrodesulfuradora de naftas que se envía tratamiento con DEA, cuyo flujo total de 69,092 m<sup>3</sup> std/día (54,651 m<sup>3</sup> std/día, caso baja información de ligeros) se registra mediante el **FR-425**.

La fase líquida se envía hacia la torre desbutanizadora utilizando las bombas **GA-409/R** y a control de nivel mediante **LIC-407**. El tanque **FA-405** cuenta con las alarmas de alto y bajo nivel **LAH-407** y **LAL**, respectivamente.

### **2.6.7 Sistema de protección de la sección de reacción.**

La sección de reacción cuenta con un sistema de protección contra falla de hidrogeno, que opera de la siguiente forma:

Cuando el **FSLL-405** colocando en la descarga del compresor **GB-401** detecta bajo flujo de hidrogeno hacia el tren de precalentamiento, manda una señal a las válvulas actuadas por solenoide **UV -403 A Y UV-406**, para cortar el suministro de gas combustible y combustóleo, respectivamente, a los quemadores del calentador de carga **BA-401**.

Simultáneamente a las acciones anteriores, la misma señal de bajo flujo de hidrogeno es recibida por las válvulas actuadas por solenoide **FV-403 y FV-404** para efectuar el cierre de éstas e interrumpir el flujo de nafta a reacción.

Al mismo tiempo se debe realizar en forma manual, el paro de la bomba de carga **GA-401** mediante el botón **BS-403** desde el sistema de control principal.

El cierre de las válvulas automáticas tiene por objeto evitar el depresionamiento de la sección de reacción que trabaja a 28.3 kg/cm<sup>2</sup> , hacia el

tanque de carga **FA-401** que trabaja a  $2.8 \text{ kg/cm}^2$  , en la eventualidad de que fallen los cheks de las bombas de carga.

Con lo anterior se pretende evitar la ruptura del tanque de carga y, por lo tanto, la difusión de grandes cantidades de hidrocarburos e hidrogeno a la atmósfera.

Al interrumpirse el suministro de nafta a reacción, se quedan entrampados hidrocarburos líquidos en los trenes de precalentamiento, calentador de carga, reactor y enfriador de producto desulfurado.

Por lo que es necesario efectuar el barrido de los mismos hacia el tanque separador **FA-402**, lo cual se realiza mediante la inyección de hidrogeno fresco de reposición proveniente de la unidad reformadora de nafta.

La presión a la sección de reacción es controlada por medio del **PIC-408** que actúa sobre la válvula **PV- 408** para aliviar el exceso de presión enviando gas amargo a la planta de tratamiento con DEA.

## CAPÍTULO 3.

### INTERCAMBIADORES DE CALOR

#### 3.1 Procesos de transferencia de calor.

La transferencia de calor está relacionada con la razón de intercambio de calor entre cuerpos calientes y fríos llamados *fuentes* y *receptores*.

Un problema típico de procesos de transferencia de calor involucra las cantidades de calor que deben transferirse, las razones a las cuales pueden transferirse debido a la naturaleza de los cuerpos, la diferencia de potencial, la extensión y arreglo de las superficies que separan la fuente y el receptor, y la cantidad de energía mecánica que debe disiparse para facilitar la transferencia de calor. Puesto que la transferencia de calor considera un intercambio en un sistema, la pérdida de calor por un cuerpo deberá ser igual al calor absorbido por otro dentro del mismo sistema.

La refinación del petróleo es una industria de primordial importancia, los productos de petróleo son combustibles importantes para la industria de generación de energía, y los derivados de petróleo son el punto de partida para muchas síntesis en la industria química.

A las fracciones o cortes se les dan nombres comunes o se denotan por una operación de la refinería por la cual se producen, y su gravedad específica se define por una escala establecida por el American Petroleum Institute, y se les llama ya sea grados API o °API. Los API se relacionan con la gravedad específica por:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\text{Gravedad específica a } 60^{\circ}\text{ F} / 60^{\circ}\text{ F}} - 131.5$$

Tabla. 3.1: Fracciones más comunes del petróleo derivadas del aceite crudo.

Fracciones del aceite crudo	Aprox. °API	Aprox. PEI, °C
Gasolina	75	93.33
Nafta	60	148.8
Kerosena	45	176.6
Aceite para absorción	40	232.2
Straw Oil	40	260
Destilado	35	287.7

*Punto de ebullición inicial (PEI °C).*

### 3.2 Dispositivo de coraza y tubos.

Un tipo de cambiador de calor ampliamente utilizado en las industrias de procesos químicos ( Fig.3.1) .Uno de los fluidos circula por el interior de los tubos, mientras que al otro fluido se le obliga a circular entre la coraza y la superficie exterior de los tubos. Para asegurarse de que el fluido del lado de la coraza circule transversalmente a los tubos, ocasionando así una mayor transferencia de calor, se colocan en la coraza unos deflectores (fig.3.1) Dependiendo del montaje de entrada en los extremos del cambiador, se pueden utilizar uno o más pasos de tubos. En la( Fig. 3.1a) se utiliza un paso de tubos,mientras que en la (Fig. 3.1b) se muestra el montaje de entrada para dos pasos de tubos. En la práctica, se usan montajes de deflectores muy variados.

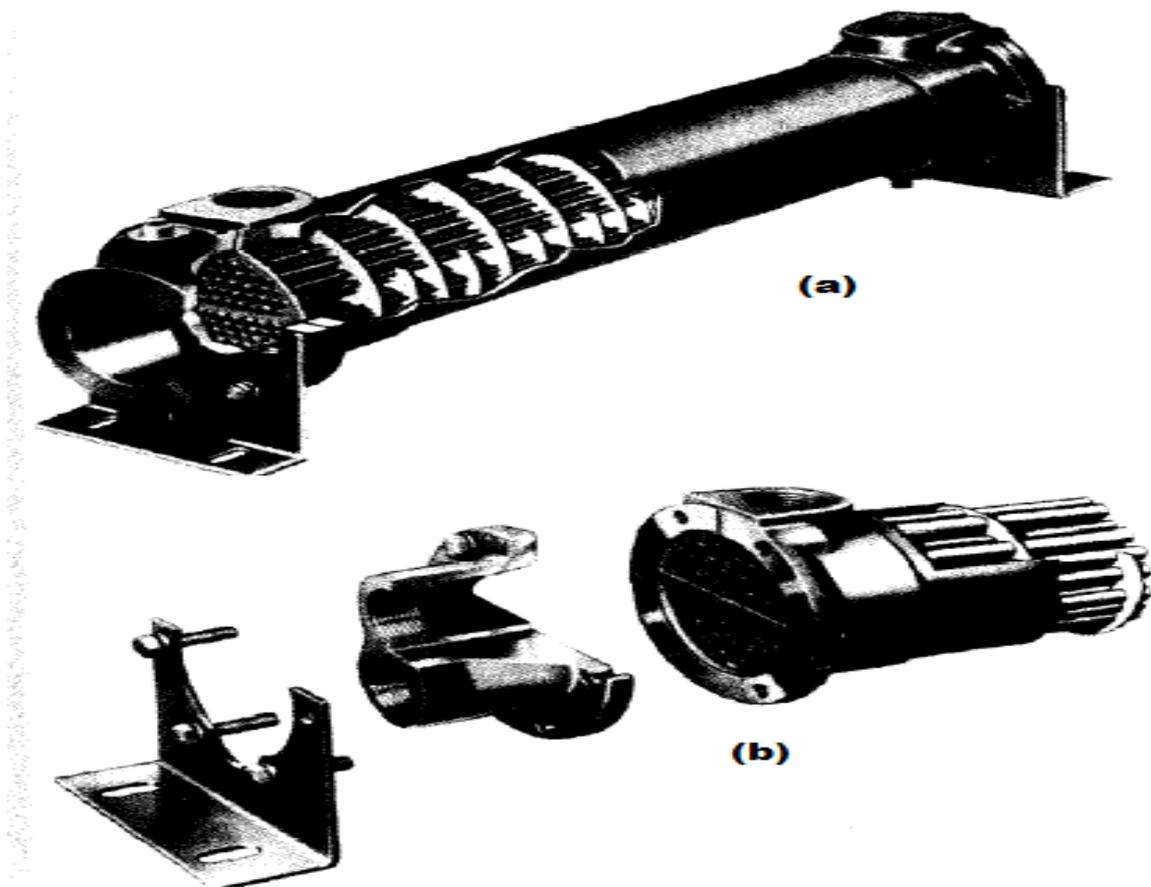


Figura 3.1: (a) cambiador de calor de carcasa y tubos con un paso de tubo.  
(b) montaje de entrada de un cambiador de carcasa y tubos con dos pasos de tubo (Holman,1998).

El equipo de tubo y coraza involucra la expansión de un tubo en un espejo y la formación de un sello que no fuga bajo condiciones razonables de operación. Un ejemplo simple y común de tubo expandido se muestra en la (Fig. 3.2). En el espejo se perfora un orificio cuyo diámetro es apenas mayor que el diámetro exterior del tubo, además se cortan dos o más hendeduras en la pared de este orificio.

Se coloca el tubo dentro del orificio, y se inserta un rolador en el final del tubo. El rolador es un mandril rotatorio que tiene conicidad pequeña. Es capaz de exceder el límite elástico del metal del tubo y transformarlo a una condición semiplástica, de manera que se escurra hasta las hendeduras y forme así un sello perfecto. El rolado de los tubos es un arte, ya que el tubo puede dañarse si se rola hasta adelgazarlo demasiado, de manera que el sello tiene poca resistencia estructural.

En algunos usos industriales es deseable instalar tubos en el espejo, de manera que puedan ser fácilmente removidos, como se muestra en la (Fig.3.2) En la práctica, los tubos se empaquetan en el espejo mediante casquillos, y usando anillos de metal suave como empaques.

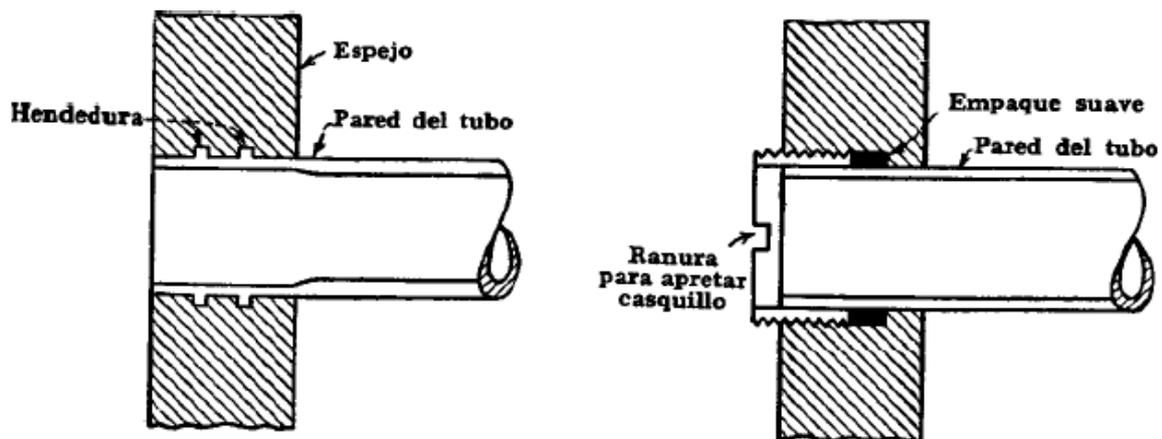


Figura 3.2: A) Tubo rolado

B) Casquillo(Kern,1999).

El intercambiador de calor de coraza y tubos tiene las siguientes ventajas:

- Proporciona flujos de calor elevados en relación con su peso y volumen
- Es relativamente fácil de construir en una gran variedad de tamaños
- Es fácil de limpiar y reparar
- Es versátil y puede ser diseñado para cumplir prácticamente con cualquier aplicación.

Se diseñan según estándares publicados por Asociación de Fabricantes de intercambiadores tubulares, **TEMA: Tubular Exchanger Manufacturers Association** (Fig.3.3).

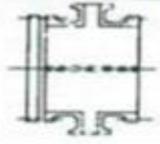
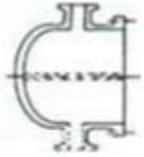
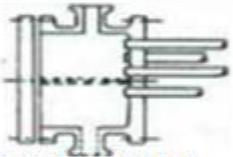
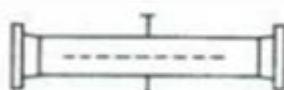
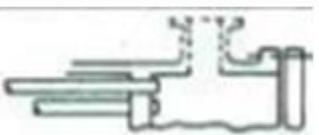
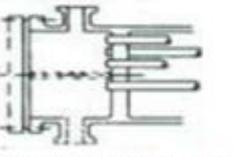
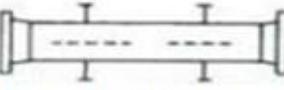
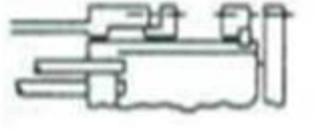
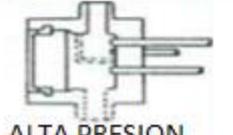
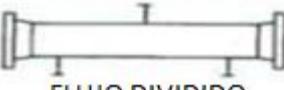
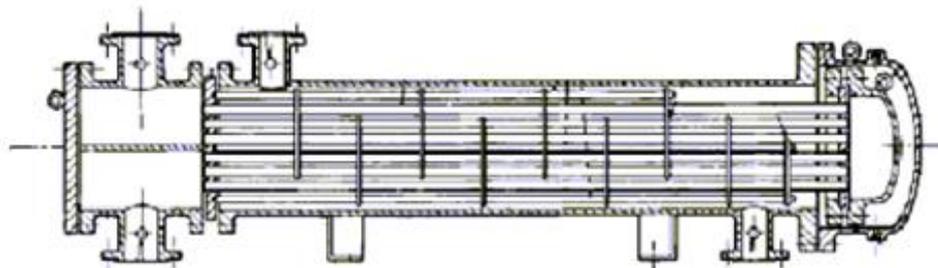
	TIPOS DE CABEZALES FIJO EXTREMIDAD ANTERIOR		TIPOS DE CARCAZAS		TIPOS DE CABEZALES EXTREMIDAD POSTERIOR
A		E	 UN SOLO PASO	L	
B		F	 DOS PASOS	M	
C	 HAZ REMOVIBLE	G	 FLUJO DIVIDIDO MEDIANTE PANTALLA	N	
	 PLACA DE TUBO FIJA	H	 DOBLE FLUJO REMOVIBLE MEDIANTE PANTALLA	P	
D	 ALTA PRESION	J	 FLUJO DIVIDIDO NATURALMENTE	S	 ANILLO DIVISORIO

Figura 3.3: Designación de intercambiadores.

De acuerdo a su construcción mecánica de los intercambiadores de calor EA-401 A/D primer precalentador de carga, EA-402 A/D segundo precalentador de carga, EA-403 A/B segundo precalentador de alimentación a torre desbutanizadora, son de cabezal flotante Tienen una sola placa de tubos sujeta ala carcasa del tipo AES . (Fig.3.4).

### CABEZAL FLOTANTE



Tipo AES

Figura 3.4: Intercambiador cabezal flotante, Tipo AES.

### 3.2.1 Tubos para intercambiadores de calor.

Proporcionan la superficie de transferencia de calor entre un fluido que fluye dentro de ellos y otro que fluye sobre su superficie externa.

El diámetro exterior de los tubos para intercambiador de calor, es el diámetro exterior real en pulgadas dentro de tolerancias muy estrictas. Estos tubos para intercambiador se encuentran disponibles en varios metales, los que incluyen acero, cobre, admiralty, metal Muntz, latón, 70-30 cobre-níquel, aluminio-bronce, aluminio y aceros inoxidable. Se pueden obtener en diferentes grores de pared, definidos por el calibrador Birmingham para alambre, que en la práctica se refiere como el calibrador BWG del tubo.  $3/4$  y 1 plg. de diámetro exterior en tamaño de tubos son los más comunes en el diseño de intercambiadores de calor.

#### Espaciado de los tubos

Los orificios de los tubos no pueden taladrarse muy cerca uno de otro, ya que una franja demasiado estrecha de metal entre los tubos adyacentes, debilita estructuralmente el cabezal de tubos o espejo. La distancia más corta entre dos orificios adyacentes es el claro o ligadura, y éstos a la fecha, son casi estándar.

Los tubos se colocan en arreglos ya sea triangular o cuadrado, como se muestra en la (Fig.3.5). La ventaja del espaciado cuadrado es que los tubos son accesibles para limpieza externa y tienen pequeña caída de presión cuando el fluido fluye en la dirección indicada. El espaciado de los tubos  $P_T$  es la distancia menor de centro a centro en tubos adyacentes. Los espaciados más comunes para arreglos cuadrados son de  $3/4$  plg. DE en un espaciado cuadrado de 1 plg. y de 1 plg. DE en un espaciado en cuadro de  $1\frac{1}{4}$  plg. Para arreglos triangulares éstos son, de  $3/4$  plg DE en espaciado triangular de  $15/16$  plg,  $3/4$  plg DE en un arreglo triangular de 1 plg. y 1 plg. DE en un arreglo triangular 1% plg.

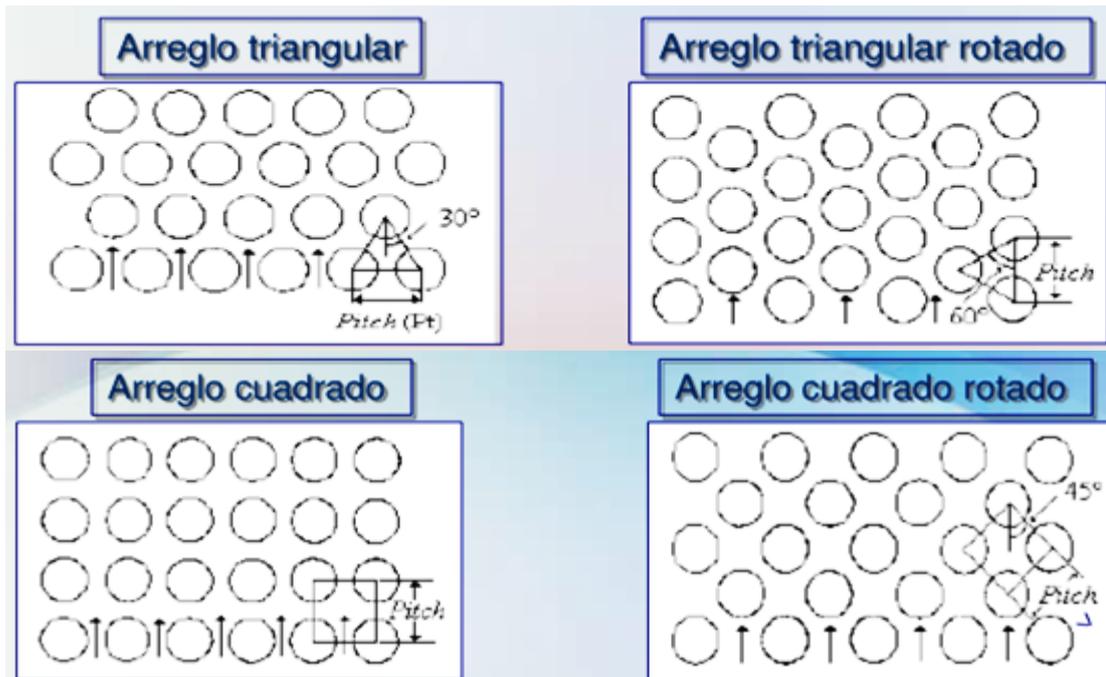


Figura 3.5: Arreglos comunes para los tubos de intercambiadores.

### 3.2.2 Selección del fluido por los tubos.

- Fluidos mas corrosivos
- Fluidos con mayor tendencia a la formación de depósitos
- Fluido caliente
- Corriente de mayor presión
- El menos viscoso de los 2 fluidos

### 3.2.3 Corazas.

Las corazas hasta de 12 plg. de diámetro IPS (*iron pipe size*), dimensiones normalizadas de tubería, se fabrican de tubo de acero. El grueso estándar para corazas con diámetros interiores de 12 a 24 plg. inclusive, es de  $3/8$  plg, lo que es satisfactorio para presiones de operación por el lado de la coraza hasta de 300 lb/plg. Se pueden obtener mayores gruesos para presiones superiores (Fig.3.6).

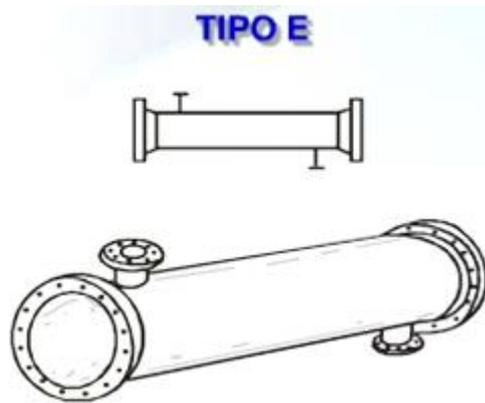


Figura 3.6: Un paso por la Coraza, Tipo E.

### 3.3 Componentes de un cambiador de cuerpo y tubo.

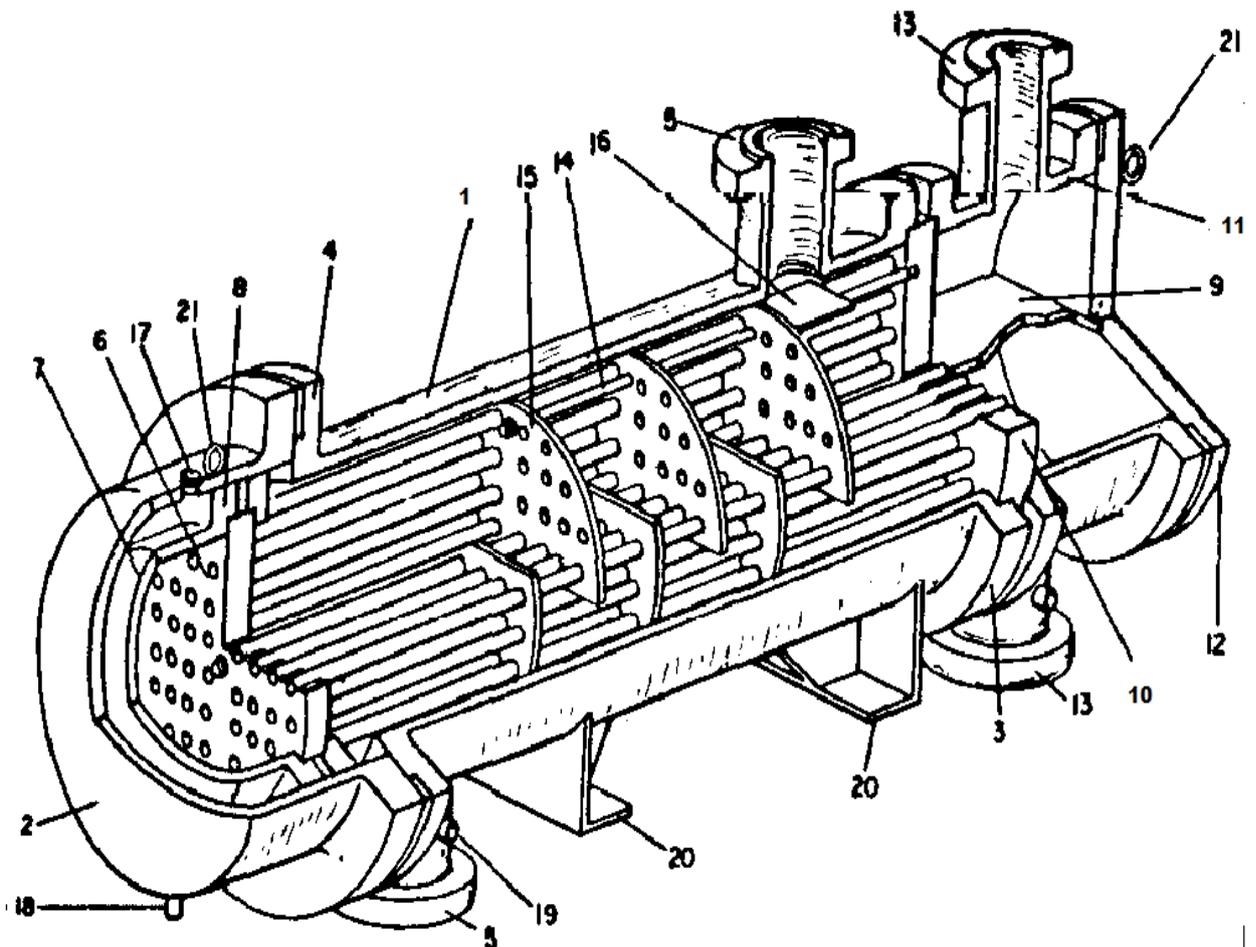


Figura 3.7: Partes de un intercambiador de calor de coraza y tubos (Walas,1990).

- |                                |                                      |
|--------------------------------|--------------------------------------|
| 1.-CUERPO                      | 12.-TAPA DEL CARRETE                 |
| 2.-CAMPANA                     | 13.-BOQUILLAS DEL CARRETE            |
| 3.-BRIDA CUERPO                | 14.-VARILLAS DE UNION Y SEPARADORES. |
| 4.-BRIDA CUERPO                | 15.-BAFLES                           |
| 5.- BOQUILLAS DEL CUERPO       | 16.-PLACA DE CHOQUE                  |
| 6.- TAPA FLOTANTE              | 17.-CONEXIÓN DE VENTEO               |
| 7.-CAMPANA FLOTANTE            | 18.-CONEXIÓN DE DRENAJE              |
| 8.-BRIDA DE LA CABEZA FLOTANTE | 19.-CONEXIÓN PARA PRUEBA             |
| 9.-BAFLE DEL CARRETE           | 20.-SOPORTES                         |
| 10.-TAPA ESTACIONADA           |                                      |
| 11.-CARRETE                    |                                      |
| 21.-ANILLO PARA MANIOBRA       |                                      |

### 3.4 Elementos del intercambiador de coraza y tubos.

#### Deflectores

- Soportar el haz de tubos.
- Restringir la vibración de los tubos debido a los choques con el fluido.
- Canalizar el flujo de fluidos por la carcasa originando turbulencia para lograr mayores efectos de transferencia de calor.

#### Deflector segmentado

La altura de la ventana expresada como un porcentaje del diámetro de la carcasa, se denomina *corte del deflector*.

Para deflectores segmentados el corte esta entre 15 - 40%, el mejor resultado se obtiene con 25% de corte.

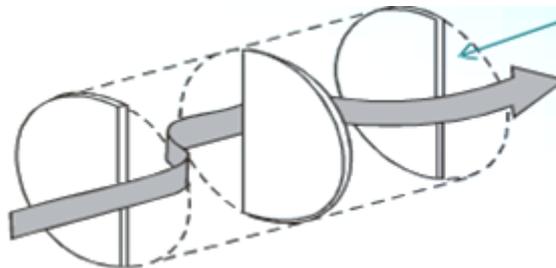


Figura 3.8: Deflector segmentado señalando el corte.

### 3.5 Funcionamiento de los intercambiadores de calor.

Como hemos visto hasta ahora, la función general de un intercambiador de calor es transferir calor de un fluido a otro. Los componentes básicos de los intercambiadores se puede ver como un tubo por donde un flujo de fluido está pasando mientras que otro fluido fluye alrededor de dicho tubo. Existen por tanto tres intercambios de calor que necesitan ser descritos:

- 1 .Transferencia de calor convectiva del fluido hacia la pared interna del tubo
- 2 .Transferencia de calor conductiva a través de la pared del tubo
- 3 .Transferencia de calor convectiva desde la pared externa del tubo hacia el fluido exterior.

Para desarrollar la metodología para el análisis de un intercambiador de calor, atendemos primero el problema de la transferencia de calor del fluido interno en el tubo hacia el fluido externo en la carcaza.

### 3.6 Etapas para la transferencia de calor.

Donde  $T_i > T_o$

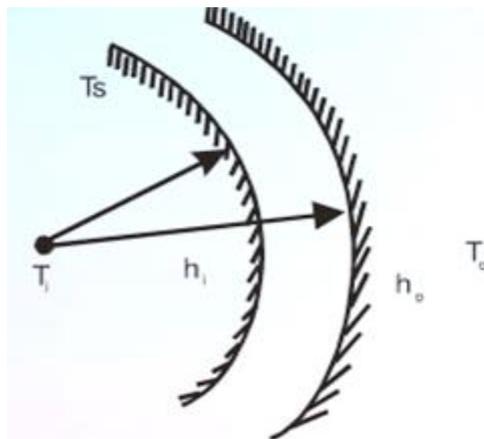


Figura 3.9: Transferencia de calor en un tubo.

Donde:

- $T_i =$  Temperatura interior
- $T_o =$  Temperatura exterior
- $h_i =$  Entalpía interior
- $h_o =$  Entalpía exterior

1. **Convección** desde el fluido en el interior del tubo hasta las paredes del mismo.

$$R_i = \frac{1}{h_i \cdot A_i}$$

2. **Conducción** del interior al exterior del tubo.

$$R_{cond} = \frac{\ln(ro/ri)}{2\pi \cdot K \cdot L}$$

3. **Convección** desde el exterior del tubo al fluido.

$$R_o = \frac{1}{h_o \cdot A_o}$$

### Coeficiente de transferencia de calor total

$$\frac{1}{R_{total}} = U^* \cdot A^*$$

\*Basado en cualquier área.

$$U^* = \frac{1}{\frac{A^*}{h_i \cdot A_i} + \frac{A^* \cdot r_i}{A_i} + \frac{A^* \cdot \ln(ro/ri)}{2\pi \cdot K \cdot L} + \frac{A^* \cdot ro}{A_o} + \frac{A^*}{h_o \cdot A_o}}$$

Resistencia al ensuciamiento interna y externa.

$$R_{total} = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{\ln(ro/ri)}{2\pi \cdot K \cdot L} + \frac{1}{h_o \cdot A_o}$$

$$R_{total} = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{r_i}{A_i} + \frac{\ln(ro/ri)}{2\pi \cdot K \cdot L} + \frac{ro}{A_o} + \frac{1}{h_o \cdot A_o}$$

Referida al área externa

$$U_o = \frac{1}{\frac{A_o}{h_i \cdot A_i} + \frac{A_o \cdot r_i}{A_i} + \frac{A_o \cdot \ln(ro/ri)}{2\pi \cdot K \cdot L} + ro + \frac{1}{h_o}}$$

## Coeficiente limpio de transferencia de calor

Es el coeficiente total que puede esperarse cuando un intercambiador nuevo se coloca por primera vez en servicio.

## RESISTENCIA POR ENSUCIAMIENTO DEBIDO A LUBRICANTES Y CORROSIÓN

$$\frac{1}{U_c} = R_{io} + R_o + r_w + F_1 \quad \text{donde} \quad F_1 = 0.0001 \frac{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}{BTU}$$

Relación  $U_o$  y  $U_c$

$$\frac{1}{U_c} = R_{io} + R_o + r_w + F_1$$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{U_c} + r_{io} + r_o + F_1$$

### 3.7 Relaciones gobernantes.

Consideremos que existen dos flujos en un intercambiador de calor, el fluido caliente tiene una razón de capacidad calorífica definida como  $C_h = \dot{m}C_{ph}$  [W/K] donde  $\dot{m}$  [kg/s] es el flujo másico y  $C_{ph}$  [J/kgK] es su capacidad calorífica a presión constante y análogamente para el fluido frío se tiene  $C_c = \dot{m}C_{pc}$ . Entonces, con base en la Primera Ley de la Termodinámica o Conservación de la Energía, se establece que el calor transferido entre ambos flujos se puede describir por un balance de entalpía de la forma

$$q = C_h(T_1 - T_2) = C_c(t_2 - T_1) \quad (1)$$

Donde los subíndices 1 y 2 se refieren a entrada o salida del intercambiador, respectivamente, y las literales T y t son empleadas para indicar las temperaturas caliente y fría, respectivamente.

La ecuación (1) es una representación ideal donde no se consideran pérdidas de calor y ésta sólo describe el calor que será transferido (la capacidad o comportamiento del intercambiador) para el caso donde se conocen los flujos másicos y las temperaturas de operación. Sin embargo, dicha ecuación no provee ninguna indicación del tamaño del intercambiador necesaria para mejorar su capacidad o eficacia. Si consideramos el tamaño del intercambiador en la ecuación (1) podemos escribir,

$$q = u_h S \theta_m = u_h \eta_{ou,h} S_h \theta_m = U_{C\eta_{ou,c}} S_c \theta_m \quad (2)$$

Donde  $S_h$  y  $S_c$  son las áreas de las superficies caliente y fría del intercambiador,  $u_h$  y  $u_c$  son los coeficientes globales de transferencia de calor referidos a la parte caliente y fría del intercambiador, y  $\theta_m$  es la diferencia de temperaturas en operación. Las cantidades  $\eta_{ou,h}$  y  $U_{C\eta_{ou,c}}$  son las eficacias de intercambio de aleta y en el caso donde no se conocen para el intercambiador se puede utilizar la aproximación  $\eta_{ou,h}=U_{C\eta_{ou,c}} = 1$

Así, el proceso de intercambio de calor completo se puede representar por

$$q = u_h \eta_{ou,h} S_h \theta_m = U_{C\eta_{ou,c}} S_c \theta_m = C_h(T_1 - T_2) = C_c(t_2 - T_1) \quad (3)$$

Que es en definitiva la combinación de las ecuaciones (1) y (2).

### 3.7.1 Diferencia de temperatura media logarítmica

La verdadera fuerza impulsora mediante la cual se transfiere el calor, con relación a la disposición de los flujos contracorriente.

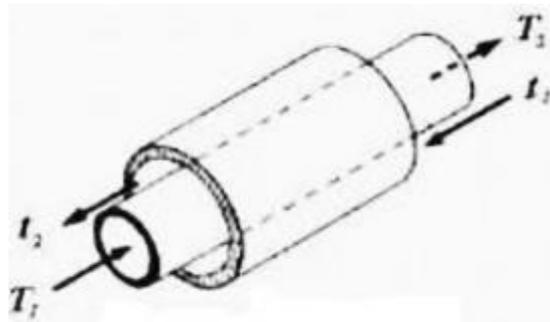


Figura 3.10: Disposición fluidos contracorriente.

La diferencia de temperaturas media se encuentra mediante

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_o)(T_o - t_i)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_o}{T_o - t_i}\right)}$$

Esta diferencia de temperaturas recibe el nombre de diferencia de temperaturas media logarítmica (*LMTD*). Es la diferencia de temperaturas en un extremo del cambiador, menos la diferencia de temperaturas en el otro extremo del cambiador, dividido entre el logaritmo del cociente de estas dos diferencias de temperaturas (Fig.3.11).

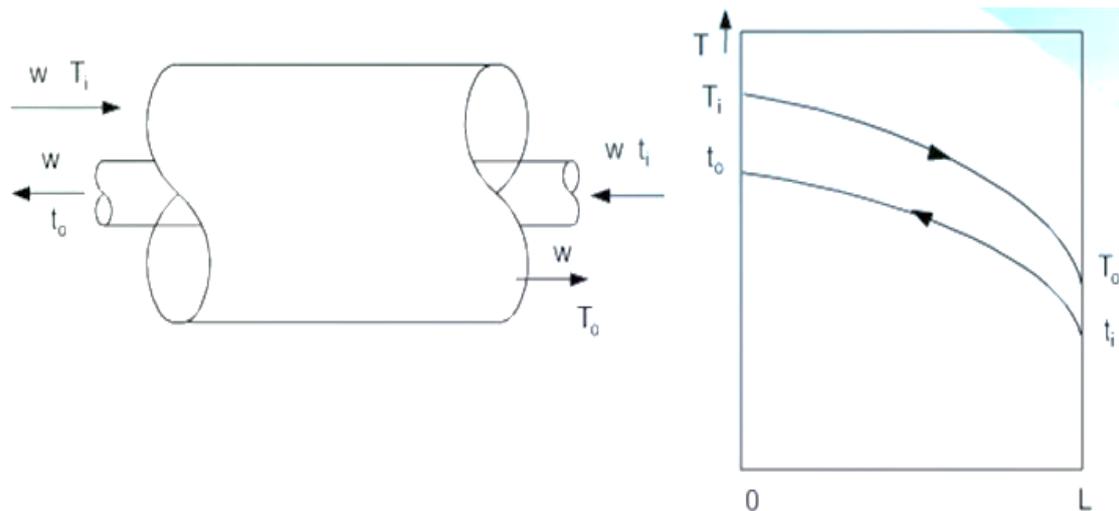


Figura 3.11: Perfiles de temperaturas en cambiadores de calor de doble tubería contracorriente.

### 3.8 Balance de masa y energía en intercambiador de calor.

Esta operación realiza un balance de materia y energía a ambos lados de la unidad. Es muy flexible, de manera que puede calcular temperaturas, presiones, flujos de calor flujos de materia o UA.

Esta operación permite dividir la curva de calor a ambos lados del intercambiador en intervalos, de manera que en lugar de calcular la transferencia de energía en las condiciones terminales del cambiador, se calcula en cada uno de los intervalos, que posteriormente se suman para obtener la transferencia global.

Los cálculos llevados a cabo en esta operación están basados en los balances de energía a los fluidos caliente y frío:

$$(M_{\text{frío}} (H_{\text{salida}} - H_{\text{entrada}})_{\text{frío}} - Q_{\text{fugas}}) - (M_{\text{caliente}} (H_{\text{entrada}} - H_{\text{salida}})_{\text{caliente}} - Q_{\text{pérdidas}}) = \text{Balance.}$$

Donde:

$M$  = masa fluida caudal

$H$  = Entalpia

$Q_{\text{fugas}}$  = Perdidas de calor por fugas en el fluido frío.

$Q_{\text{pérdidas}}$  = Perdidas de calor en el fluido caliente

El balance de un intercambiador de calor que en especificación es igual a cero para la mayoría de las aplicaciones.

Los subíndices caliente y frío designados líquidos caliente y frío, mientras que viajan dentro y fuera de la entrada y salida.

El calor total transferido entre el tubo y los lados de coraza (intercambiador de calor) se puede definir en términos del coeficiente de transferencia de calor, el área disponible, y la diferencia de temperatura media logarítmica:

$$Q = UA\Delta T_{LM}F_t$$

Donde:  $U$ = Coeficiente de transferencia de calor total  
 $A$ = superficie área disponible para la transferencia de calor  
 $\Delta T_{LM}$ = diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD)  
 $F_t$ = factor de corrección

El coeficiente global de transmisión de calor se calcula a partir de la expresión:

$$U = \frac{1}{\left[ \frac{1}{h_o} + r_o + r_w + \frac{D_o}{D_i} \left( r_i + \frac{1}{h_i} \right) \right]}$$

donde:

$h_o, h_i$  = coeficientes individuales de transmisión de calor el fluido en los tubos externo e interno, respectivamente.

$r_o, r_i$ = factor de ensuciamiento en los tubos exterior e interior, respectivamente.

$r_w$ = resistencia de la pared del tubo.

$D_o, D_i$  = diámetros de los tubos externo e interno, respectivamente.

Para fluidos sin cambio de fase, los coeficientes individuales de transmisión de calor se calculan de acuerdo con la ecuación empírica de Sieder-Tate:

$$h_i = 0.023 \frac{k_m}{D_i} \left( \frac{D_i G_i}{\mu_i} \right)^{0.8} \left( \frac{C_{p,i}}{k_m} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu_i}{\mu_{i,w}} \right)^{0.14}$$

donde:

$G_i$  = densidad de flujo másico del fluido en los tubos internos = velocidad por la Densidad.

$\mu_i$ = viscosidad del fluido en los tubos internos

$\mu_{i,w}$ = viscosidad del fluido en los tubos internos, en la pared del tubo

$C_{p,i}$ = calor específico del fluido en los tubos internos.

$k_m$ = conductividad térmica del fluido referida a las condiciones medias en la masa global

Son dispositivos donde dos corrientes de fluido en movimiento intercambian calor sin mezclarse.

$$W=0; \Delta E_c \approx 0; \Delta E_p \approx 0$$

a) Sistema Completo

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = Q + W + \sum m_e \left( h + \frac{v^2}{2} + gz \right) - \sum m_s \left( h + \frac{v^2}{2} + gz \right)$$

$$\sum m_e h_e = \sum m_s h_s$$

b) Fluido A.

$$Q \neq 0, W = 0; \Delta E_c \approx 0; \Delta E_p \approx 0$$

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = Q + W + \sum m_e \left( h + \frac{v^2}{2} + gz \right) - \sum m_s \left( h + \frac{v^2}{2} + gz \right)$$

$$0 = Q + \sum_e m_e h - \sum_s m_s h$$

Para la sección de precalentamiento de la U-400 se tiene el balance de materia de las principales corrientes del proceso de acuerdo al ( anexo 1), los resultados de los principales componentes de las corrientes están dados en % molar (Tabla 3.1).

Tabla 3.2: Balance de Materia sección de precalentamiento

SECCIÓN:	HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS 2.			
	1	2L	2V	3
CORRIENTE				
COMPONENTE	% MOL	% MOL	% MOL	% MOL
HIDROGENO		2.543	91.43	26.61
AC. SULFHIDRICO	0.008	0.105	0.095	0.291
METANO		1.033	5.719	2.575
ETANO		0.906	1.233	1.211
PROPANO	0.269	0.78	0.342	0.852
i-BUTANO	0.527	0.624	0.113	0.593
n-BUTANO	2.34	2.373	0.319	1.913
i-PENTANO	1.96	1.917	0.109	1.539
N-PENTANO	3.293	3.372	0.151	2.598
I-HEXANO	7.07	6.706	0.136	4.859
N-HEXANO + PESADOS	84.533	79.641	0.351	56.957
AZUFRE TOTAL, PPM.(lb mol/h)	800	778		0.5

TOTAL kmol/h	3424.9	3638.899	1567.48	5065.61
FLUJO TOTAL	386454	390593	6603	397195
PESO MOLECULAR MEDIO				
DENSIDAD REL. °API 60/30	63.5	65.42		
BPD A 15.5 °C	36,500	37254/37631		
MMPICSD A 68°F, 1 Kg/cm <sup>2</sup>				
PRESION Kg/cm <sup>2</sup>	541	34.88	496	377
TEMPERATURA °C	100	42	108	680
DENSIDAD A P T g/cm <sup>3</sup>	44.096	0.703	0.346	2.78
GPM a T	1093	1108.9/1120.2		

### 3.9 Balance en un mezclador

Los mezcladores de corrientes representan la operación de suma de corrientes cuyos fluidos pueden tener distintas composiciones, temperaturas y estados de agregación. Un diagrama de un mezclador de corriente se muestra en la Figura 3.12.

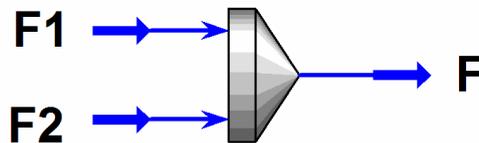


Figura 3.12: Mezclador de corrientes

Siendo  $X_i$ , fracción molar,  $i$ , el primer número del subíndice relativo al componente y el segundo número relativo a la corriente, el balance de materia para cada uno de los  $C$  componentes es :

$$F_1 X_1^i + F_2 X_2^i = F X_i$$

El balance de energía en el proceso de mezclado simplificado es:

$$F_1 h_1 + F_2 h_2 + Q = F h$$

Siendo  $h$ , las entalpías específicas correspondientes a cada una de las corrientes.

La variable que usualmente se fija en el diseño de un mezclador es la presión de la corriente de salida. Se sugiere asignar, a la corriente de salida, la menor presión entre las de las corrientes de entrada.

### 3.10 Métodos de análisis de intercambiadores de calor

#### Rendimiento térmico

El rendimiento térmico de un intercambiador de calor y el cociente de las tasas de la capacidad de calor puede ser calculado cuando las temperaturas de entrada y salida de los dos fluidos se conocen; siendo  $T_1$  y  $T_2$  las temperaturas de entrada y salida de líquido caliente, y  $t_1$  y  $t_2$ , las temperaturas de entrada y salida del fluido frío. Entonces, si la tasa de capacidad de calor del fluido caliente es inferior a la mejor tasa de capacidad del fluido frío, el rendimiento térmico ( $E$ ) se define como:

$$E = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1}$$

#### 3.11 Método por factor de corrección en la diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD).

Como se menciona la diferencia de temperatura media logarítmica no se puede aplicar a intercambiadores de calor de múltiple paso y de flujo cruzado. El parámetro de temperatura  $\theta_m$  que aparece en las ecuaciones (2) y (3) es la real o diferencia de temperatura media efectiva y está relacionada a la diferencia de temperatura media logarítmica escrita anteriormente en la ecuación :

$$\theta_m = LMTD = \frac{(T_1 - t_o)(T_o - t_i)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_o}{T_o - t_i}\right)}$$

y las funciones

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

Definida como la *efectividad* del lado frío y

$$R = \frac{T_1 - t_1}{t_2 - t_1} = \frac{C_c}{C_h}$$

definida como una razón de capacidad térmica.

La diferencia de temperatura media efectiva en un intercambiador de múltiple pasos o de flujo cruzado,  $\theta_m$ , estará relacionada a diferencia de temperatura media logarítmica mediante

$$\theta_m = F(LMTD)$$

Donde el factor de corrección esta dado por

$$F = \frac{\theta_m}{LMTD}$$

Es una función de P, R y del arreglo del flujo de fluido. Los factores de corrección están disponibles en cartas como las que se muestra en la (Fig.3.13).

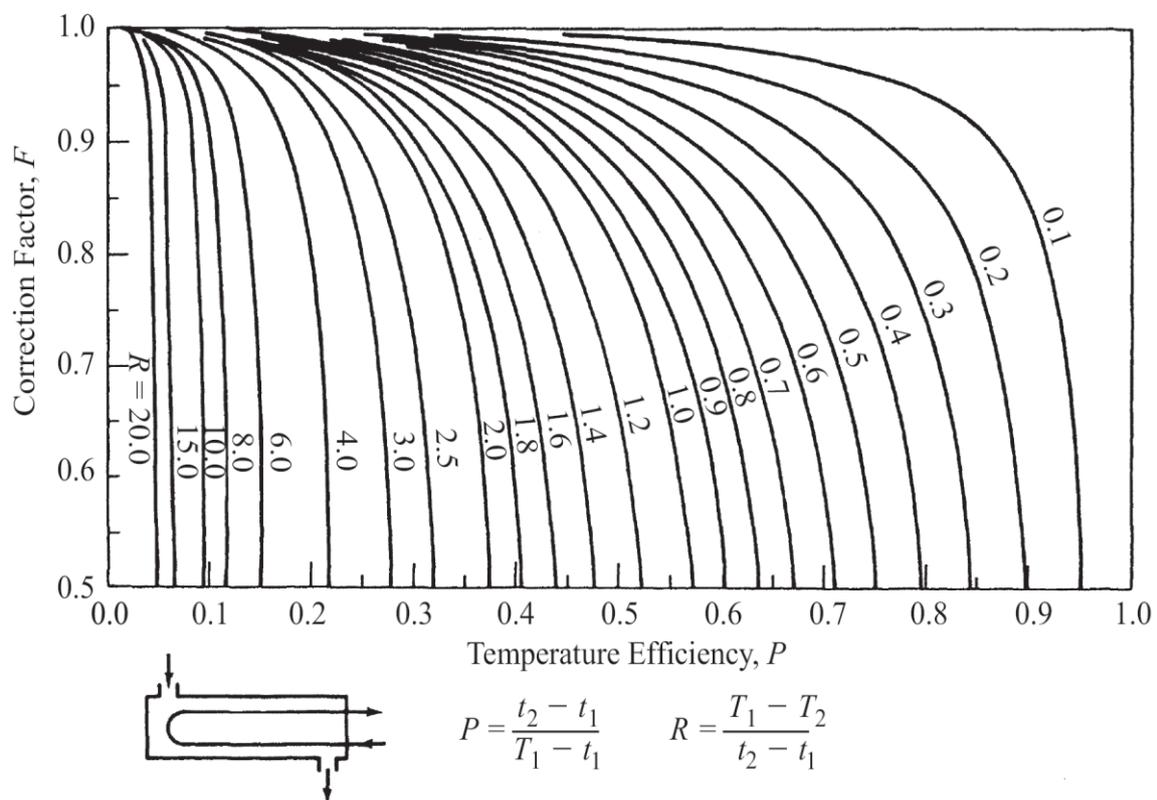


Figura 3.13: Factor de corrección de la diferencia de temperatura media logarítmica para intercambiadores de tubo y carcasa con un sólo paso por la carcasa y pasando por el tubo dos veces. (TEMA,1949) .

## CAPÍTULO 4

### ASPECTOS GENERALES DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR.

#### 4.1 Materiales de construcción.

Los materiales se fabrican en formas comerciales que se denominan "Formas de Suministro" y para ello se han normalizado las de mayor utilidad. En los cambiadores de calor se emplean algunas de dichas formas, que son solicitadas mediante las especificaciones de los códigos, tomando en consideración la forma del elemento que ha de fabricarse. A continuación se presentan las formas de suministro y su utilidad en la fabricación de los cambiadores de calor.

**PLACA:** Se emplea en la fabricación de mamparas, silletas, tapas formadas y planas, placas divisorias, tiras de sello, mamparas de choque, espejos y secciones cilíndricas (corazas y cabezales)

**FORJA:** Se emplea en la fabricación de bridas, coples y en algunos casos cuando los espejos y tapas planas cuentan con espesores mayores a 2 ½ pulg.(63.5mm.) por limitaciones de disponibilidad en el mercado y por la dificultad que presenta controlar los defectos en el laminado de placas con espesores mayores a 4 pulg (101.6 mm.)

**TUBOS:** Existen en el mercado tubos de cédula y tubos calibre, ambos fabricados para diámetros normalizados aunque con características de fabricación diferentes y utilidad específica dentro del diseño de los cambiadores de calor.

La utilidad que pueden ofrecer los tubos de cédula para nuestras necesidades de diseño es variada ,debido a que los espesores que pudieran requerirse en los elementos por diseñarse, se pueden seleccionar en función del diámetro nominal y una cédula que satisfaga el espesor requerido, ya que existen varias cédulas para cada diámetro nominal con un espesor definido .Son fabricados con costura o sin ella, estos soldados, de los cuales se prefieren los segundos en el diseño de cuellos de boquillas, espaciadores y secciones cilíndricas como corazas y cabezales cuando no exceden de 18pulg. (457mm.) de diámetro nominal.

Los tubos calibre también llamados tubos de transferencia, se fabrican en diámetros nominales desde 1/4pulg. (6.55mm.) hasta 21/2pulg. (63.5mm.) que corresponde al diámetro exterior y cada uno de ellos se fabrica con diferentes espesores normalizados, a los cuales se les identifica con un número denominado *calibre del tubo*.

## **4.2 Aspectos de la corrosión.**

La corrosión ha sido definida como el deterioro o destrucción de un material metálico, ocasionado por el ataque electroquímico del medio que le rodea.

La vida útil de los equipos en las industrias petroleras se ve reducida frecuentemente como resultado de las corrosiones, es por ello que se ha dado especial atención a su estudio, lográndose resultados importantes con respecto a la detección y control de las mismas.

Para fines prácticos es casi imposible eliminar la corrosión y es por ello que la labor efectiva de la ingeniería en este campo, radica más en su control que en su eliminación, de ahí la importancia del entendimiento de los mecanismos de la corrosión a fin de tomarlos en cuenta desde el diseño de los equipos.

Todos los metales y aleaciones son susceptibles a la corrosión, no existiendo materiales útiles para todas las aplicaciones, el acero es muy resistente al ataque del mercurio, pero se oxida fácilmente estando expuesto al ambiente atmosférico.

Con frecuencia, los paros de producción en las plantas ocurren como resultado de la corrosión, provocando pérdidas directas e indirectas de aspectos económicos y humanos.

Pérdida de la eficiencia del equipo, ya que el sobre diseño reduce la velocidad de transmisión de calor en cambiadores de calor.

### **4.2.1 Formas de corrosión.**

Cuando la corrosión se hace presente en los equipos de una planta, es indispensable establecer un criterio de solución al problema, mismo que dependerá del conocimiento de las diversas formas de corrosión existentes.

A continuación, se describen los tipos de corrosión, que con mayor frecuencia se presentan en los cambiadores de calor.

### **4.2.2 Corrosión uniforme.**

Se denomina como corrosión uniforme o general aquella que se presenta uniformemente sobre una superficie metálica, frecuentemente puede ser previsto un rango de corrosión admisible mediante gráficas de corrosión o pruebas de laboratorio para ser considerado en el diseño de equipos. Para este tipo de corrosión, el rango se expresa en pulgadas de penetración por año o milésimas de penetración por año, lo cual puede detectarse en los equipos mediante una inspección ultrasónica periódica a fin de vigilar que el rango de corrosión admisible no sea sobrepasado, evitando con ello consecuencias indeseables.

El medio corrosivo es el factor más importante que gobierna la corrosión. La acidez, temperatura, concentración, movimiento relativo de las superficies metálicas, grado del poder de oxidación, aireación y la presencia o ausencia de inhibidores o aceleradores son variables que siempre deberán considerarse, mismas que frecuentemente interactúan en forma compleja, dando como resultado el fenómeno de corrosión uniforme.

Para los metales sujetos a corrosión uniforme en un medio químico, establecen como adecuados los rangos siguientes:

- 1) Excelente-rango de corrosión menor a 5 milésimas por año. Los metales en esta categoría son apropiados para la fabricación de partes críticas, tales como tubos de transferencia térmica.
- 2) Satisfactoria-rango de corrosión de a 50 milésimas por año. Los metales que comprenden este rango son apropiados generalmente para la fabricación de partes no críticas, donde puede admitirse un rango de corrosión previsto desde el diseño, como es el caso de los elementos en general de un cambiador de calor.
- 3) Comúnmente insatisfactorio-rango de corrosión mayor a 50 milésimas por año.

La corrosión uniforme puede ser de origen químico o electroquímico y puede considerarse que su control radica esencialmente en la selección adecuada del material en relación al medio que le rodea, o bien mediante el uso de inhibidores de corrosión, pinturas anticorrosivas o resinas epóxicas.

#### **4.2.3 Corrosión galvánica.**

La diversidad de fluidos manejados en plantas petroquímicas, hace necesario el empleo de una gran variedad de metales y aleaciones que a menudo están en contacto físico. El contacto o acoplamiento de metales de naturaleza distinta, generan velocidades de corrosión considerables cuando se encuentran en presencia de un fluido electrolítico, dado que se origina un flujo eléctrico entre ambos metales y con ello la llamada corrosión galvánica.

La diferencia de potencial existente entre dos metales o aleaciones, se relaciona directamente con el rango de corrosión galvánica que puede llegarse a producir, siendo el metal más activo el que actúa como ánodo y por ello el que se corroe, mientras que el metal más noble actúa como cátodo y de esta manera tiende a protegerse.

Este tipo de corrosión puede presentarse por ejemplo; en cambiadores de calor cuyos tubos de transferencia térmica sean de un metal no ferroso y el resto de su fabricación sea de acero al carbono. En estas condiciones la presencia del agua de enfriamiento inicia la corrosión galvánica por ser un buen electrolito, quedando el acero al carbono expuesto al ataque corrosivo por hacer la función

de ánodo y el metal no ferroso, cobre o alguna de sus aleaciones que son las más comunes, la función de cátodo, conservándose los tubos de transferencia térmica, un tiempo más prolongado.

A continuación, se indican algunas alternativas, que pueden ser útiles en forma aislada o combinada para el control de la corrosión galvánica.

- 1) Evitar siempre que sea posible el uso de materiales de naturaleza distinta.
- 2) Evitar exponer a un ambiente electrolítico áreas anódicas pequeñas, en relación a las áreas catódicas.
- 3) Cuando se utilicen metales de distinta naturaleza, emplean materiales de aislamiento (recubrimientos).

#### **4.2.4 Corrosión por erosión.**

Cuando el ataque corrosivo se genera sobre una superficie metálica, debido a la velocidad de flujo del medio corrosivo produciendo un desgaste mecánico, este recibe el nombre de corrosión por erosión.

Generalmente este ataque presenta apariencia de picaduras poco profundas de fondo terso, con distribución direccional, debido a la trayectoria; seguido por el agente agresivo al fluir sobre la superficie metálica.

La corrosión por erosión se incrementa en condiciones de alta velocidad, turbulencia, choque, etc. y frecuentemente se observa en la boquilla de alimentación (Lado Coraza) de los cambiadores de calor, en codos y cambios de dirección de tuberías.

La corrosión por erosión puede ser controlada con placas de choque o con la selección de materiales más resistentes a este efecto.

#### **4.2.5 Corrosión por picadura.**

La picadura es una forma de ataque corrosivo extremadamente localizado que da lugar a agujeros en el metal, en general una picadura puede ser descrita como una cavidad o agujero con un diámetro superficial aproximadamente igual o menor que su profundidad.

La picadura es una de las formas más destructivas de corrosión que causa fallas por perforación con sólo un pequeño porcentaje de pérdida de peso en todo el equipo.

A menudo, es difícil detectar las picaduras debido a su pequeño tamaño debido a que también es frecuente que estén cubiertas con productos de corrosión, además resulta difícil medirlas y evaluar la magnitud del picado debido a la variación en profundidades y al número de picaduras que pueden ocurrir bajo condiciones idénticas.

La mayoría de las picaduras se desarrollan y crecen hacia abajo de las superficies horizontales, un menor número se inicia en superficies verticales y sólo en raras ocasiones las picaduras se presentan en superficies horizontales superiores.

La picadura generalmente requiere un prolongado periodo de iniciación antes de que se hagan visibles sus efectos, sin embargo; una vez iniciado el ataque, la picadura se incrementa a una velocidad cada vez mayor.

#### **4.2.6. Corrosión de fractura por tensión.**

La acción conjunta de un esfuerzo de tensión y un medio ambiente corrosivo, dará como resultado, en algunos casos, la fractura de una aleación metálica. La mayoría de las aleaciones son susceptibles a este ataque, pero afortunadamente el número de combinaciones aleación-medio corrosivo que causa este problema son relativamente pocas, sin embargo dado que ciertos equipos fallan bajo este fenómeno se requiere prever que este tipo de corrosión no cause daños considerables.

La fractura por este tipo de corrosión, puede preverse o reducirse por la aplicación de uno o más de los siguientes métodos:

- a) Ya que los esfuerzos que causan las fracturas provienen de trabajos mecánicos en frío, soldadura, o bien pueden ser aplicados en forma externa durante la operación del equipo, es necesario realizar un tratamiento térmico para el relevado de esfuerzos.
- b) Seleccionar un material más resistente a este tipo de corrosión.
- c) Agregar inhibidores de corrosión con el fin de neutralizar el fluido corrosivo.

#### **4.3 Mantenimiento y reparación.**

Los programas de mantenimiento básicamente tienen como objetivo reducir la frecuencia y duración de reparaciones, así como la de obtener la máxima eficiencia y economía en el funcionamiento y conservación de equipos e instalaciones.

Mantenimiento. Es el conjunto de actividades que es necesario desarrollar para conservar edificios, equipos, instalaciones, etc., en condiciones óptimas de servicio y prolongar la vida útil y su operación al máximo nivel de eficiencia.

Las actividades de mantenimiento tienen dos aspectos:

El técnico y el económico. El objetivo inmediato del mantenimiento es conservar en condiciones de funcionamiento seguro, eficiente y confiable las instalaciones y equipos, para no demorar ni interrumpir sus servicios.

El objetivo básico del mantenimiento es contribuir por los medios disponibles a sostener lo más bajo posible el costo de operación de equipos e instalaciones.

El análisis de los múltiples problemas que se han presentado al personal de conservación en las instalaciones e industrias ha determinado la aplicación de los sistemas de mantenimiento clasificándolos en tres grupos:

-  Predictivo
-  Preventivo
-  Correctivo

**Mantenimiento Predictivo.** Se basa fundamentalmente en detectar una falla antes de que suceda, para dar tiempo a corregirla sin perjuicio de la operación, para ello se usan instrumentos de diagnóstico y pruebas no destructivas.

Uno de los aspectos del mantenimiento predictivo, se refiere a la vida útil de los elementos, esto nos lleva a definirlo como los trabajos necesarios para efectuar la reposición de las piezas que han estado sujetas a fatigas o desgaste, cuando han cumplido el término de vida útil fijado por el fabricante o por las normas que lo rigen. En estos casos los elementos deben ser sustituidos, no importa que den la impresión de encontrarse en buenas condiciones de trabajo.

El mantenimiento predictivo es aplicado a unidades en las que una falla mecánica imprevista puede poner en peligro las instalaciones o vidas humanas.

El mantenimiento predictivo tiene las siguientes ventajas:

- a) No sustituye en forma rutinaria partes costosas sólo para estar del lado seguro.
- b) Determina el tiempo de vida que le queda a las partes de una máquina, a los tanques, a los recipientes, etc.
- c) Evita suspender el servicio fuera de programa; por fallas imprevistas.

**Mantenimiento Preventivo.** La característica principal del mantenimiento preventivo es la de detectar las fallas en su fase inicial y corregirlas en el momento oportuno.

Una buena organización de conservación dedicada al mantenimiento preventivo conoce el tiempo de operación seguro de algunos componentes, o bien, se llega a conocer puntos débiles de instalaciones, equipos, máquinas, etc.

Estas posibilidades son las que han contribuido al desarrollo del mantenimiento preventivo.

Las ventajas del mantenimiento preventivo son:

- a) Los trabajos se realizan en la fecha prevista
- b) Da tiempo para programar y efectuar reparaciones

Da como resultado un funcionamiento más eficiente y sin interrupciones imprevistas de instalaciones y equipos.

**Mantenimiento Correctivo.** El mantenimiento correctivo es un sistema de trabajo que consiste en corregir las fallas cuando se presentan, ya sean síntomas claros y avanzados o por falla total, obliga el pago de horas extras. No se controla la productividad se interrumpe la producción, hay necesidad de comprar todos los materiales en un momento determinado. En resumen, son las consecuencias lógicas que se presentan cuando ocurre un paro no programado.

Esta forma de aplicar el mantenimiento impide el diagnóstico exacto de las causas que provocaron la falla, pues se ignora si falló por mal trato, por abandono, por desconocimiento de operación, etc., por lo que no es recomendable el uso de este sistema de mantenimiento por sus desventajas.

El mantenimiento predictivo y preventivo son los sistemas de trabajo que más se ajustan a los cambiadores de calor, por las ventajas que representan comparándolos con el mantenimiento correctivo.

1. Normas Generales.
2. Separación del haz de tubos.
3. Métodos de limpieza de cambiadores.
4. Precauciones durante la limpieza.
5. Localización de fugas.
6. Precauciones en pruebas bajo presión.
7. Errores de interpretación de prueba hidrostáticas.
8. Rolado de tubos.
9. Juntas tubo-espejo soldadas.
10. Reemplazo de empaques.
11. Disponibilidad de materiales.
12. Toma de decisiones.

El descuido en la limpieza interior de los tubos, puede provocar la completa obstrucción del flujo de alguno de ellos, lo cual causará severos esfuerzos térmicos y daños en las juntas de los tubos.

Una capa de depósitos en los tubos, reduce la eficiencia de los cambiadores, incrementa la caída de presión y reduce el rendimiento, indicando la necesidad de limpieza. La resistencia por ensuciamiento afecta directamente la

eficiencia de los cambiadores, a mayor espesor de los depósitos, mayor resistencia y menor eficiencia de transferencia térmica.

#### **4.3.1 Métodos de Limpieza de Cambiadores.**

Las superficies de transferencia térmica deberán conservarse limpias a fin de asegurar un funcionamiento satisfactorio. Los medios de limpieza deberán tenerse siempre disponibles.

Los cambiadores de calor, pueden conservarse limpios por medios químicos o mecánicos. La selección del método adecuado la hará el operador de la planta, dependiendo del tipo de depósitos y de las facilidades disponibles en la planta.

Puesto que siempre es posible reducir la cantidad de depósitos o incrustaciones, conviene preferentemente tratar de eliminar del fluido de proceso los elementos que los originan. Cuando esto no sea posible, quedará la alternativa de cambiar la composición de los sedimentos para hacerlos fáciles de eliminar esto se consigue por medio de filtros y agregados al fluido de proceso.

Cuando los depósitos y las incrustaciones persisten, se recomienda seleccionar alguno de los siguientes procedimientos.

Para incrustaciones solubles, circúlese aceite lavador caliente a través de los tubos o la cubierta a alta velocidad. Algunos depósitos salinos pueden eliminarse haciendo circular agua caliente y limpia

El uso de compuestos comerciales para quitar sedimentos y las costras resistentes, agregados al agua caliente o al aceite, suelen dar buenos resultados

Escrepas, cepillos giratorios y otros medios mecánicos se usan para remover costras duras u otros depósitos.

Sumergir los haces de tubos en tinas con diesel a cierta temperatura y periodos de tiempo según la costra, para posteriormente turbinarlos con agua

#### **4.3.2 Precauciones Durante la Limpieza**

Los tubos no deben limpiarse con vapor en forma individual, puesto que el tubo calentado, al expandirse, provoca grandes esfuerzos.

Cuando la limpieza sea mecánica, debe hacerse con mucho cuidado para evitar daños a los tubos, ya que la mayoría de estos sistemas arrastran junto con los sedimentos, algo del material del tubo.

### **4.3.3 Localización de Fugas.**

Normalmente las fugas de un fluido se manifiesta por la contaminación entre fluidos o por la baja presión de operación. Si bien es cierto que los cambiadores no están exentos de fugas, es preferible y recomendable revisar todo el sistema antes de hacer un diagnóstico apresurado que señale el cambiador de calor como fuente de fugas.

En un cambiador de calor es evidente que las partes más delicadas son los tubos, puesto que se requieren espesores mínimos en las paredes para hacer más efectiva la transmisión térmica. Por esta razón, es de esperar que la mayoría de las fugas que suelen presentarse en un cambiador de calor, ocurran en los tubos.

## CAPÍTULO 5

### DESCRIPCIÓN DE ACTIVIDADES.

#### 5.1 Actividades realizadas para el análisis térmico en la sección de precalentamiento de los intercambiadores de calor.

En este trabajo se realizó un análisis térmico en la sección de precalentamiento de la planta hidrosulfuradora de naftas No. 2 con información de diseño y operación de los equipos, en las instalaciones de la refinería “Antonio Dovalí Jaime”.

- Estudio del proceso y manuales de operación de la planta Hidrodesulfuradora No.2, con principal interés en la sección de precalentamiento de U-400.
- Recopilación de datos de las principales variables necesarias para la simulación como: temperatura de operación, presión de operación, flujo de alimentación, composición de la alimentación, área de transferencia de calor y datos de diseño del proceso.
- Revisión de DTI'S para los principales circuitos de la unidad 400,entradas y salidas de corrientes de flujos, disposición de los equipos de precalentamiento.
- Estancia en el área de la planta HDSN No. 2 U-400, para conocer la ubicación del circuito de líneas de flujo entradas y salidas de los equipos, componentes y dispositivos de medición de temperaturas, así como los equipos de intercambio de calor de la sección de precalentamiento.
- Medición de temperatura real en la sección de precalentamiento mediante el dispositivo de pirómetro Fluke 568 IR Thermometer.
- Realizar la simulación de corrientes bajo condiciones de diseño y operación en HYSYS creando así una base de datos de referencia (Fig.5.1).

- ▣ Observación de la variación de temperaturas para hacer la comparación, datos de operación.
- ▣ Análisis de los datos obtenidos.
  
- ▣ De acuerdo al diagrama de la sección de precalentamiento ANEXO se analizaran los trenes siguientes intercambiadores EA-401 A /D primer precalentador de carga, EA-402 A/D segundo precalentador de carga, EA-403 A/B segundo precalentador de alimentación a torre desbutanizadora.

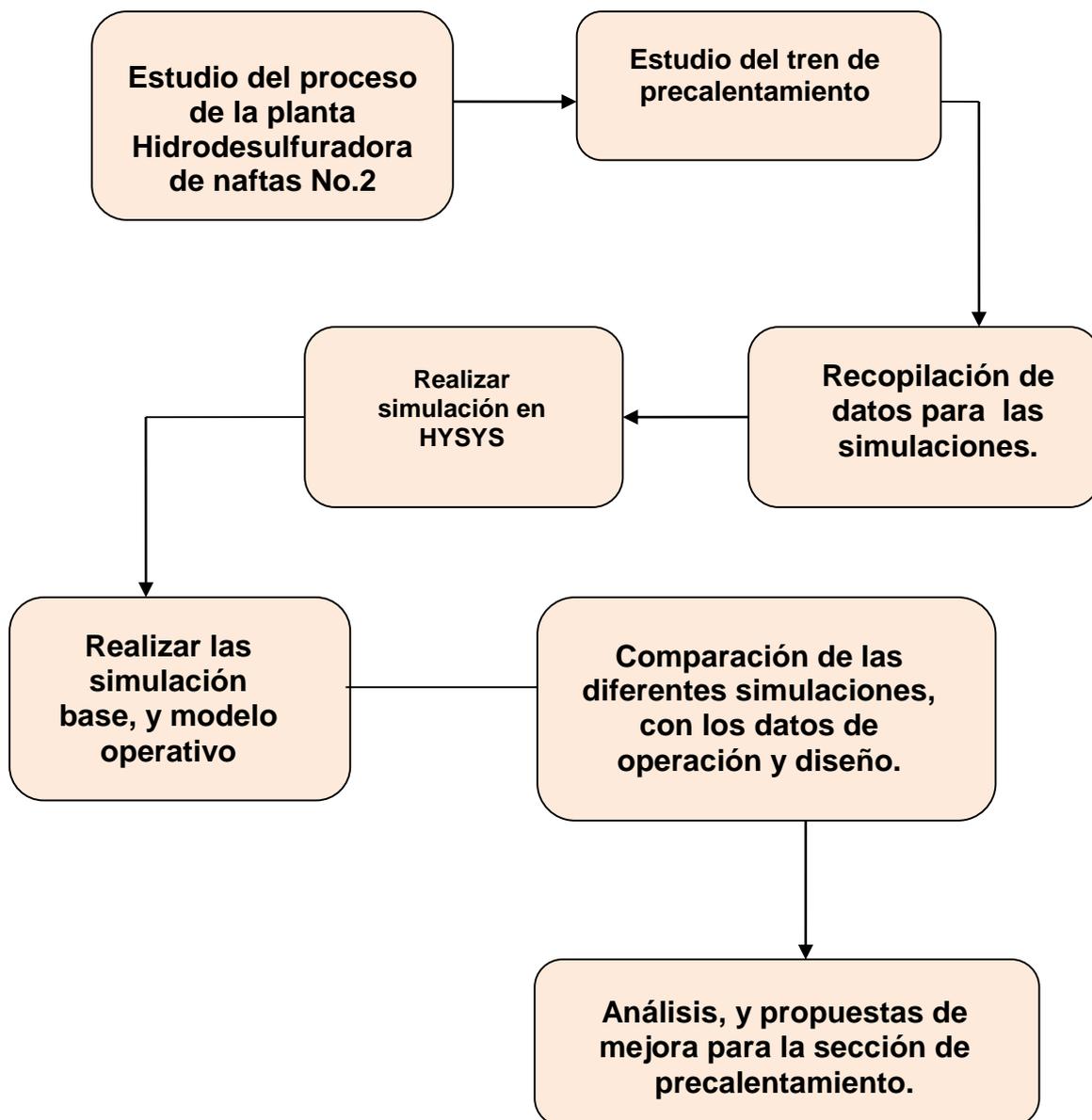


Figura 5.1: Diagrama de Flujo (Elaboración propia)

## 5.2 Información para la simulación con HYSYS.

Para realizar el estudio con simulación de cada una de las corrientes del proceso, es necesario recopilar y conocer datos acerca del proceso, por lo cual es necesario llevar a cabo las siguientes acciones:

1. Disponer de un diagrama de flujo de proceso de la planta en el que se encuentre el proceso, y el DTI de la sección de precalentamiento para caracterizar cada uno de los flujos.
2. Conocer las corrientes que entran y salen, además de las corrientes intermedias del proceso.
3. Conocer las condiciones de operación y composición carga de diseño de cada una de las corrientes para generar una metodología de referencia.
4. Hacer un modelo base con datos de operación.
5. Hacer un modelo con datos de operación y obtener la máxima temperatura de alcance de los trenes de precalentamiento principalmente en el tren de EA-402 A/D.

En el caso de la simulación con los datos de diseño la información de referencia es de los manuales de procesos de la U-400. Los datos para la simulación de Operación se recopilaron en el sistema PI (*plant information*) que proporciona la información de datos operación actuales, de acuerdo a un promedio mensual, las condiciones y pruebas de la carga de GNA amarga determinadas por SICOLAB (*Sistema de Control de Laboratorios*).

## CAPÍTULO 6

### ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

De acuerdo a las temperaturas obtenidas en campo con el pirómetro FLUKE 568 IR THERMOMETER calibrado a una emisividad de 0.88 para tuberías corroídas. El esquema y las graficas mostradas es el de comparación de temperatura de diseño y de operación.

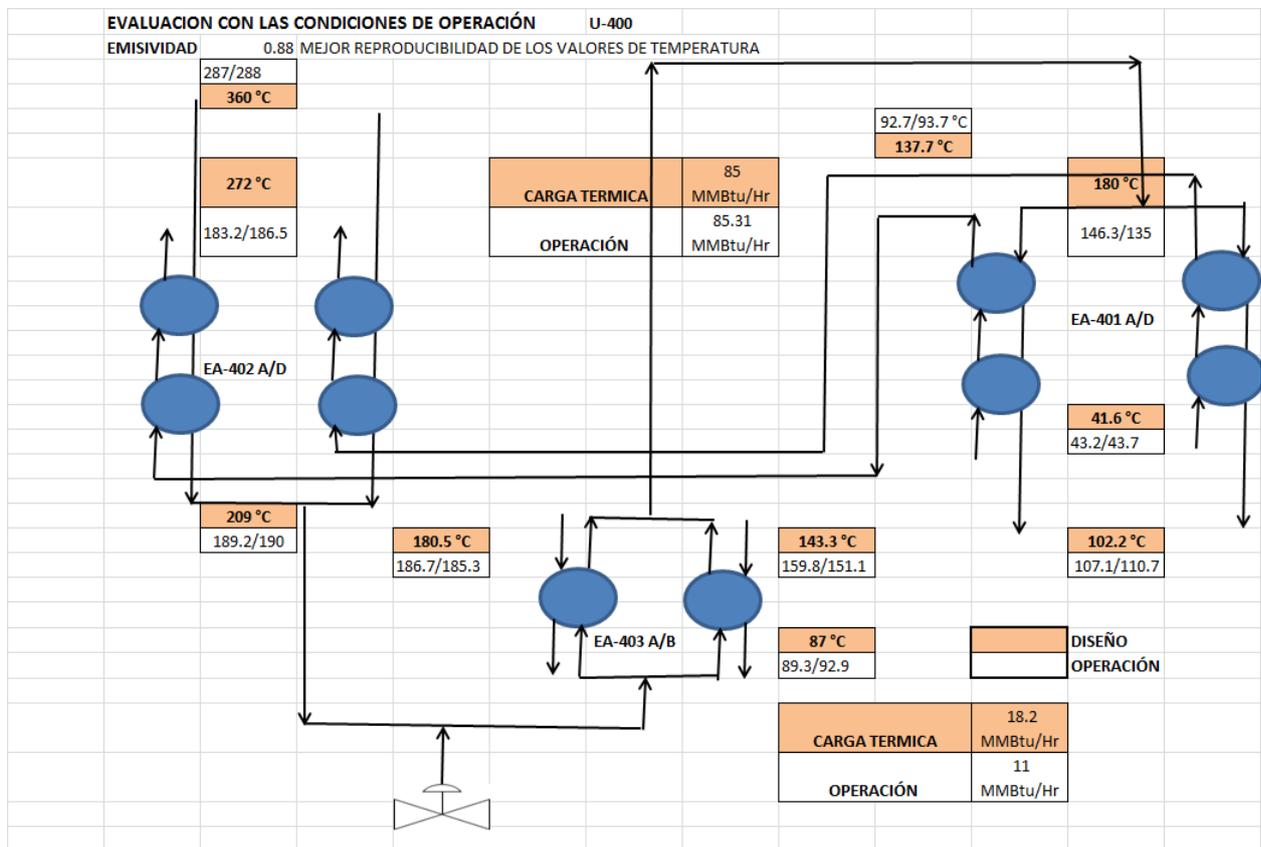


Figura 6.1: Esquema donde se muestra la variación de temperaturas de diseño con las temperaturas de operación. (Elaboración propia)

En la Fig.6.1 se observa las diferencias de temperatura y cargas térmicas con respecto al diseño de la sección de precalentamiento.

Las variaciones obtenidas del comportamiento de temperaturas en los intercambiadores se representa en graficas, resultados obtenidos en una semana de monitoreo de temperaturas en campo mediante un pirómetro.

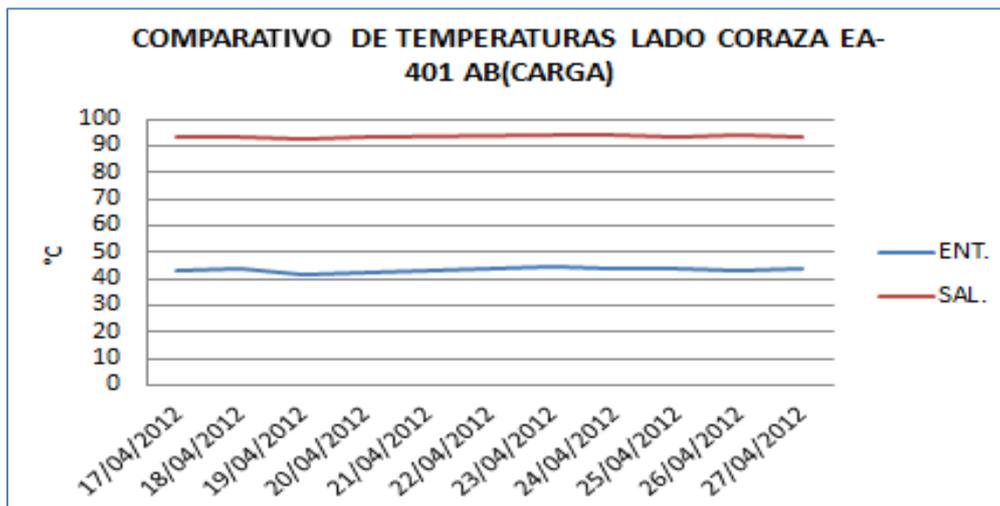


Figura 6.2: comportamiento de la temperatura EA-401 lado coraza.(Excel)

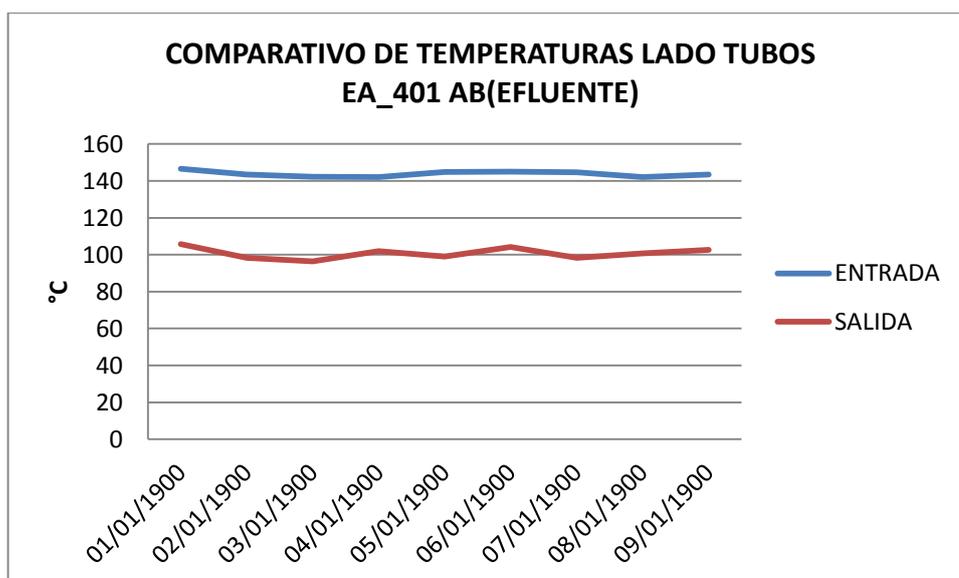


Figura 6.3: comportamiento de la temperatura EA-401 lado tubos.(Excel)

Se observa que no existe mucha variación con respecto a las temperaturas de entrada lado tubos y lado coraza en estado de operación para el equipo EA-401 AD (Fig.6.2,6.3) , el equipo se mantiene operando estable, aunque por lado coraza esta por debajo de las temperaturas deseadas.

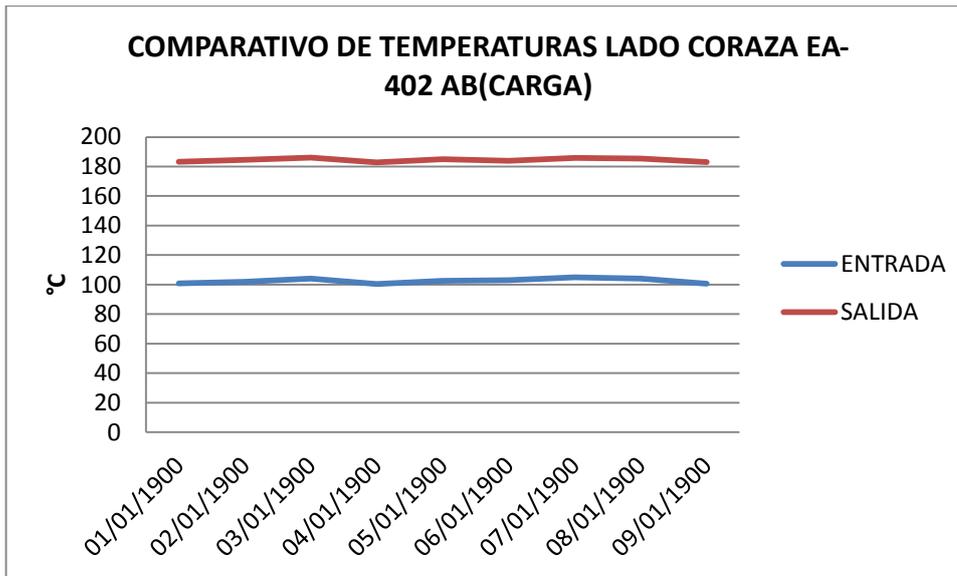


Figura 6.4: comportamiento de la temperatura EA-402 lado coraza. (Excel)

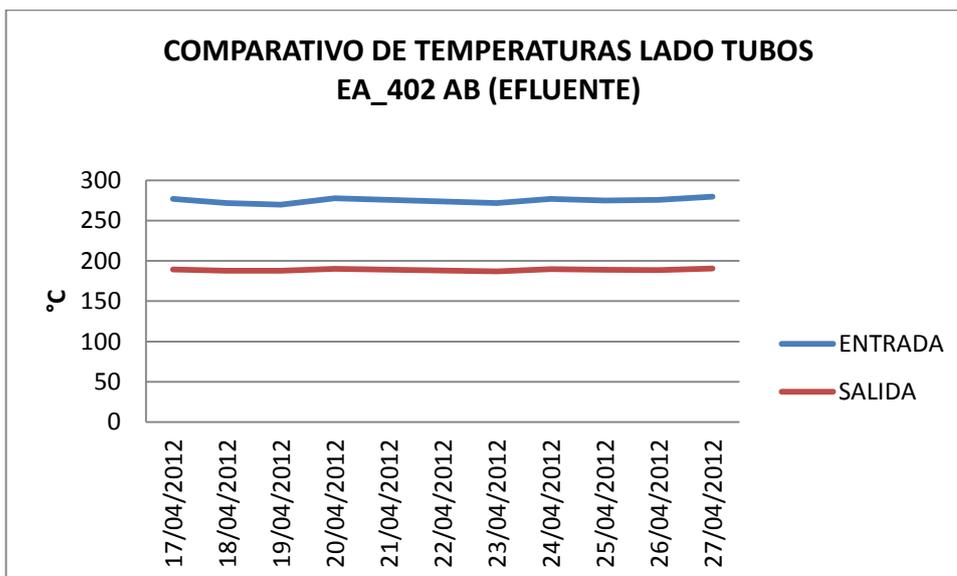


Figura 6.5: comportamiento de la temperatura EA-402 lado tubos. (Excel)

Para el equipo EA-402 AD se mantienen estables las temperaturas por lado coraza( Fig.6.4) ,pero no con la temperatura adecuada para la entrada al calentador, por lados tubos se observa perdida de calor al efluente del reactor y llegada lado tubos de este equipo (Fig.6.5).

## 6.1 Simulación HYSYS

Con las simulaciones realizadas con las variables correspondientes el programa HYSYS arroja los resultados de las primeras corrientes de proceso con los datos de diseño y de operación, para ello se necesitan los valores de T,P, $\dot{m}$  y las corrientes correspondientes así como la grafica de curva de ebullición para saber los componentes de los compuestos contenidos en el corte de gasolina amarga carga inicial. Se muestra el esquema de simulación base en el programa HYSYS.

Para agregar los componentes de la gasolina se agregan los siguientes datos:

Tabla 6.1. Destilación D-86 para gasolina carga hidro (SICOLAB,2012).

PRUEBA	RESULTADO	UNIDAD	ESPECIFICACIÓN
GRAVEDAD ESPECIFICA A 20/4°C	0.7191	-	Máx. 0.7204/Min 0.7093
COLOR SAYBOLT	30	-	Máx. 30/Min 30
DESTILACIÓN D-86 TIE	38	°C	Máx. 0/Min 0
DESTILACIÓN D-86 AL 10%	68	°C	Máx. 0/Min 0
DESTILACIÓN D-86 AL 50%	111	°C	Máx. 0/Min 0
DESTILACIÓN D-86 AL 90%	151	°C	Máx. 0/Min 0
DESTILACIÓN D-86 AL 95%	160	°C	Máx. 0/Min 0
DESTILACIÓN D-86 TFE	174	°C	Máx. 0/Min 0
RESIDUO	1.1	%vol	Máx. 0/Min 0
AZUFRE TOTAL (S)	690	ppm	Máx. 0/Min 0

En la simulación de HYSYS se agrega en la parte *Oil environment* del *fluid Package* los datos de la tabla 6.1, para la caracterización de la carga con la prueba D-86, al ser calculada la mezcla y se muestran las propiedades de la destilación (Fig.6.6).

También muestra la distribución de los cortes de la Gasolina amarga (Fig.6.7).

:

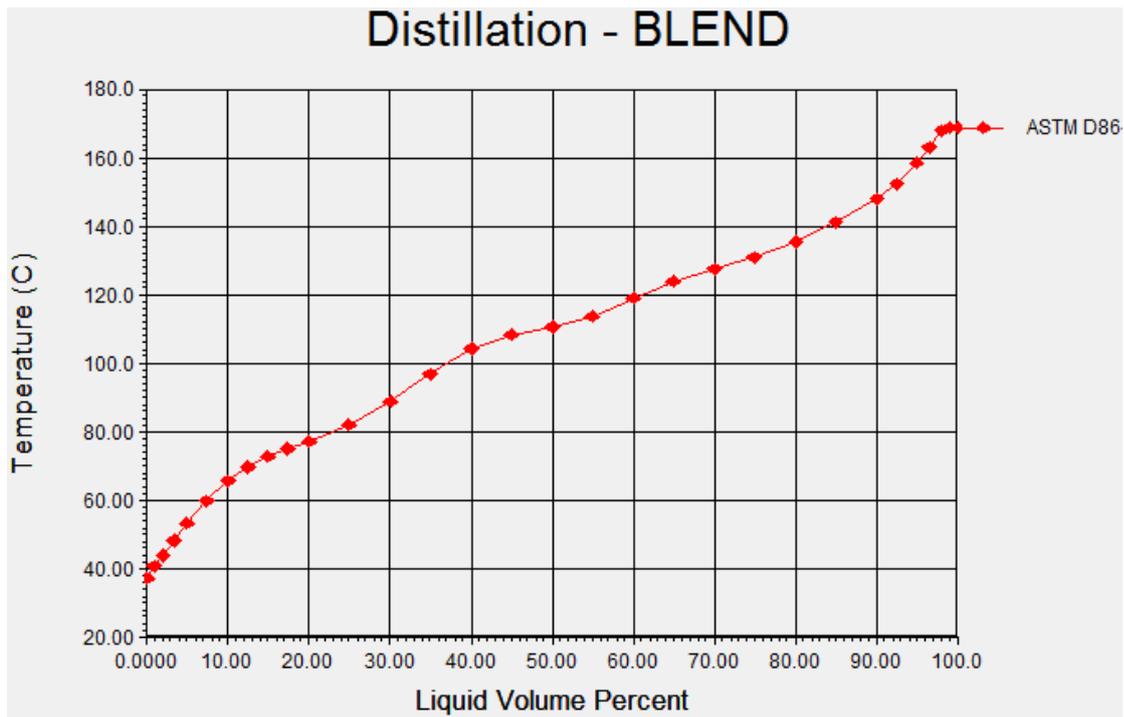


Figura 6.6 Determinación curva D86 y puntos de distribución (simulación HYSYS).

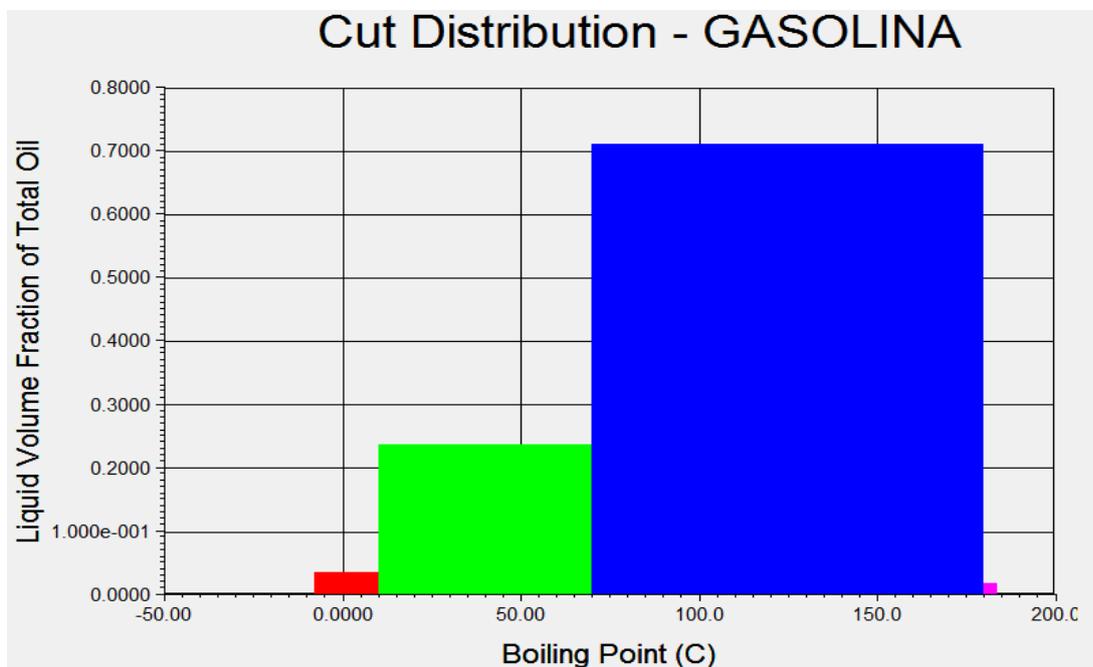


Figura 6.7 Distribución cortes de Gasolina (simulación HYSYS).

## 6.2 Simulación base datos de diseño.

Para la elaboración del circuito de la U-400 sección de precalentamiento, simulando con datos de diseño, se tiene la mezcla de corriente gasolina e hidrogeno bajo las condiciones mostradas (Fig.6.8), con la operación de un mezclador se obtiene la corriente ala entrada coraza del EA-401 A/D.

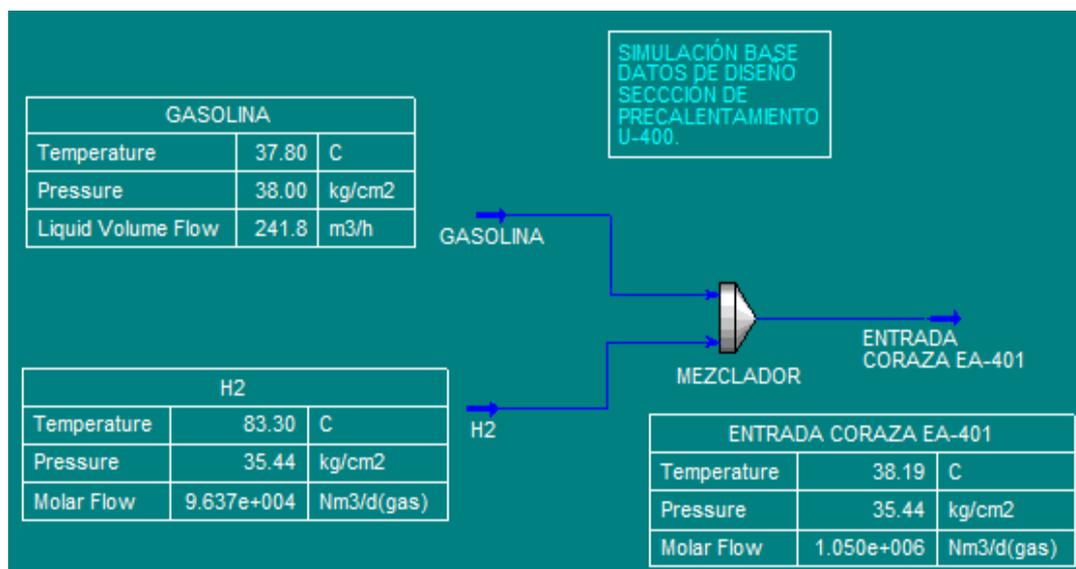


Figura 6.8: Corrientes iniciales de mezcla gasolina e H<sub>2</sub> (simulación HYSYS).

El circuito de la sección de precalentamiento U-400, con las corriente obtenida del mezclador, entrada lado coraza del EA-401 A/D, salida coraza y entrada lado coraza al EA-402 A/D, salida lado coraza, entrada al BA-401 calentador (Heater) para la simulación, el reactor no se tomo en cuenta en la simulación debido que la  $\Delta T$  del reactor y la  $\Delta P$  se mantienen con poca variación con respecto al calentador, el efluente del calentador entra por lado tubos hacia el EA-402 después va hacia el EA-403 lado tubos, la salida entrada lado tubos para el EA-401, la salida de este se dirige hacia el Equipo EA-404 enfriador (cooler); ver (fig. 6.9). La fuente información obtenida para la simulación es de los manuales de operación de la planta, y de la hoja de datos de los equipos intercambiadores de calor, se observan las corrientes de color rojo son las mas calientes, y las de color azul son las corrientes frías dentro del circuito de precalentamiento.

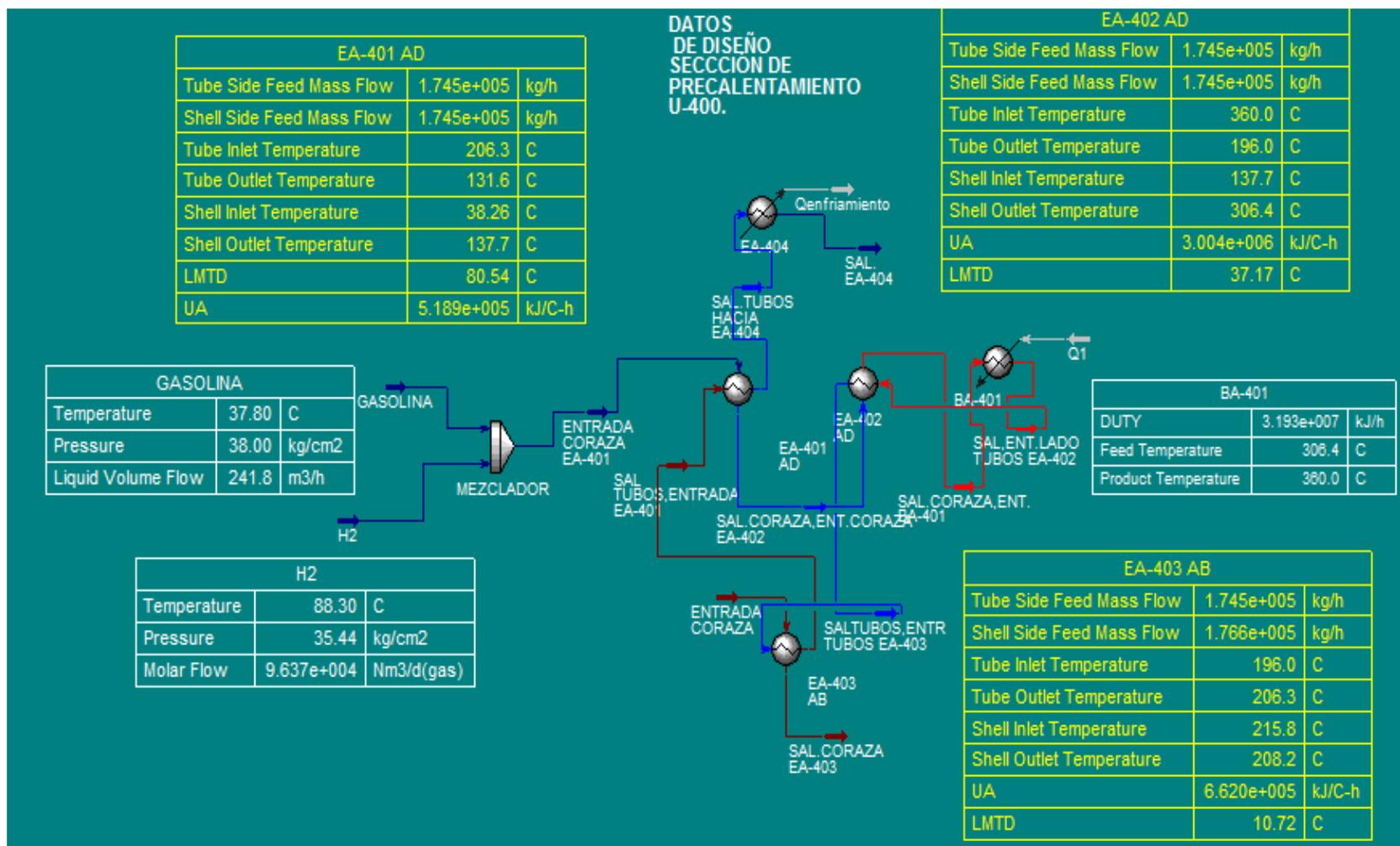


Figura 6.9: Circuito de la sección de precalentamiento base de diseño (simulación HYSYS).

En la tabla 6.2 se muestra la información adicional del balance general de los intercambiadores de interés.

Tabla 6.2: Resultados por cada intercambiador de calor

Nombre	EA-401 AD	EA-402 AD	EA-403 AB
Duty(KJ/h)	4.18E+07	1.12E+08	7.10E+06
UA (KJ/C-h)	518863.02	3004091.95	661983.381
Lado tubos caída de presión(kg/cm2)	0.6	0.3	0.77
Lado coraza caída de presión(kg/cm2)	0.4	0.4	0.16
LMTD (°C)	80.5417	37.173	10.7226
Area de trans. Calor (m2)	164.7	394.514	75.647

En la interface de los intercambiadores EA-401,EA-402,EA-403, se utilizo el modelo Weighted (Fig.6.10) este modelo toma en cuenta el tipo de perdidas de calor ,los parámetros que utiliza son las caídas de presión lado tubos y lado coraza y la relación UA, si falta algún dato hysys lo calcula .

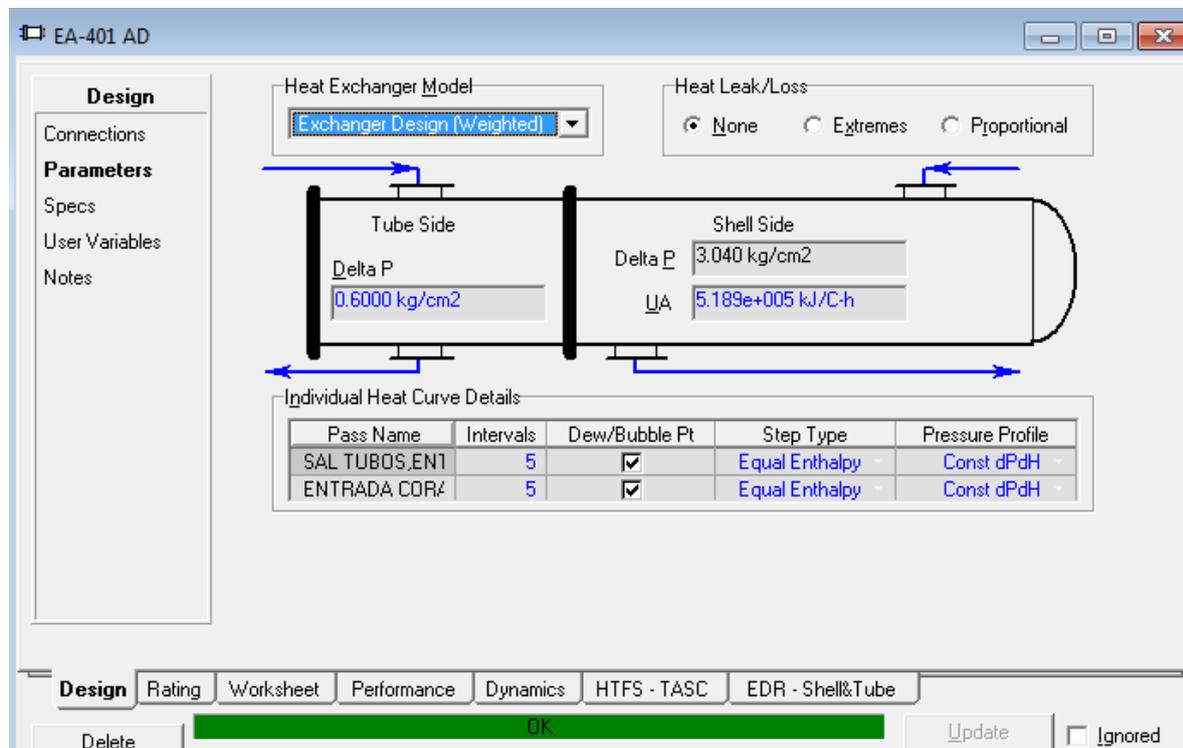


Figura 6.10: Modelo Weighted EA-401 A/D (simulación HYSYS).

Tabla 6.3: Resultados de las corrientes coraza y tubos del EA-402 A/D (simulación HYSYS).

EA-402 AD	ENT.TUBOS	SAL.TUBOS	ENT.CORAZA	SAL.CORAZA
Vapor	1	0.16795021	7.01E-02	1
Temperatura	360	196.04	137.7	306.39
presión (kg/cm <sup>2</sup> )	25.24	24.94	35.04	34.64
flujo molar (Nm <sup>3</sup> /d(gas))	1049808.65	1049808.65	1049808.652	1049808.65
flujo másico (kg/h)	174544.31	174544.31	174544.31	174544.31
Entalpia Molar (KJ/Kgmole)	-97358.73	-154581.57	-170942.90	-113720.07
Entropía Molar (KJ/Kgmole-°C)	303.83	197.51	159.79	274.77
Flujo de calor (KJ/h)	190000381	301673570	333603520.8	221930332

En la hoja de cálculo de las corrientes se muestran las propiedades del fluido vaporizado ver (Tabla 6.4), en este caso se tomaron las mas importantes para el sistema del equipo EA-402 A/D contenida en el ambiente de simulación.

Tabla 6.4: Propiedades de las corrientes (simulación HYSYS).

EA-402 AD	ENT.TUBOS	SAL.TUBOS	ENT.CORAZA	SAL.CORAZA
Peso molecular	89.43	89.43	89.43	89.43
Densidad molar (kgmole/m <sup>3</sup> )	0.55	4.60	2.56	1.030
Densidad másica (kg/m <sup>3</sup> )	49.69	412.16	229.17	92.12
flujo volumétrico(barril/día)	530228.96	63926.77	114971.57	285999.94
Entalpia	-1088.55	-1911.28	-1728.34	-1271.48
Entropía	3.39	1.78	2.20	3.07
Cp (KJ/Kgmole°C)	274.28	237.05	271.06	282.97
Cp/(CpR)	1.03	1.03	1.031	1.03
Vol. Molar (m <sup>3</sup> /kgmole)	1.79	0.216	0.390	0.970

Para el rendimiento de los equipos hysys ofrece información en la pestaña *performance*, en este caso se muestra los resultados de la alimentación lado coraza del EA-402 A/D. (Fig.6.11), muestra temperatura, presión, entalpia, flujo de calor, y fracciones de vapor en el sistema.

Tabular Results

Shell Side  Tube Side

Temperature [C]	Pressure [kg/cm2]	Enthalpy [kJ/kgmole]	Heat Flow [kJ/h]	Vapour Frac.	Phase Mass Frac.	Cummulative UA [kJ/C-h]
137.7000	35.0400	-170942.9078	0.0000	0.0701	0.0119	0.0000
181.8076	34.9600	-159498.3405	22334637.8166	0.0878	0.0309	436791.3587
219.6946	34.8800	-148053.7732	44669275.6333	0.1489	0.0894	1064053.5215
249.6426	34.8000	-136609.2060	67003913.4499	0.3475	0.2884	1909632.6210
271.1065	34.7200	-125164.6387	89338551.2666	0.8671	0.8507	2557271.0593
306.3936	34.6400	-113720.0715	111673189.0832	1.0000	1.0000	3004145.4229

Figura 6.11: Rendimiento del equipo EA-402 AD.

### 6.3 Simulación datos de Operación.

Una vez realizada la simulación con datos de diseño se dispuso obtener las temperaturas y presiones a las que operan realmente los intercambiadores, se analizaran las siguientes propuestas de mejora operacional para la recuperación de calor:

-  Balance para condiciones de operación y temperatura máxima ala salida de los EA-402 A/D lado coraza.
-  Propuesta de mejora N° 1: Simulación con la reconfiguración del equipo EA-403 A/D al final de los EA-401.
-  Propuesta de mejora N° 2: Simulación Esquema sin el equipo EA-403 A/B en el circuito de precalentamiento,

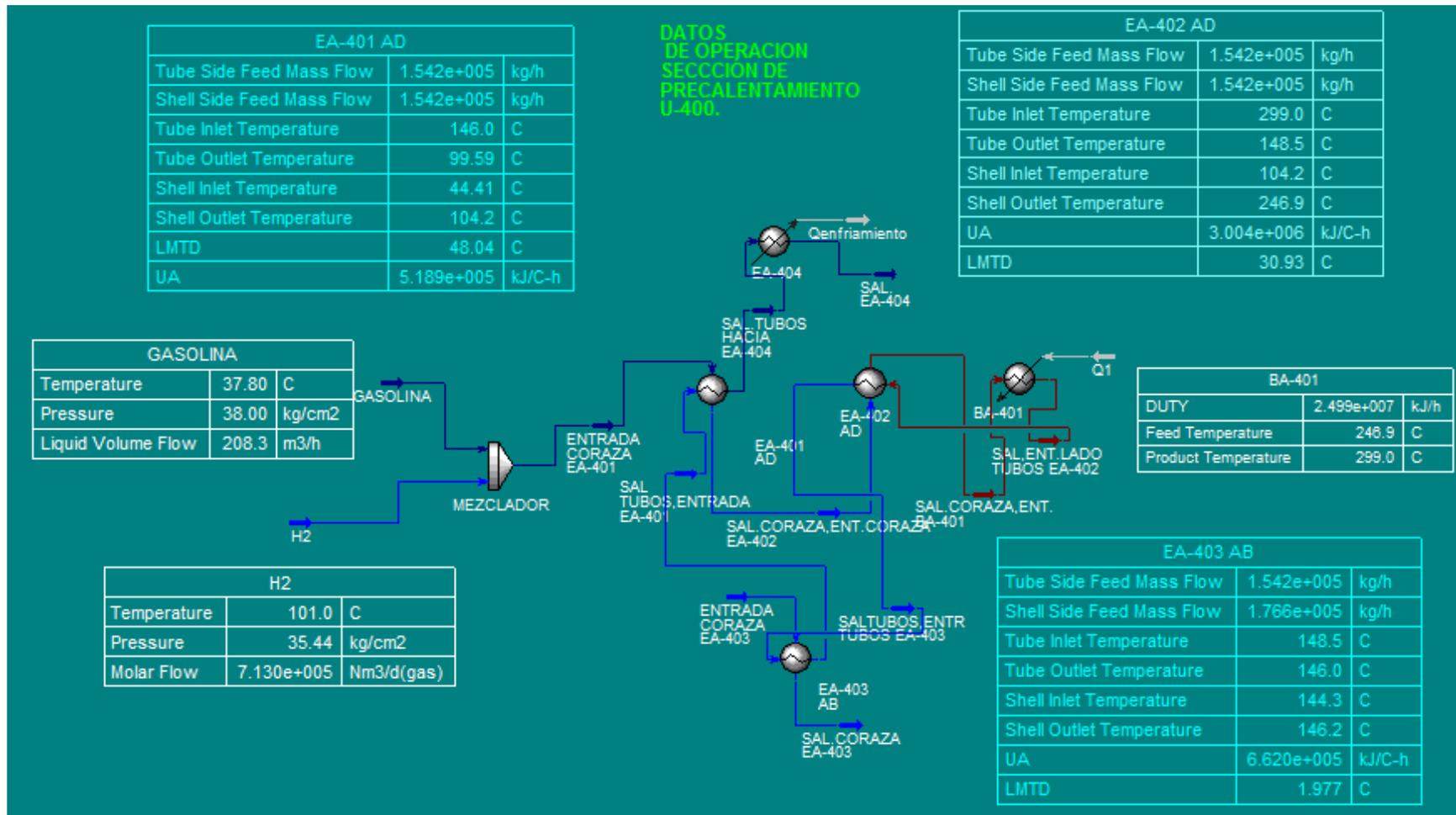


Figura 6.12: Esquema con datos de Operación (simulación HYSYS).

### 6.3.1 Balance para condiciones de operación y temperatura máxima ala salida de los EA-402 lados coraza.

Para los resultados obtenidos en la simulación (fig.6:12) con las siguientes condiciones de operación, se tomaron como referencia los siguientes datos:

- Carga de referencia mes de Abril : GNA =31,445 B/D.
- Carga de referencia mes de Abril : H<sub>2</sub> Total al proceso: 713 MNM3/D.
- Temperatura de descarga del compresor referencia TI400\_16: GB-401:101 °C.
- Datos de la hoja de datos de los intercambiadores de calor VER ANEXOS
- Se utilizó un modelo Weighted para los intercambiadores de calor, en base al criterio de que asume las perdidas de calor, y no toma en cuenta la geometría de los equipos.
- Se observan las corrientes de color rojo son las mas calientes, y las de color azul son las corrientes frías dentro del circuito de precalentamiento.
- Se tomo de referencia algunas temperaturas y presiones de los tags del sistema del PI Para el mes de Abril de 2012. (Plant Information).

En esta simulación se obtiene los balances generales de los equipos a condiciones reales de operación ver (Tabla 6.5).

Tabla 6.5: Resultados datos de operación balance general (simulación HYSYS).

NOMBRE	GASOLINA	H <sub>2</sub>	ENTRADA CORAZA EA-401	SAL.CORAZA, ENT.CORAZA EA-402	SAL.TUBOS HACIA EA-404
FRACC.VAPO R	0	1	0.451	0.479	0.497
TEMPERATUR A °C	37.8	101	44.41	104.2	99.59
PRESION (Kg/cm2)	38.00	35.44	35.44	35.04	23.57
FLUJO MOLAR [Nm3/d(gas)]	821393.92	713000	1534393.93	1534393.93	1534393.93
FLUJO MASICO[Kg/h]	149862.96	4363.95	154226.92	154226.92	154226.92
FLUJO VOL.LIQ.[m3/h]	208.30	40.59	248.89	248.89	248.89
FLUJO CALOR[KJ/h]	323146902	1667248.23	324814150	299887625	301132293

Resultado de las corrientes del equipo EA-402 A/D , consiguientes al calentador , Salidas de este equipo, entrada lado tubos al EA-402 A/D (tabla 6.6).

Tabla 6.6 :Resultados de las corrientes de los trenes de precalentamiento (simulación HYSYS).

NOMBRE	SAL.CORAZA,E NT. BA-401	SAL,ENT.LA DO TUBOS EA-402	SAL,TUBOS,E NTR TUBOS EA-403	SAL TUBOS,EN T EA-401
FRACC.VAPO R	1	1	0.5820	0.5794
TEMPERATUR A °C	246.93	299	148.54	145.98
PRESION (Kg/cm2)	34.64	25.24	24.94	24.17
FLUJO MOLAR [Nm3/d(gas)]	1534393.93	1534393.93	1534393.93	1534393.93
FLUJO MASICO[Kg/h]	154226.92	154226.92	154226.92	154226.92
FLUJO VOL.LIQ.[m3/h]	248.89	248.89	248.89	248.89
FLUJO CALOR[KJ/h]	206961951	181971545	274897219	276205768

Resultado de las corrientes del equipo EA-403 A/D (Tabla 6.7), se observa que en este tren las temperaturas van disminuyendo las temperaturas lado tubos.

Tabla 6.7: Resultados de corrientes (simulación HYSYS).

NOMBRE	ENTRADA CORAZA EA-403	SAL.CORAZA EA-403	SAL. EA- 404
FRACC.VAPOR	0.235	0.246	0.514
TEMPERATURA °C	144.29	146.24	43.3
PRESION (Kg/cm2)	22	21.84	4
FLUJO MOLAR [Nm3/d(gas)]	1223836.37	1223836.37	1534393.93
FLUJO MASICO[Kg/h]	176583	176583	154226.92
FLUJO VOL.LIQ.[m3/h]	267.09	267.099	248.89
FLUJO CALOR[KJ/h]	346850292	345541743	322103140

Para las temperaturas y presiones calculadas en el simulador los números de color azul fueron calculados por Hysys, se encontró la temperatura máxima a la salida coraza del EA-402 AD, fue de 246.9343 °C ver (Tabla 6.8), lo cual difiere a los datos que arroja el sistema del PI entrada al serpentín B Y C BA-401, SCHGB.TI400\_5.PV, 224 °C. Por consiguiente indica que los intercambiadores EA-402 AD se encuentran sucios ya que no está transfiriendo el calor necesario a la entrada del BA-401 y hay una pérdida de calor de hasta 22.9 °C de temperatura, que pueden ayudar a minimizar la severidad del BA-401.

Tabla 6.8: Resultados por equipo de cambiadores (simulación HYSYS).

EQUIPO	EA-401 AD	PRESIÓN Kg/cm2	EA-402 AD	PRESIÓN Kg/cm2	EA-403 AB	PRESIÓN Kg/cm2
LADO TUBO FLUJO MASICO Kg/h	1534393.9 3		154226.92		154226 .92	
LADO CORAZA FLUJO MASICO[Kg/h ]	154226.92		154226.92			
ENTRADA TUBO TEMP °C	<b>146</b>	<b>24.17</b>	299	25.24	<b>148.54</b>	<b>24.94</b>
SALIDA TUBO TEMP °C	<b>99.59</b>	<b>23.57</b>	<b>148.54</b>	<b>24.94</b>	<b>145.98</b>	<b>24.17</b>
ENTRADA CORAZA TEMP °C	<b>44.41</b>	<b>35.44</b>	104.2	<b>35.04</b>	<b>144.29</b>	22
SALIDA CORAZA TEMP °C	104.2	<b>35.04</b>	<b>246.93</b>	<b>34.64</b>	<b>146.24</b>	<b>21.84</b>
LMTD	<b>48.04</b>		<b>30.93</b>		<b>1.9766 9618</b>	
UA	<b>518885.85 4</b>		<b>3004106.9 1</b>		<b>661988 .20</b>	
DUTY	<b>24926524. 7</b>		<b>92925673. 8</b>		<b>130854 9.56</b>	

NOTA: Los números en negritas fueron calculados por HYSYS,

### **6.3.2 Propuesta de mejora N° 1: Simulación con la reconfiguración del equipo EA-403 al final de los EA-401.**

Con el escenario de Simulación de reconfiguración del equipo EA-403 al final de los EA-401 y los resultados obtenidos en la simulación (fig.6:13) con las siguientes condiciones de operación, se tomaron como referencia los siguientes datos:

- Carga de referencia mes de Abril : GNA =31,445 B/D.
- Carga de referencia mes de Abril : H<sub>2</sub> Total al proceso: 713 MNM3/D.
- Temperatura de descarga del compresor referencia TI400\_16 :GB-401:101 °C.
- Datos de la hoja de datos de los intercambiadores de calor VER ANEXOS
- Se utilizó un modelo Weighted para los intercambiadores de calor, en base al criterio de que asume las pérdidas de calor, y no toma en cuenta la geometría de los equipos.
- Se observan las corrientes de color rojo son las más calientes, y las de color azul son las corrientes frías dentro del circuito de precalentamiento.
- Se tomó de referencia algunas temperaturas y presiones de los tags del sistema del PI (Plant Information). Para el mes de Abril de 2012.

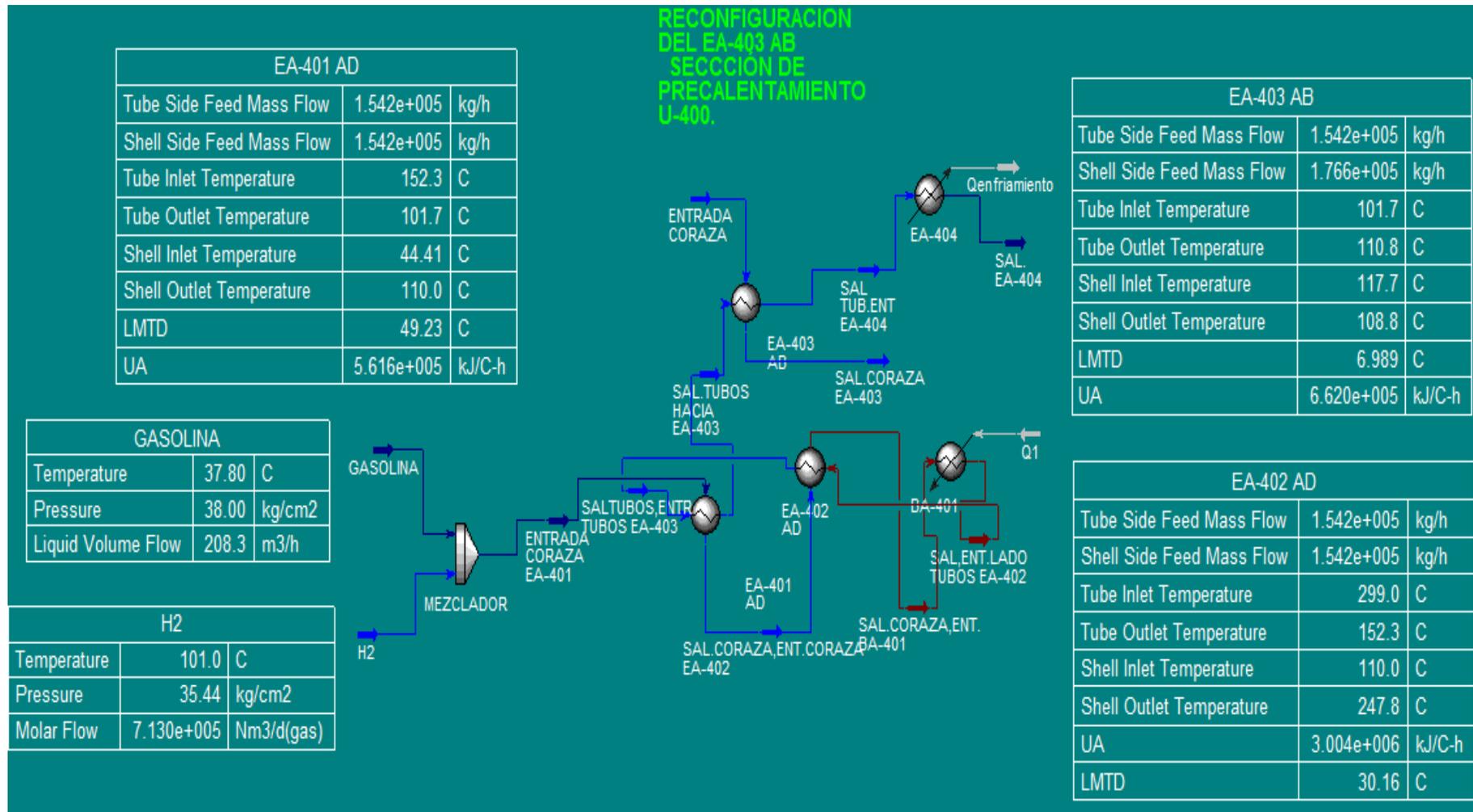


Figura 6.13: Propuesta N°1, Reconfiguración del EA-403 A/B (simulación HYSYS).

Tabla 6.9: Resultado reconfiguración de circuito (simulación HYSYS).

EQUIPO	EA-401 AD	PRESIÓN N Kg/cm2	EA-402 AD	PRESIÓN N Kg/cm2	EA-403 AB	PRESIÓN N Kg/cm2
LADO CORAZA FLUJO MASICO[Kg/ h]	<b>1534393.9</b> 3		154226.92		1223836.3 7	
ENTRADA TUBO TEMP °C	<b>152.28</b>	<b>24.94</b>	299	25.24	<b>101.68</b>	<b>24.34</b>
SALIDA TUBO TEMP °C	<b>101.68</b>	<b>24.34</b>	<b>152.28</b>	<b>24.94</b>	<b>110.82</b>	<b>23.57</b>
ENTRADA CORAZA TEMP °C	<b>44.41</b>	<b>35.44</b>	110	<b>35.05</b>	117.7	22
SALIDA CORAZA TEMP °C	110	<b>35.04</b>	<b>247.82</b>	<b>34.64</b>	<b>108.81</b>	<b>21.84</b>
LMTD	<b>49.22</b>		<b>30.15</b>		<b>6.98</b>	
UA	<b>561620.36</b>		<b>3004025.4</b> 2		<b>661984.96</b>	
DUTY	<b>27647889.</b> 1		<b>90598317.</b> 6		<b>4626475.6</b>	

NOTA: Los números en negritas fueron calculados por HYSYS.

En estos resultados (Tabla 6.9) se analiza que beneficia a los trenes de precalentamiento del EA-401 y al EA-403 en cuanto a ganancia de calor.

### 6.3.3 propuesta de mejora N°2: Simulación Esquema sin el equipo EA- 403 AB en el circuito de precalentamiento.

En la (Fig. 6.14) muestra el ambiente de simulación del circuito de precalentamiento sin el equipo EA-403, a manera de ver como beneficia a esta sección, se observa que se logra una recuperación de calor para los equipos EA-401 A/D, EA-402 A/D y BA-401, corrientes en color roja.

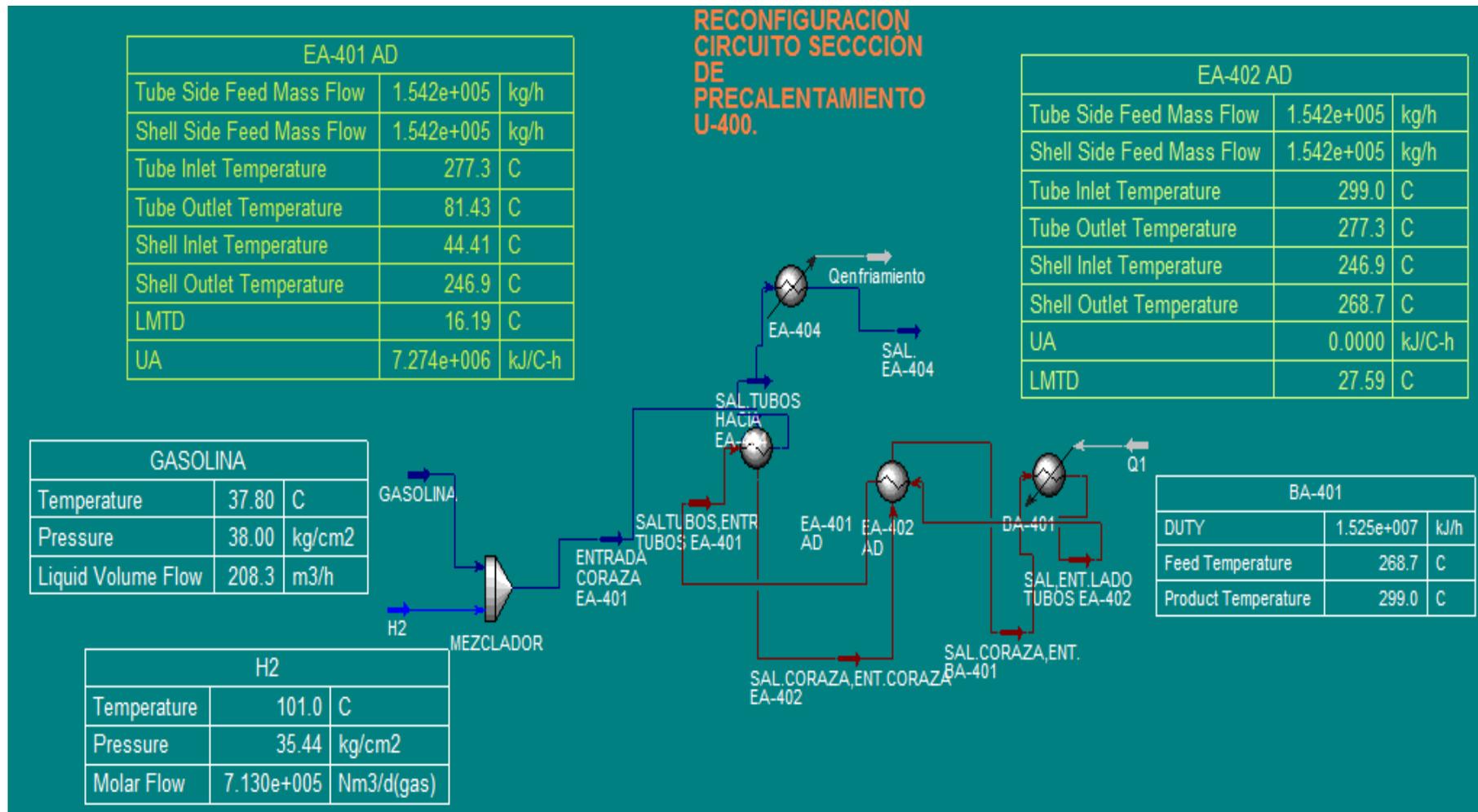


Figura 6.14: Propuesta N°2. Sin el equipo EA-403 AB en el circuito de precalentamiento (simulación HYSYS).

Tabla. 6.10 resultados propuesta de reconfiguración sin el equipo EA-403 AB (simulación HYSYS).

EQUIPO	EA-401 AD	PRESIÓN Kg/cm2	EA-402 AD	PRESIÓN Kg/cm2
LADO CORAZA FLUJO MASICO[Kg/h]	<b>1534393.93</b>		<b>1534393.93</b>	
ENTRADA TUBO TEMP °C	<b>277.31</b>	24.94	299	25.24
SALIDA TUBO TEMP °C	<b>81.43</b>	24.34	<b>277.31</b>	24.94
ENTRADA CORAZA TEMP °C	<b>44.41</b>	35.44	246.9	35.04
SALIDA CORAZA TEMP °C	246.9	35.04	<b>268.65</b>	34.64
LMTD	<b>16.18</b>		<b>27.59</b>	
UA	<b>7274235.04</b>		<b>356056.214</b>	
DUTY	<b>117766105</b>		<b>9823845.48</b>	

NOTA: Los números en negritas fueron calculados por HYSYS,

En esta propuesta se obtuvieron mejores resultados en cuanto a la eficiencia térmica que tendrían estos equipos al estar configurados de esta manera, se calculo la máxima temperatura que alcanzarían a la salida coraza del EA-402 A/D, sería de 268.65 °C , con lo cual la carga térmica a la entrada del calentador BA-401 necesitaría menos energía para el calentamiento a la corriente de alimentación al reactor DC-401.

De forma comparativa los resultados obtenidos se muestran la Tabla 6.11 de los valores obtenidos en cada simulación para el EA-401 A/D, se observan cambios de temperatura en los diferentes enfoques de simulación.

Tabla 6.11: Resultado comparativo del EA – 401 AD (simulación HYSYS).

SIMULACIÓN	ENT. CORAZA °C	SAL. CORAZA °C	ENT.TUBOS °C	SAL. TUBOS °C
DISEÑO	38.26	137.70	206.25	131.55
OPERACIÓN	44.41	104.20	145.98	99.59
PROPUESTA N.1°	44.41	110.00	152.28	101.68
PROPUESTA N.2°	44.41	246.90	277.31	81.43

De forma comparativa los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 6.12 de los valores obtenidos en cada simulación para el EA-402 A/D.

Tabla 6.12: Resultado comparativo del EA – 402 A/D (simulación HYSYS).

SIMULACIÓN	ENT. CORAZA °C	SAL. CORAZA °C	ENT.TUBOS °C	SAL. TUBOS °C
DISEÑO	137.70	306.39	360.00	196.04
OPERACIÓN	104.200	246.93	299.00	148.54
PROPUESTA N.1°	110.00	247.82	299.00	152.28
PROPUESTA N.2°	246.90	268.65	299.00	277.31

Se observan variaciones de temperaturas para cada simulación en los equipos EA-401 A/D y EA-402 A/D, a diferencia de las altas temperaturas para la simulación de diseño, que son las máximas temperaturas a la que los equipo están diseñados, aunque en operación no se han alcanzado estas condiciones.

## CAPÍTULO 7

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

Al término de las evaluaciones realizadas en el simulador químico HYSYS, de las temperaturas y presiones calculadas se tienen diferencias con las temperaturas reales en operación, debido a que el simulador considera al equipo sin ensuciamiento, y sin corrosión o desgaste por erosión de tubos y cuerpo lo cual indica que los intercambiadores se encuentran operando por debajo de esas condiciones posiblemente se encuentren sucios y corroídos por la carga amarga.

En el análisis de simulación la propuesta de mejora operacional elegida fue la reconfiguración del circuito de precalentamiento sin el equipo EA-403 AB del tren de precalentamiento para evitar pérdidas de la carga térmica, a la entrada del BA-401, también se analizó que las variaciones de carga de GNA al proceso influyen en el cambio de temperaturas y presiones, al bajar el flujo se mantiene constante entre una carga GNA de 31,445 BP A 32,406 BP, para el mes de Abril del 2012.

Las recomendaciones para la sección de precalentamiento:

-  Evitar usar la válvula TV- 417 para no desviar los flujos, y no tener pérdidas de calor, que pueda ocasionar disminución de temperatura en los trenes de precalentamiento ya que desvía la carga térmica a salida del reactor.
-  Dar mantenimiento continuo preventivo a los precalentadores, principalmente para evitar las incrustaciones y corrosión de tubos y coraza que impiden una mejor transferencia de calor mediante, extracción y limpieza de Núcleos, los trenes que presentan mayor corrosión y erosión son los EA-402 AD por falta de aislante térmico en las boquillas lado tubos de los equipos, rehabilitación y/o cambio de aislamiento externo.
-  Reparar las líneas de tubería 8" P 7007-1 B1B lado coraza y 12" P 7011-1 B30 entrada lado tubos ver anexo.1 con aislante térmico colcha de fibra de vidrio a manera de tratar aislar el sistema para evitar pérdidas de calor con el medio, y así se pueda conservar la temperatura a la llegada del segundo tren de precalentamiento EA-402 AD.
-  Reparar o cambiar los indicadores bimetálicos existentes para el monitoreo de temperaturas en los trenes de precalentamiento, ya que los existentes en los equipos no marcan la temperatura real, o no funcionan.
-  En el diagnóstico sobre el estado físico de equipos en las instalaciones de la U-400 realizado en Enero de 2012, se encontró que el EA-401 AD opera con desgaste severo en 8 candados tapas flotantes, se tiene un aumento provisional.
-  En base a lo indicado se recomienda que la rehabilitación de la sección de precalentamiento se logre efectuar en la próxima reparación general 2012.

## 8. BIBLIOGRAFÍA:

- 🏠 Byrne, (TEMA) *Tubular exchanger Manufacturers Association*, ed, 1999.
- 🏠 Cengel ,Yunus y Boles Michel A , *Termodinámica* .5ª Ed. Mc Graw Hill, México, 2002.
- 🏠 Holman, J.P, *Transferencia de Calor* , Ed. Mc Graw Hill, México, 1998.
- 🏠 Kern, Donald, *Procesos de Transferencia de Calor*. Ed. Continental, México, 1999.
- 🏠 Luque, Susana y Vega Aurelio, *Simulación y optimización avanzadas en la industria química y de procesos :HYSYS*, Ed. ISBN, España, 2005.
- 🏠 Perry, Robert , Green Don W, *Manual del ingeniero Químico*, ed. Mc Graw Hill vol 1. España, 2010.
- 🏠 Walas, Stanley, *Chemical Process Equipment, Selection and Design*. Ed. Butterworth-Heinemann, USA, 1990.
- 🏠 Riviello, Victoria, “*Diccionario de términos y definiciones de Pemex Refinación*”, México, Enero de 2000.
- 🏠 Martínez, Benito, “*Manual de Operación de la Unidad 400 Hidrodesulfuradora de Naftas N°2*.”, México, Julio de 2000.
- 🏠 Unistmo, *Certificación de 300 recipientes Sujetos a Presión (RSP) de acuerdo con los requisitos establecidos en la NOM-020-STPS-202 en las plantas de la Refinería “Ing. Antonio Dovali Jaime”. Sector N.9 Planta Hidrodesulfuradora de Naftas N°2 U-400 Primer precalentador de Carga EA-401 A/D Método Alternativo*, México, Septiembre de 2007.
- 🏠 Unistmo, *Certificación de 300 recipientes Sujetos a Presión (RSP) de acuerdo con los requisitos establecidos en la NOM-020-STPS-202 en las plantas de la Refinería “Ing. Antonio Dovali Jaime”. Sector N.9 Planta Hidrodesulfuradora de Naftas N°2 U-400 Segundo precalentador de carga al reactor EA-402 A/D Método Alternativo*, México, Octubre de 2007.
- 🏠 IMP, “*Adecuación de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas N°2 U-400, para obtención de carga a Isomerización*”, México, Noviembre de 1994.
- 🏠 Gerencia de Protección Ambiental y Seguridad Industrial, “*Procedimiento para efectuar la Inspección de cambiadores de calor en las instalaciones de Pemex Refinación*”, México, 1996.
- 🏠 Unistmo, “*Plano 1238-00021 REV.9 de . Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas N°2*.”, México, Septiembre, 2007.
- 🏠 Subdirección de Producción Refinería “Ing. Antonio Dovali Jaime”, “*Sistema de control de Laboratorios SICOLAB*”, México, Abril, 2012.
- 🏠 Subdirección de Producción, “*Sistema de Información de diagramas Técnicos Inteligente SIDTI*”, Mexico, Abril, 2012.

## 9. CRONOGRAMA DE ACTIVIDADES REALIZADAS.

Actividad	Semana															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
REVISIÓN DE LA SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO DE LA SECCION DE REACCION DE LA PLANTA U-400:																
VERIFICAR LAS CONDICIONES DE DISEÑO EN LAS HOJAS TÉCNICAS Y VARIACIONES CON LAS CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN.																
IMPLEMENTACIÓN DE LOS INTERCAMBIADORES EN EL SIMULADOR HYSYS.																
COMPARACIÓN CON LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LA PLANTA HDS-Nº2 U-400																
PROPUESTAS PARA LA MEJORA DE LA RECUPERACIÓN DE CALOR EN LA SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO																
REPORTE DE RESIDENCIA.																

## 10. NOMENCLATURA

### Letras latinas

Cp	Calor específico.
n	Numero de moles
P	Presión
P	Presión
PM	Peso molecular
T	Temperatura
V	Volumen total
W	Trabajo

### Superíndices.

<i>m</i>	flujo másico
<i>A</i>	Superficie de transferencia de calor, $m^2$
<i>B</i>	Espaciado de los deflectores, $plg$
<i>C</i>	Calor específico del fluido caliente, en derivaciones, $Kcal/(kg)(^{\circ}C)$ .
$^{\circ}C$	Grados Celsius
<i>D</i>	Diámetro interior de los tubos, $m$
<i>DI</i>	Diámetro interior, $cm$ .
<i>E</i>	Eficiencia de intercambiador de calor
<i>g</i>	Aceleración de la gravedad $kg/seg^2$
<i>h</i>	Coefficiente de transferencia de calor por convección, $W/m^2.^{\circ}C$
<i>h, h<sub>i</sub>, h<sub>o</sub></i>	Coefficiente de transferencia de calor, en forma general, fluido interior y fluido exterior.
<i>l</i>	Líquido
<i>L</i>	Longitud de tubo, $m$
<i>N</i>	Número de deflectores en la coraza.
<i>Q</i>	Transferencia de calor total, $KJ$ .
<i>R</i>	La relación global de calor mínimo y máximo de las corrientes.
<i>v</i>	Vapor

## Abreviaciones.

abs.	Absoluta
API	American Petroleum Institute
BPD	Barriles por día
Col.	Colabores
Ec.	Ecuación
Fig.	Figura
HC	Hidrocarburo
HDS	Hidrosulfuración
HDSN	Hidrosulfuradora de Naftas
IMP	Instituto Mexicano del Petróleo
LB	Limite de Batería
LMTD	Diferencia de temperaturas media logarítmica
man.	Manométrica
máx.	Valor máximo
min.	Valor mínimo
MMPCSD	Miles de Millones de pies cúbicos estándar por día
PEMEX	Petróleos Mexicanos.
PI	Plant Information.
plg.	Pulgadas.
ppb.	Partes por billón
ppm.	Partes por millón
std.	Estándar
SICOLAB	Sistema de control de Laboratorios
TEMA	Tubular Exchanger Manufacturers Association, Inc.
trat.	Tratadora
$\Phi$	Diámetro

## Especies químicas.

Co	Cobalto
DEA	Dietanolamina
H <sub>2</sub> S	Acido sulfhídrico
LPG	Gas Licuado a Presión
Mo	Molibdeno
Ni	Níquel

## 11. GLOSARIO

### **Gas amargo.**

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.

### **Gasolina**

Nombre comercial que se aplica de una manera amplia a los productos más ligeros de la destilación del petróleo. En la destilación del petróleo crudo la gasolina es el primer corte o fracción que se obtiene. En su forma comercial es una mezcla volátil de hidrocarburos líquidos con pequeñas cantidades de aditivos, apropiada para usarse como combustible en motores de combustión interna con ignición por chispa eléctrica, con un rango de destilación de aproximadamente 27 a 225° C. Indudablemente es el producto derivado del petróleo más importante por su volumen y valor en el mercado.

### **Grados API.**

También llamada gravedad API, corresponde a una función especial de la densidad relativa (gravedad específica) a 60/60° F:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{Gravedad\ específica\ a\ 60^{\circ}F/60^{\circ}F} - 131.5$$

Esta determinación es aplicable al petróleo crudo, productos de petróleo o mezclas de productos del petróleo y no petrolíferos manejados como líquidos, que tengan una presión de vapor Reid de 26 lbs. o menos.

### **Grados Celsius (°C)**

Nombre oficial adoptado en la novena Conferencia General de Pesos y Medidas en 1948, para designar al grado de la escala termométrica centesimal, anteriormente llamado centígrado, en el que se tomó como punto fijo patrón el punto triple de agua que corresponde a 0.01 grados Celsius.

### **Gravedad específica.**

Relación entre la densidad de una sustancia y la densidad de otra sustancia como referencia a temperaturas específicamente definidas para cada una de ellas.

Es indispensable también, definir con precisión las temperaturas a las que se consideraron las densidades correspondientes al material o sustancia, así como la del compuesto de referencia. La fórmula es la siguiente:

grav. esp. 15.6 o C/15.6° C

Para el caso de líquidos y sólidos las temperaturas más usuales son 25° C/25° C o 20° C/4°

C, ya que la densidad del agua a 4° C (3.98° C) es 1.0 g/cm<sup>3</sup>.

### **Hidrocarburo**

Familia de compuestos químicos formada, principalmente, por carbono e hidrógeno. Pueden contener otros elementos en menor proporción, como son oxígeno, nitrógeno, azufre, halógenos (cloro, bromo, iodo y flúor), fósforo, entre otros. Su estado físico, en condiciones ambientales, puede ser en forma de gas, líquido o sólido, de acuerdo al número de átomos de carbono y otros elementos que posean. Se funden a temperaturas relativamente más bajas que los compuestos minerales o inorgánicos.

### **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.

### **Hidrotratamiento**

El tratamiento con hidrógeno se aplica a petrolíferos que comprenden desde la nafta hasta el crudo reducido y en los casos que el proceso se aplique específicamente para eliminar el azufre, se le da el nombre de hidrodeshulfuración (HDS) o desulfuración con hidrógeno.

En las refinerías los procesos de desulfuración más comunes son los efectuados a las naftas, la turbosina, la querosina y el gasóleo ligero.

### **instrumento (de control)**

Dispositivo empleado directa o indirectamente para medir y controlar una variable. Este término incluye válvulas de control, válvulas de alivio y dispositivos eléctricos como los botones de contacto, anunciadores, etc., no aplicándose a los componentes internos de un instrumento como son las resistencias, fuelles receptores, etcétera.

### **Nafta**

En la destilación atmosférica del crudo, la fracción considerada en este rango comprende la gasolina primaria la cual es estabilizada, hidrodeshulfurizada y después de estos procesos sirve como carga a las plantas reformadoras de nafta.

Olefina(s)

Hidrocarburos parafínicos de cadena recta o ramificada a los que se les han eliminado dos átomos de hidrógeno permitiendo así a dos átomos de carbono intercambiar valencias entre sí y tener lo que se llama doble ligadura.

### **Punto inicial de ebullición**

Temperatura a la que un material natural o fracción derivada del petróleo comienza a hervir. Para el caso de una prueba de destilación de los productos del petróleo, el punto inicial de ebullición es la temperatura observada en el instante en que la primera gota de condensado cae del extremo inferior del condensador empleado en la prueba.

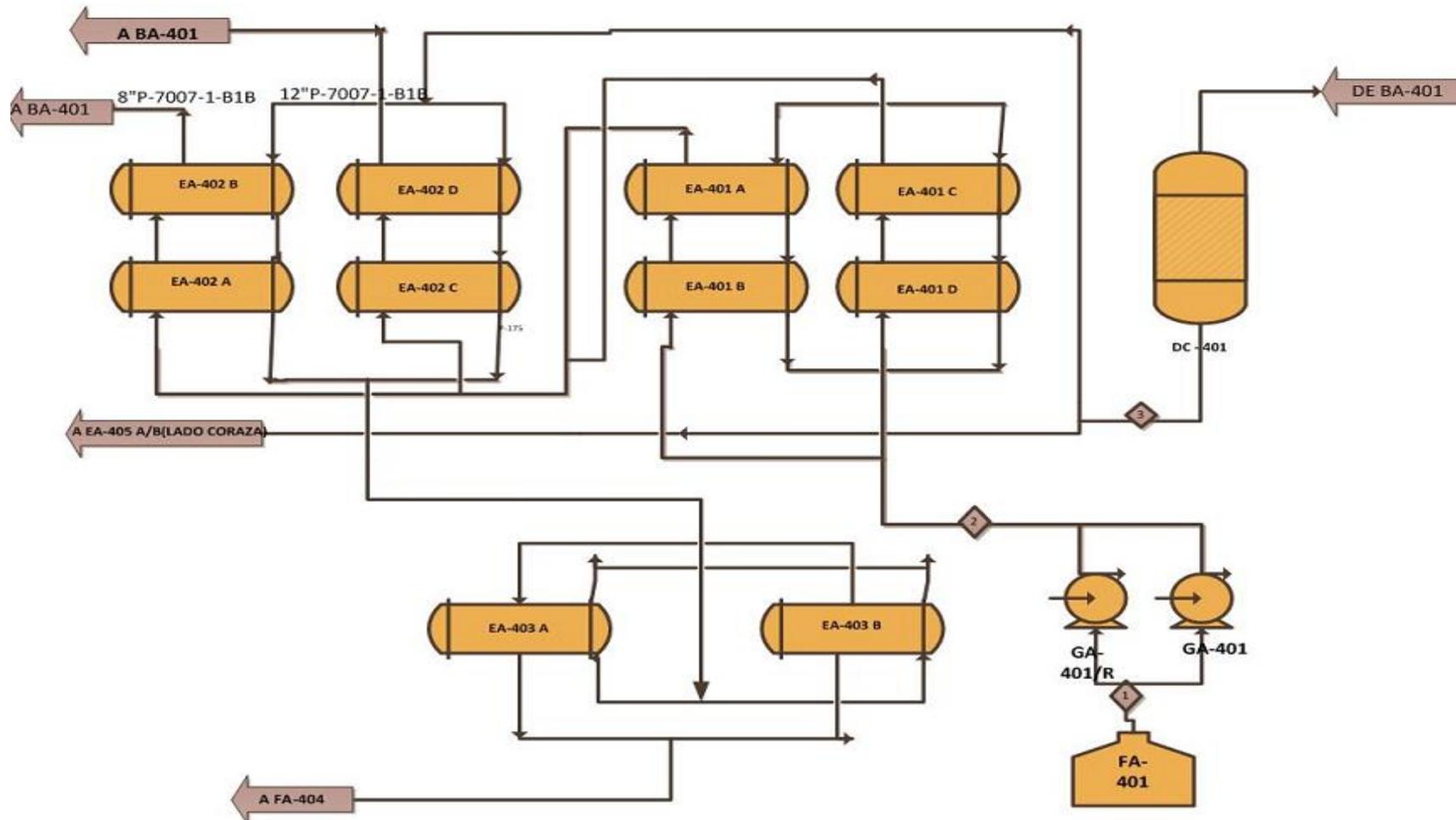
ANEXOS

Y

DIAGRAMAS

## ANEXO. 1 SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO U-400.

DIAGRAMA HIDRODESULFURADORA N°2 U-400 SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO Y REACCIÓN.



**ANEXO 2**

HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR					
PLANTA:	<b>HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS</b>				
LOCALIZACIÓN:	2				
CLAVE DE LA UNIDAD	<b>EA-401 AD</b>	Nº DE UNIDADES:	1 POR PROYECTO		
SERVICIO DE LA UNIDAD:	PRIMER PRECALENTADOR DE ALIMENTACIÓN				
TAMAÑO:	762X4877 (mm) ; TIPO: DES		POSICIÓN:	HORIZONTAL	
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)	535.47/508.44 m <sup>2</sup>	ENVOLVENTES POR UNIDAD	CUATRO		
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EF)	133.86/127.11 m <sup>2</sup>	ARREGLO DE ENVOLVENTES	25-2P		
CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA UNA UNIDAD					
		LADO DE LA ENVOLVENTE		LADO DE LOS TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO		ALIMENTACIÓN AL REACTOR		EFLUENTE DEL REACTOR	
FLUJO TOTAL	Kg/h	179,364 (1)		179,364 (1)	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
<b>LIQUIDO</b>	Kg/h	176,570	168,708	148,256	172,282
DENSIDAD RELATIVA		0.72	0.61	0.6	0.65
CONDUCTIVIDAD TERMICA	Kcal/hm <sup>o</sup> C	0.1364	0.1295	0.1229	0.128
CALOR ESPECIFICO	Kcal/Kg <sup>o</sup> C	0.525	0.625	0.67	0.59
VISCOSIDAD	Cp	0.35	0.18	0.06	0.02
PESO MOLECULAR		108.11	109.08	114.43	110.61
<b>VAPOR</b>	Kg/h	2794	10656	31,108	7,082
CALOR LATENTE	Kcal/Kg				
PESO MOLECULAR		3.96	13.44	32.37	10.13
CONDUCTIVIDAD TERMICA	Kcal/hm <sup>o</sup> C	0.135	0.1263	0.0693	0.1295
CALOR ESPECIFICO	Kcal/Kg <sup>o</sup> C	0.65	0.62	0.52	0.54
VISCOSIDAD	Cp	0.012	0.014	0.013	0.012
DENSIDAD	g/cm <sup>3</sup>	0.0052	0.0136	0.0213	0.0076
TEMPERATURA	°C	41.6	137.7	180.5	102.2

PRESIÓN (atm. 1.033 abs) kg/cm <sup>2</sup>	Kg/cm <sup>2</sup> man	35		25	
N° DE PASOS		UNO		DOS	
VELOCIDAD	m/s	2.83		3.98	
CAIDA DE PRESIÓN	Kg./cm <sup>2</sup>	PERM 1.4	CALC 0.4	PERM 0.7	CALC 0.6
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	hm <sup>2</sup> °C/k cal	0.0004		0.0004	
CALOR DE INTERCAMBIO (kcal/h)		9,840,600	x1.1	TML CORREGIDA (°C)	44.24
COEF.TOTAL DE TRANSF.DE CALOR (kcal/hm <sup>2</sup> °C)		LIMPIO	1020. 5		
<b>CONSTRUCCIÓN POR ENVOLVENTE</b>					
PRESIÓN DE DISEÑO	Kg/cm <sup>2</sup> man	42		33	
PRESIÓN DE PRUEBA	Kg/cm <sup>2</sup> man	63		50	
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	177		204	
TUB OS	SA-179 K N°344	D.E 25.4mm BWG(MIN)12 LONG 4876mm PASO 31.81(mm) Ø 90°			
ENVOLVENTE: SA-515-70 K	DIAM.IN T	762 mm	TUBO TIPO	L1 50	
TAPA ENVOLVENTE SA- 515-70 K	(REM)	TAPA CABEZAL FLOTANTE		SA-515-70 K	
CANAL SA-515-70 K	TAPA CANAL	SA-515-70 K	PLACA DE CHOQUE	SA-36	
ESPEJOS FIJO SA-515-70 K	FLOTAN TE	SA-515-70 K	%CORTE MAMPARA	20:05	
MAMPARAS/SOPORTES SA-36	N°/ESPACIAMI ENTO	14/254mm	TIP O	SEGMENTADO S	
MAMPARAS LONG --			FLUJ O	LADO A LADO	
TIPO DE UNION ENVOLVENTE	TUB OS		TUBOS- ESPEJO	ROLADO	
EMPAQUES ENVOLV TAPA ASB.ENCH DE DC.			ESPEJO CANAL	ASB.ENCH.DE DC	
CAB.FLOTANTE ASB.ENCH DE DC		CANAL- TAPA	ASB.ENC H.DE DC		
BOQUILLAS ENVOLV ENT. 152 (mm)	INTERCONEXI ÓN	203 mm	SALI DA	203mm	
CANAL ENT. 203 (mm)	INTERCONEXI ÓN	203 mm	SALI DA	203mm	
CORR PERM LADO ENVOLV	3.2mm	LADO TUBOS	3.2 mm		
CODIGOS REQUERIDOS	ASME VIII, DIV.1				
PESO EQUIPO	7575 Kg	HAZ DE	3,65	LLENO DE	9,366 (Kg)

VACIO	TUBOS 1 Kg	AGUA
<p style="text-align: center;"><b>NOTAS</b></p> <p>(1) ESTAS CONDICIONES DE FLUJO CORRESPONDEN ALA MAXIMA FORMACIÓN DE HIDROCARBUROS LIGEROS</p>		

### ANEXO 3.

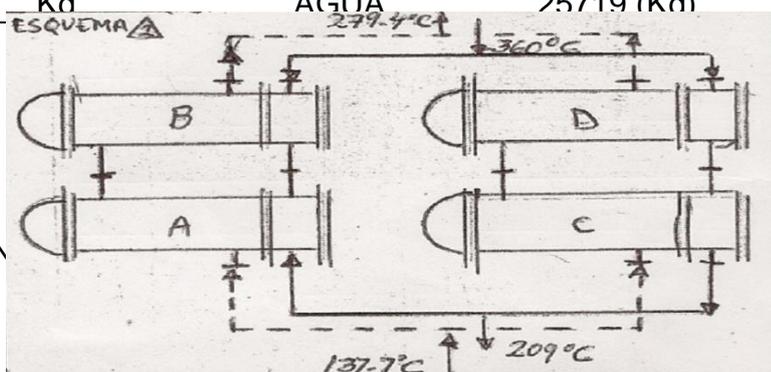
HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR					
PLANTA <b>HIDRODESULFURADO</b>					
: <b>RA DE NAFTAS</b>					
LOCALIZACIÓN:	2				
CLAVE DE LA UNIDAD	<b>EA-402</b>	Nº DE UNIDADES:	1 POR PROYECTO		
SERVICIO DE LA UNIDAD:	<b>AD</b> SEGUNDO PRECALENTADOR DE CARGA				
TAMAÑO:	1168X4877 (mm) ;		TIPO:	DES IÓN: HORIZONTAL	
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)m <sup>2</sup>	1282.6/1200		ENVOLVENTES POR UNIDAD	CUATRO	
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EF)m <sup>2</sup>	320.6/300		ARREGLO DE ENVOLVENTES	25-2P	
CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA UNA UNIDAD					
FLUIDO CIRCULADO		LADO DE LA ENVOLVENTE		LADO DE LOS TUBOS	
		CARGA		EFLUENTE DEL REACTOR	
FLUJO TOTAL	Kg/h	179,364 (1)		179,364 (1)	
		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	<b>ENTRADA A</b>	<b>SALIDA</b>
<b>LIQUIDO</b>	Kg/h	168,708			124,164

DENSIDAD RELATIVA		0.61			0.58
CONDUCTIVIDAD TERMICA	Kcal/h m°C	0.1295			0.1205
CALOR ESPECIFICO	Kcal/Kg°C	0.625			0.694
VISCOSIDAD	Cp	0.18			0.0692
PESO MOLECULAR		109.08			117.4
<b>VAPOR</b>	Kg/h	106,56	179,364	179,364	55,200
CALOR LATENTE	Kcal/Kg				
PESO MOLECULAR		13.44	76.67	79.48	46.02
CONDUCTIVIDAD TERMICA	Kcal/h m°C	0.1663	0.0506	0.0583	0.0762
CALOR ESPECIFICO	Kcal/Kg°C	0.62	0.63	0.67	0.51
VISCOSIDAD	Cp	0.014	0.012	0.0132	0.013
DENSIDAD	g/cm <sup>3</sup>	0.0136	0.0638	0.0437	0.0308
TEMPERATURA	°C	131.7	279.4	360	209
PRESIÓN (atm. 1.033 abs) kg/cm <sup>2</sup>	Kg/c m <sup>2</sup> man	33		26	
N° DE PASOS		UNO		DOS	
VELOCIDAD	m/s	2		2.66	
CAIDA DE PRESIÓN	Kg_/c m <sup>2</sup>	PERM 0.7	CALC 0.4	PERM 0.7	CALC 0.3
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	hm <sup>2°</sup> C/kcal	0.0004		0.0004	
CALOR DE INTERCAMBIO (kcal/h)		24,280,200	x1.1	TML CORREGIDA (°C)	57.2
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal/hm <sup>2</sup> °C)		LIMPIO	598.33		
<b>CONSTRUCCIÓN POR ENVOLVENTE</b>					
PRESIÓN DE DISEÑO	Kg/c m <sup>2</sup> man	42		33	
PRESIÓN DE PRUEBA	Kg/c m <sup>2</sup> man	63		50	
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	315.5		399	
TUBOS ENVOLVENTE:	SA-179 D.E 25.4mm	BWG(MIN)14	LONG 4877mm	PASO	
	K N°344	31.81(mm)	Ø 90°		
	DIAM. 1168	TUBO	L1		

SA-387-11 CL-2	INT	mm	TIPO	50
TAPA ENVOLVENTE SA-387-11 CL-2	(REM )	TAPA CABEZAL FLOTANTE		SA-387-CL
CANAL CL-2	SA-387-11	CANA L	SA-515-70 K	PLACA DE CHOQUE SA-36
ESPEJOS FIJO SA-387-11 CL-2	FLOT ANTE	SA-515-70 K	%CORTE MAMPARA	16.00
MAMPARAS/SOPORTES SA-36	N°/ESPACIAMIENTO	14/224.6 mm	TIPO	P DOBLE SEGMENTADOS
MAMPARAS LONG --			TIPO	FLUJO LADO A LADO
TIPO DE UNION ENVOLVENTE		TUBOS	TUBOS-ESPEJO	ROLADO
EMPAQUES ENVOLV TAPA ASB.ENCH DE DC.			ESPEJO CANAL ASB.EN CH.DE DC	ASB.ENCH.DE DC
CAB.FLOTANTE ASB.ENCH DE DC		CANAL-TAPA		
BOQUILLAS ENVOLV ENT. 152 (mm)	INTERCONEXIÓN	254 mm	SALIDA	25 m
CANAL ENT. 203 (mm)	INTERCONEXIÓN	254 mm	SALIDA	25 m
CORR PERM LADO ENVOLV	3.2	LADO TUBOS	1.6 mm	
CODIGOS REQUERIDO S	ASME VIII, DIV.1			
PESO EQUIPO VACIO	84 Kg	DE TUBO 9390	LLENO DE AGUA	25719 (Kn)

**NOTAS**

(1) ESTAS CONDICIONES DE FLUJO CORRESPONDEN A LA MAXIMA FORMACIÓN DE HIDROCARBUROS LIGEROS



**ANEXO 4.**

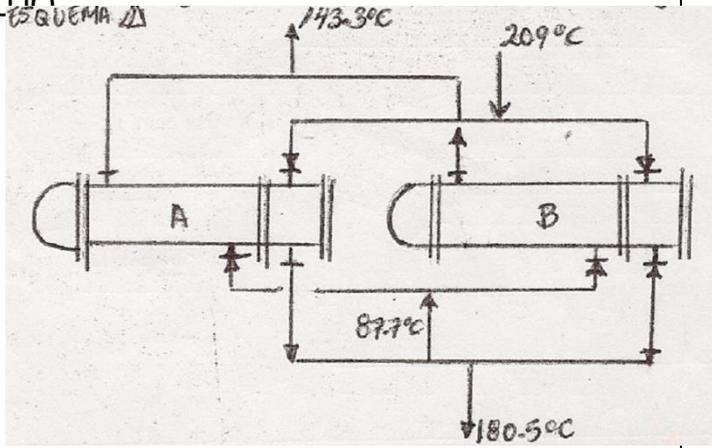
<b>HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR</b>								
<b>HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS</b>								
PLANTA:	<b>NAFTAS</b>							
LOCALIZACION:	2							
CLAVE DE LA UNIDAD	<b>EA-403</b>	N° DE UNIDADES:		1	POR PROYECTO			
CLAVE DE LA UNIDAD	<b>AB</b>							
SERVICIO DE LA UNIDAD:	SEGUNDO PRECALENTADOR DE ALIMENTACIÓN A TORRE DESBUTANIZADORA							
TAMAÑO:	533X4877 (mm) ; TIPO: DES			POSICIÓN:	HORIZONAL			
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)	123.8/119.5 m <sup>2</sup>			ENVOLVENTES POR UNIDAD	CUATRO			
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EF)	61.91/59.7 m <sup>2</sup>			ARREGLO DE ENVOLVENTES	25-2P			
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA UNA UNIDAD</b>								
FLUIDO CIRCULADO	FLUJO TOTAL	Kg/h	<b>LADO DE LA ENVOLVENTE</b>		<b>LADO DE LOS TUBOS</b>			
			CARGA A DESBUTANIZADORA		EFLUENTE DEL REACTOR			
			176,583		179,364			
<b>LIQUIDO</b> DENSIDAD RELATIVA CONDUCTIVIDAD TERMICA CALOR ESPECIFICO VISCOSIDAD PESO MOLECULAR <b>VAPOR</b> CALOR LATENTE PESO MOLECULAR CONDUCTIVIDAD TERMICA CALOR ESPECIFICO VISCOSIDAD DENSIDAD	Kg/h  Kcal/hm°C Kcal/Kg°C Cp  Kg/h Kcal/Kg  Kcal/hm°C Kcal/Kg°C Cp g/cm <sup>3</sup>	<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	<b>SALIDA</b>		<b>ENTRADA</b>		
				<b>A</b>	<b>B</b>		<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
				176,583	176,583	124,164	148,256	
				0.66	0.62	0.58	0.6	
				0.1317	0.1281	0.1205	0.1229	
				0.48	0.45	0.694	0.59	
				0.2505	0.164	0.0692	0.1	
				109.43	109.43	117.44	114.43	
						55,200	31,108	
						46.02	32.37	
						0.0762	0.0893	
						0.51	0.52	
				0.013	0.013			
				0.0308	0.0213			
TEMPERATURA	°C	87.7	143.3	209	180.5			
PRESIÓN (atm. 1.033 abs) kg/cm <sup>2</sup>	Kg/cm <sup>2</sup> man	22		26				
N° DE PASOS		UNO		DOS				

VELOCIDAD	m/s	1.3	16	
				C A CL 0. 77
CAIDA DE PRESIÓN	Kg/cm2	PERM 0.7	6	PERM 1.1
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	hm <sup>2</sup> °C/kcal	0.0004		0.0004
				TML 71 CORREGID .3
CALOR DE INTERCAMBIO (kcal/h)		4588920	x1.1	A (°C) 3
				S E R VI CI O
COEF.TOTAL DE TRANSF.DE CALOR (kcal/hm <sup>2</sup> °C)		LIMPIO	1324	O
<b>CONSTRUCCIÓN POR ENVOLVENTE</b>				
PRESIÓN DE DISEÑO	Kg/cm <sup>2</sup> man			
PRESIÓN DE PRUEBA	Kg/cm <sup>2</sup> man			
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C			
TUBOS	SA-179 K N°344	D.E 25.4mm	BWG(MIN)12	LONG 4876mm
ENVOLVENTE: SA-515-70 K			PASO 31.81(mm) Ø 90°	TUBO L1
TAPA ENVOLVENTE SA-515-70 K		DIAM.INT 762 mm		TIPO 50
			TAPA CABEZAL	
	(REM)		FLOTANTE	SA-515-70 K
CANAL	TAPA CANAL	SA-515-70 K	CHOQUE	SA-36
	FLOTANT		%CORTE	
ESPEJOS FIJO	E	SA-515-70 K	MAMPARA	20:05
MAMPARAS/SOPORTES SA-36	N°/ESPACIAMIENT		TIP	SEGMENTA
	O	14/254mm	O	DOS
MAMPARAS LONG --			FLU	
TIPO DE UNION			JO	LADO A LADO
ENVOLVENTE	TUBOS		TUBOS-	ROLAD
EMPAQUES ENVOLV			ESPEJO	O
TAPA ASB.ENCH DE DC.			ESPEJO	ASB.ENCH.
CAB.FLOTANTE			CANAL	DE DC
ASB.ENCH DE DC			ASB.ENC	
BOQUILLAS ENVOLV		CANAL-TAPA	H.DE DC	
ENT. 152 (mm)	INTERCONEXIÓN	203	SALI	
		mm	DA	203mm
CANAL ENT. 203 (mm)	INTERCONEXIÓN	203	SALI	
CORR PERM		mm	DA	203mm
LADO ENVOLV	3.2	LADO TUBOS	3.2 mm	

CODIGOS REQUERIDOS	ASME VIII, DIV.1				
PESO EQUIPO VACIO	7575 Kg	HAZ DE TUBOS	3,651 Kg	LLENO DE AGUA	9,366 (Kg)

**NOTAS**

(1) ESTAS CONDICIONES DE FLUJO CORRESPONDEN A LA MAXIMA FORMACIÓN DE HIDROCARBUROS LIGEROS



**ANEXO 5. EQUIPOS EA-402,EA-403,EA-401, VISTA EN PLANTA**



**ANEXO 6. EA-401 A/D, PRIMER PRECALENTADOR DE CARGA.**



**ANEXO 7. EA-402 A/D, SEGUNDO PRECALENTADOR DE CARGA.**



**ANEXO 8. EA-403 A/B, SEGUNDO PRECALENTADOR DE ALIMENTACIÓN A TORRE DESBUTANIZADORA.**



