

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



SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



SEP

**TRABAJO PROFESIONAL
COMO REQUISITO PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO QUÍMICO**

**QUE PRESENTA:
CLAUDIA VELÁZQUEZ LÓPEZ**

**CON EL TEMA:
“MONITOREO Y EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE LOS
INTERCAMBIADORES DE CALOR EN EL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE
UNA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTA EN LA REFINERÍA ING.
ANTONIO DOVALÍ JAIME.”**

**MEDIANTE:
OPCIÓN X (MEMORIA DE RESIDENCIA PROFESIONAL)**

**ASESOR:
ING. MARCO ANTONIO MAZARIEGOS MORALES**

**REVISORES:
ING. JUAN JOSÉ SOLÍS ZAVALA
ING. WILBERT M. BLANCO CARRILLO
ING. LEONARDO GOMEZ GUTIERREZ**

DEDICATORIA

A mis padres:

Rosalinda López & Mario A. Velázquez, a ustedes en especial quiero dedicar el esfuerzo y empeño que he puesto en la realización de este trabajo de principio a fin, a ustedes que siempre han guiado mi camino. Agradeciéndoles infinitamente el ser mi motivación diaria para todo lo que hago.

A mis maestros y asesores:

Por brindarme los conocimientos adquiridos a lo largo de mi formación profesional que fueron fundamentales para la realización de este trabajo. A mi asesor externo el Dr. Lubanski Fragoza por su ayuda y apoyo a lo largo de mi estancia en la refinería. A mi asesor, el Ing. Marco Antonio Mazariegos por el tiempo invertido en la revisión de mi trabajo, así también a mis revisores: Ing. Juan José Solís, Ing. Wilbert M. Blanco e Ing. Leonardo Gómez, muchas gracias.

A USTEDES MI MÁS SINCERO AGRADECIMIENTO.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
JUSTIFICACIÓN	3
OBJETIVOS	
Objetivo general	4
Objetivos específicos	4
PROBLEMÁTICA A RESOLVER	6
ALCANCE Y LIMITACIONES	7

CAPÍTULO 1.

CARACTERÍSTICAS DEL ÁREA EN LA QUE SE PARTICIPÓ

1.1 Descripción de la empresa	8
1.2 Localización.....	10
1.3 Misión.....	11
1.4 Visión.....	11
1.5 Áreas de la refinería	11

CAPÍTULO 2.

FUNDAMENTO TEÓRICO

2.1 Descripción general del proceso de hidrodesulfuración.....	14
2.2.1 Variables del proceso.....	15
2.2 Intercambiadores de calor	16
2.2.1 Intercambiadores de Tubo y Coraza	17
2.2.1.1 Uso de los intercambiadores de calor	18
2.2.1.2 Tipos de intercambiadores de calor	18
2.2.2 Tubos	24
2.2.3 Coraza	25
2.2.4 Espejo	25
2.2.5 Deflectores.....	26

2.3	Ensuciamiento en los intercambiadores de calor	26
2.3.1	Problemas en intercambiadores de calor relativos al ensuciamiento.	27
2.3.2	Mecanismos de ensuciamiento	28
2.3.3	Modelos de cálculo del ensuciamiento.....	30
2.3.3.1	Modelos a casos específicos.....	32
2.4	Evaluación térmica a equipos de transferencia de calor.....	36
2.4.1	Flujo de calor intercambiado	36
2.4.2	Diferencia de temperaturas media logarítmica LMTD	37
2.4.3	Tasa de capacidad calorífica	38
2.4.4	Eficiencia térmica	39
2.4.4.1	Eficiencia térmica en función de las temperaturas	39
2.4.4.2	Eficiencia térmica en función de la efectividad-NTU.....	39
2.4.5	Monitoreo del ensuciamiento.....	40
2.4.5.1	Resistencia térmica total al ensuciamiento (Rd) ó factor de ensuciamiento.	40
2.4.5.2	Índice de ensuciamiento, IF.	41
2.4.5.3	Factor de limpieza, CF.	43
2.5	Mantenimiento a intercambiadores de calor de tubo y coraza.....	44
2.5.1	Normas generales en el mantenimiento	46
2.5.2	Métodos de limpieza de intercambiadores de calor.....	47
2.5.2.1	Limpieza exterior del intercambiadores del calor y del haz de tubos	47
2.5.2.2	Limpieza interior del intercambiador de calor (Extracción de núcleo)	48
2.5.3	Precauciones durante el mantenimiento.....	49
2.5.4	Localización de fugas	50

CAPÍTULO 3.

UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS

3.1	Descripción del flujo.....	51
3.2	Bases de diseño	52

CAPÍTULO 4.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y DE EQUIPOS DE LA SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO Y REACCIÓN

4.1 Descripción del proceso	55
4.2 Descripción de los equipos.....	56
4.2.1 Intercambiadores de calor EA401 A-B-C-D56	56
4.2.2 Calentador BA401	59
4.2.3 Reactor DC401	60

CAPÍTULO 5.

MONITOREO Y EVALUACIÓN DE LOS TRENES DE PRECALENTAMIENTO DE LA SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO Y REACCIÓN

5.1 Descripción de las actividades realizadas para el monitoreo y evaluación.....	62
5.2 Recopilación de datos en condiciones actuales de la planta.....	63
5.2.1 Obtención de datos mediante el sistema PI	64
5.2.2 Obtención de datos en campo	65
5.2.3 Condiciones operacionales de la planta.....	65
5.3 Caracterización de los flujos.....	71
5.3.1 Caracterización de los flujos empleando la simulación	72
5.3.1.1 Datos empleados para la simulación	72
5.3.1.2 Simulación de los flujos de la sección de precalentamiento	76
5.4 Análisis de las condiciones operacionales actuales de la sección de precalentamiento y reacción.....	80
5.4.1 Análisis de temperaturas del tren de precalentamiento en base a diseño.....	81
5.4.2 Análisis de temperaturas del calentador en base a diseño	82
5.5 Determinación de la LMTD corregida	83
5.6 Determinación de la eficiencia térmica	85

5.6.1 Determinación de la eficiencia térmica en función de las temperaturas	85
5.6.2 Determinación de la eficiencia térmica en función de efectividad-NTU.....	86
5.7 Monitoreo del ensuciamiento en la sección de precalentamiento y reacción	90
5.7.1 Monitoreo del ensuciamiento mediante la resistencia térmica y el índice de ensuciamiento IF.	90
5.7.2 Monitoreo del ensuciamiento mediante el diferencial de presiones y flujo volumétrico, Factor limpieza	95

CAPÍTULO 6. RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

6.1 Resultados.....	99
6.2 Análisis de los resultados	104

CAPÍTULO 7. CONCLUSIONES

7.1 Conclusiones.....	106
-----------------------	-----

BIBLIOGRAFÍA	107
---------------------------	------------

ANEXOS

Anexo 1. Hoja de datos de los intercambiadores de calor	110
Anexo 2. Álbum fotográfico	111

NOMENCLATURA

A	Área de transferencia de calor (m^2)
Cp	Calor específico del fluido ($J\ kg^{-1}\ K^{-1}$)
Ft	Factor de obstrucción o diferencia.
h	Coefficiente de convección ($W\ m^{-2}\ K^{-1}$)
H	Coefficiente de convección de la corriente mcp mas alta ($W\ m^{-2}\ K^{-1}$)
IF	Índice de ensuciamiento
LMTD	Diferencia de temperatura media (K)
m	Flujo másico ($kg\ s^{-1}$)
NTU	Número de unidad de transferencia
Q	Calor transferido (kcal/hr)
R	Relación global de calor mínimo y máximo de las corrientes.
V	Flujo de volumen de un fluido (BPD)
P	Presión
Δ	Diferencial de presión
T	Temperatura (K)(C)
ΔT	Diferencial de temperaturas (C)
U	Coefficiente global de transferencia de calor ($W\ m^{-2}\ K^{-1}$)
ε	Eficiencia de intercambiador de calor
Rd	Resistencia al ensuciamiento térmica global ($Km^{-2}\ W^{-1}$)
Rf	Resistencia al ensuciamiento, sucio
Rc	Resistencia al ensuciamiento, limpio
CF	Factor de limpieza

ÍNDICES

1.- Entrada	f.- Sucio	Máx.- máxima
2.- Salidas	h.- Caliente	Min.- mínimo
c.- Frío	i.- Dentro del tubo	o.- Tubo exterior
cl.- Limpio	j.- Intercambiador	
d.- Diseño	de calor específico	
m.- Medido	en la red	

ABREVIACIONES

abs	Absoluta
API	American Petroleum Institute
BPD	Barriles por día
Ec	Ecuación
Fig	Figura
HC	Hidrocarburo
HDS	Hidrodeshidrosulfuración
HDS-N	Hidrodeshidrosulfuradora de Naftas
IMP	Instituto Mexicano del Petróleo
LB	Limite de Batería
man	Manométrica
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
SICOLAB	Sistema de Control de Laboratorios
TEMA	Tubular Exchanger Manufacturers Association, Inc.
Φ	Diámetro

ESPECIES QUÍMICAS.

Co	Cobalto
DEA	Dietanolamina
H₂S	Ácido sulfhídrico
LPG	Gas Licuado de petróleo (GLP)
Mo	Molibdeno
Ni	Níquel

LISTA DE FIGURAS

- Figura 1.** Localización de la refinería, Ing. Antonio Dovalí Jaime.
- Figura 2.** Designación TEMA.
- Figura 3.** Intercambiador de tubo y coraza, tipo BFU.
- Figura 4.** Intercambiador de calor en paralelo
- Figura 5.** Intercambiador de un solo paso e intercambiador de múltiple paso.
- Figura 6.** Disposiciones más comunes para los tubos de intercambiadores.
- Figura 7.** Detalles de deflector segmentado
- Figura 8.** Curvas típicas de ensuciamiento.
- Figura 9.** Factor de corrección para un intercambiador de calor con dos pasos en la coraza y un múltiplo de dos de lado tubos.
- Figura 10.** Diagrama de una extracción de núcleos para el mantenimiento de intercambiadores de calor
- Figura 11.** Diagrama de proceso de la planta hidrodesulfuradora de naftas U400.
- Figura 12.** Distribución de los tubos en los intercambiadores de calor. Triangular.
- Figura 13.** Visualización del sistema PI en una hoja de datos de Excel.
- Figura 14.** Pirómetro Fluke 568, utilizado para la medición en campo.
- Figura 15.** Gráfica de la tendencia de las cargas de alimentación a la sección de precalentamiento de abril del 2011 a abril 2012.
- Figura 16.** Diagrama de la sección de precalentamiento y reacción. Corriente fría y caliente.
- Figura 17.** Curva de destilación D-86 al 90% de la gasolina amarga.
- Figura 18.** Curva de destilación D-86 al 90%del producto de la unidad, gasolina dulce.
- Figura 19.** Mezclador de corrientes
- Figura 20.** Simulación de la corriente fría. Mezcla de gasolina amarga y gas rico en hidrogeno.
- Figura 21.** Simulación de la corriente caliente. Efluentes del reactor.
- Figura 22.** Temperaturas de los trenes de precalentamiento A/B y C/D de lado coraza.

Figura 23. Temperaturas de los trenes de precalentamiento A/B y C/D de lado tubos.

Figura 24. Gráfica de la diferencia media logarítmica, LMTD corregida de la sección de precalentamiento AB y CD.

Figura 25. Eficiencia térmica de los trenes de precalentamiento, basado en las temperaturas

Figura 26. Evaluación de la eficiencia térmica en función de la efectividad-NTU.

Figura 27. Resistencia térmica al ensuciamiento en el tren de precalentamiento AB.

Figura 28. Resistencia térmica al ensuciamiento en el tren de precalentamiento CD.

Figura 29. Índice de ensuciamiento de los trenes de precalentamiento AB y CD.

Figura 30. Factor de limpieza (CF) de los trenes de precalentamiento AB y CD.

Figura 31. Representación del factor C, en la sección de precalentamiento, trenes AB y CD.

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Promedios mensuales de la carga de alimentación total a la sección de precalentamiento y reacción.

Tabla 2. Promedios mensuales de la carga al tren de precalentamiento AB

Tabla 3. Promedios mensuales de la carga al tren de precalentamiento CD

Tabla 4. Promedios mensuales de las temperaturas en el tren de precalentamiento AB.

Tabla 5. Promedios mensuales de las temperaturas en el tren de precalentamiento CD

Tabla 6. Datos empleados para la caracterización de la gasolina amarga para el simulador.

Tabla 7. Datos empleados para la caracterización del gas rico en hidrogeno para la simulación.

Tabla 8. Datos empleados para la caracterización de la gasolina hidrotratada o dulce para la simulación

Tabla 9. Datos empleados para la caracterización del gas amargo para la simulación.

Tabla 10. Datos empleados para la caracterización de pentanos y hexanos para la simulación.

Tabla 11. Resultados de la simulación de la corriente fría. Entrada a la sección de precalentamiento.

Tabla 12. Resultados de la simulación de la corriente caliente. Efluente del reactor y entrada lado tubos a los trenes de precalentamiento.

Tabla 13. Comparación del diferencial de temperaturas de los trenes de precalentamiento en operación y a diseño.

Tabla 14. Comparación del diferencial de temperaturas del calentador BA-401 en operación y a diseño.

Tabla 15. Diferencias medias logarítmicas. Diferencia de temperaturas globales en los trenes de precalentamiento AB y CD.

Tabla 16. Eficiencia térmica en función de las temperaturas en el tren AB.

Tabla 17. Eficiencia térmica en función de las temperaturas en el tren CD.

Tabla 18. Eficiencia térmica en función de la efectividad y NTU, para el tren AB.

Tabla 19. Eficiencia térmica en función de la efectividad y NTU, para el tren CD.

Tabla 20. UA en condiciones medidas en el tren de precalentamiento AB.

Tabla 21. UA en condiciones medidas en el tren de precalentamiento CD.

Tabla 22. UA en condiciones limpias, del tren de precalentamiento AB.

Tabla 23. UA en condiciones limpias, del tren de precalentamiento CD.

Tabla 24. Resistencia al ensuciamiento en el tren de precalentamiento AB.

Tabla 25. Resistencia al ensuciamiento en el tren de precalentamiento CD.

Tabla 26. Índice de ensuciamiento del tren de precalentamiento AB.

Tabla 27. Índice de ensuciamiento del tren de precalentamiento CD.

Tabla 28. Diferenciales de temperatura de la sección de precalentamiento.

Tabla 29. Factor de limpieza del tren de precalentamiento AB.

Tabla 30. Factor de limpieza del tren de precalentamiento CD.

Tabla 31. Factor C lado tubos en el tren de precalentamiento AB.

Tabla 32. Factor C, lado tubos en el tren de precalentamiento CD.

INTRODUCCIÓN

La energía representa la mayor participación en los costos de operación de una industria. El uso de energía está directamente relacionado con la eficiencia térmica de equipos de transferencia de calor, así como en el diseño de procesos, la operación y el control de los mismos.

En la industria de la refinación las redes de intercambiadores de calor tienen una función muy importante, que es recuperar el calor del proceso y por lo tanto ahorrar energía de la planta. Sin embargo, muchos intercambiadores de calor utilizados para este fin, están sometidos a un alto riesgo de ensuciamiento por las condiciones particulares del flujo y las variables del proceso. En condiciones de suciedad, el rendimiento térmico de estos equipos de transferencia de calor es continuamente reducido y su supervisión se convierte en una tarea importante, por ello, el interés de la industria en el seguimiento y en la minimización de este problema.

Como resultado de esta problemática, la investigación de la eficiencia térmica y los métodos de monitoreo han aumentado favorablemente y han conducido a una mejor comprensión de los mecanismos que favorecen el proceso de ensuciamiento, así como la aparición de herramientas que permitan darle seguimiento al problema, que no sólo afecta a la eficiencia de los intercambiadores de calor, si no a la reducción de la transferencia de calor que debe ser recompensada con la adición de energía en el calentador, y por lo tanto un consumo de combustible mayor.

Según Bailey (1999), en las industrias de proceso de los Estados Unidos, los costos del problema de ensuciamiento en redes de intercambiadores de calor superan los 5 mil millones de dólares al año en pérdidas de producción, de costos energéticos y de mantenimiento. Sólo en la industria petrolera, en específico en la industria de refinación, el costo estimado que tiene Estados Unidos a raíz del ensuciamiento es en torno a dos mil millones de dólares al año.

En el presente trabajo se discute, y se comparan los métodos de evaluación de eficiencia térmica, así como los métodos de monitoreo del ensuciamiento presentados por diversos autores [M.A.S. Jerónimo, L.F. Melo, A.S. Braga, P.J.B.F. Ferreira, C. Martins, Monitoring the thermal efficiency of fouled heat exchangers – A simplified method, (1997)], [Dillip Kumar Mohanty, Pravin M. Singru. Use of C-factor for monitoring of fouling in a shell and tube heat exchanger, *Energy*, (2011)] para la determinación de la metodología más adecuada. Dicha comparación estará basada en las condiciones operacionales de la sección de precalentamiento y reacción, de la refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime, en la ciudad de Salina Cruz, Oaxaca.

JUSTIFICACIÓN

La unidad hidrodesulfuradora de naftas, está diseñada para procesar 28,500 BPD de gasolina amarga y tiene como objetivo el eliminar los compuestos de azufre y nitrógeno fundamentalmente, esto mediante el proceso de hidrodesulfuración. Para preparar la carga de gasolina dulce a la reformadora como producto principal de esta unidad, así como otros subproductos como pentanos y hexanos que se envían a la unidad reformadora, lpg (Gas licuado de petróleo) y gas amargo. El proceso de hidrodesulfuración está dividido en tres importantes secciones; La sección de precalentamiento y reacción, la sección de compresión y la sección de fraccionamiento.

En la sección de precalentamiento y reacción, la carga de gasolina amarga es mezclada con una corriente rica en hidrógeno con destino a los equipos de transferencia de calor, con el objetivo de aumentar la temperatura de la carga que posteriormente entrara al calentador a fuego directo, donde recibe la temperatura requerida por el reactor, para efectuar las reacciones químicas del proceso. Los equipos de transferencia de calor ubicados en la sección de precalentamiento están distribuidos en dos trenes AB y CD, los cuales presentan disminuciones en su eficiencia térmica en periodos cortos de tiempo, así como problemas de ensuciamiento en el área de transferencia de calor, debido a la baja de eficiencia térmica de los equipos de transferencia de calor, se incrementa la carga térmica al calentador, forzándolo a operar en sus límites de diseño permisibles. Esta condición conduce a un deterioro exponencial de los tubos, soportes, refractarios y paredes del calentador. El riesgo de que los equipos implicados en el problema de baja de eficiencia térmica y ensuciamiento, fallen es elevado, causando consecuencias graves en la operación de la planta, pérdidas económicas por las interrupciones operativas no programadas, así también mayor consumo de combustible en el calentador, por consecuencia mayores emisiones de CO₂ al medio ambiente, que se resume en menor rentabilidad a la refinería.

OBJETIVOS

Objetivo general

Hacer una comparación de los diferentes métodos de evaluación de la eficiencia térmica y monitoreo del ensuciamiento en los intercambiadores de calor, para así seleccionar el más eficiente y el que más se adecúe a las condiciones operacionales de la sección de precalentamiento y reacción en la unidad hidrodesulfuradora de Naftas, prediciendo el momento óptimo en el que los intercambiadores de calor deben pasar a mantenimiento.

Objetivos específicos

- Recopilar datos operacionales y de diseño de la sección de precalentamiento y reacción, incluyendo las que tienen medición en campo y elaborar una de una base de datos.
- Caracterizar los flujos de la sección de precalentamiento y reacción, para generar una base de datos de referencia de las corrientes que entran a los trenes de precalentamiento, mediante la simulación en condiciones de operación.
- Analizar las temperaturas de la sección de precalentamiento y reacción, así también, hacer la comparación en base al diseño de los equipos de transferencia de calor.
- Analizar las temperaturas del calentador a fuego directo. Comparar en base al diseño del equipo.
- Evaluar la eficiencia térmica en función de las temperaturas de los trenes de precalentamiento, así también la comparar esta, mediante una evaluación de eficiencia térmica usando el método de efectividad y NTU.
- Monitorear el ensuciamiento en los equipos de transferencia de calor (Intercambiadores **EA401 A/B/C/D**), mediante el índice de ensuciamiento y comparar con el coeficiente de limpieza, para identificar el método más adecuado a las condiciones de operación de la sección de precalentamiento y reacción.

- Comparar los diferentes resultados de eficiencia térmica y ensuciamiento de los intercambiadores de calor obtenidos por diferentes métodos y evaluarlos de acuerdo a las características particulares del equipo y a la información requerida para obtener bases firmes acerca del método y su adecuada elección.
- Elaborar la metodología más eficiente de evaluación y monitoreo del ensuciamiento, para predecir con predicción el momento óptimo para efectuar el mantenimiento de los intercambiadores de calor en los trenes de precalentamiento.

PROBLEMÁTICA A RESOLVER

La sección de precalentamiento y reacción de la unidad hidrodesulfuradora de naftas, en sus dos trenes de precalentamiento ha venido operando con una baja eficiencia, como consecuencia del ensuciamiento que tiene lugar en el área de transferencia de calor, motivo por el cuál la carga al calentador **BA401** presenta temperaturas bajas, presentándose como consecuencia los siguiente problemas

- Baja transferencia de calor en los trenes de precalentamiento.
- Aumento de la carga térmica de operación del calentador superior a la especificada por el diseño.
- Aumento del consumo de gas combustible al calentador **BA401**, ya que la energía suministrada al calentador se encuentra por encima del valor de diseño.
- Mayores emisiones de CO₂ a la atmósfera.
- Alta probabilidad de fallas y disminución del período de vida de los equipos.
- Paros operacionales no programados, que se resume en pérdidas económicas.

Por ello, es importante la evaluación de la eficiencia térmica, y el monitoreo del ensuciamiento en los equipos de transferencia de calor, aunque para ello es necesario que dicha metodología este basada en las condiciones actuales de operación y adecuada a las condiciones y características de la sección de precalentamiento.

Realizando el mantenimiento a dichos equipos, en el momento óptimo que le permita seguir operando en los rangos de eficiencia adecuados, preservando los equipos en óptimas condiciones se resumirá en una mayor rentabilidad a la refinería y estabilidad operacional.

ALCANCE Y LIMITACIONES

Alcances

- El análisis térmico tendrá un periodo histórico de 395 días, de 01 de abril del 2011 al 30 de abril 2012.
- El análisis comprenderá los intercambiadores de calor **EA401 A/B/C/D** de la sección de precalentamiento y reacción, entradas y salidas de lado coraza y tubos de los equipos, sin tomar en cuenta generalidades del calentador **BA-401** y el reactor **DC401** también parte de la sección.
- Evaluación de la eficiencia térmica en la sección de precalentamiento y reacción, en los trenes de los equipos de transferencia de calor **EA401-A** y **EA401-B**, así también en el tren de **EA401-C** y **EA401-D**; en función de las temperaturas y por el método de efectividad-NTU.
- Monitoreo del ensuciamiento en los trenes de precalentamiento AB y CD mediante el índice de ensuciamiento de Jerónimo, (1997) y en comparación con el factor de limpieza de Dillip Kumar, (2011) para identificar el método que se adecue a las condiciones de operación.
- Comparación y análisis de los métodos de evaluación y monitoreo. Elaboración de metodología adecuada para el mantenimiento en el momento óptimo.

Limitaciones

- Falta de sensores de temperatura en la entrada (lado coraza) de los trenes de precalentamiento.

La poca información que se tiene acerca de los tubos trenzados (twisted) y de arreglo triangular y en específico por la característica de 2 pasos por tubos y dos pasos por coraza, como tipo de intercambiador de calor, BFU en cuanto a TEMA.

CAPÍTULO 1. CARACTERÍSTICAS DEL ÁREA EN LA QUE PARTICIPO.

1.1 Descripción de la empresa.

Petróleos Mexicanos es la mayor empresa de México y de América Latina, y el mayor contribuyente fiscal del país, siendo de las pocas empresas petroleras del mundo que desarrolla toda la cadena productiva de la industria, desde la exploración, hasta la distribución y comercialización de productos finales. Pemex opera por conducto de un corporativo y cuatro organismos subsidiarios:

- Pemex Exploración y Producción
- Pemex Refinación
- Pemex Gas y Petroquímica Básica
- Pemex Petroquímica

Con el objetivo de elaborar los productos petrolíferos que cubran parte de la demanda nacional, 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 inició 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.

La Subdirección Comercial de Pemex Refinación realiza la planeación, administración y control de la red comercial, así como la suscripción de contratos con inversionistas privados mexicanos para el establecimiento y operación de las Estaciones de Servicio integrantes de la Franquicia Pemex para atender el mercado al menudeo de combustibles automotrices. **[16]**

La refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime, perteneciente de PEMEX REFINACIÓN, desde sus inicios de operación se encuentra en constante crecimiento, se ubica como la más grande del sistema petrolero de refinación en el contexto nacional,

con capacidad para procesar 330,000 BPD de crudo. 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, Ver. Parte de este crudo se envía través de dos oleoductos de 30 y 48 pulgadas de diámetro, hasta la refinería.

El crudo, sea para su procesamiento o para exportación, se almacena en tanques de 100, 200 y 500 mil barriles, 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, querosina primaria, turbosina primaria, diésel primario, aceite cíclico ligero, gasóleos, residuos catalíticos, aceite recuperado y 66 para productos finales: butano-butileno, propileno, gas lpg, gasolina pemex magna, turbosina, diésel desulfurado, pemex diésel, combustóleo, tame y mtbe.

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. 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 buquetanques se exporta el petróleo crudo y se transporta combustible a los estados mexicanos localizados en el litoral del pacífico.

1.2 Localización

La refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” se encuentra ubicada en el golfo de Tehuantepec, cuenta con una superficie total de 767 hectáreas localizadas a cinco kilómetros al noreste de la ciudad y puerto de Salina Cruz, Oaxaca. Con un clima Tropical Sub-húmedo, Temperatura Media 30°C y Vientos Dominantes de Noreste a Suroeste.

El municipio de Salina Cruz se ubica sobre la costa del Océano Pacífico, en una latitud Norte 16°09'30" y longitud Oeste 95°01'30", y está catalogado como puerto de altura y de gran cabotaje. 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.



Fig. 1. Localización de la refería, Ing. Antonio Dovalí Jaime (*Google Earth, 2012*)

1.3 Misión

Hidrodesulfurar naftas, destilados intermedios y reformar la gasolina dulce con la calidad que demanda Pemex Refinación para cumplir con sus compromisos, apegados al marco que establece nuestra política del sistema integral de administración.

1.4 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 y de Pemex Refinación por contribuir al objetivo común de alcanzar el éxito.

1.5 Áreas de la refinería

La Refinería se encuentra dividida en 11 sectores que conforman la superintendencia general de operación, dentro de los cuales se encuentran las 26 plantas, Subestaciones de energía eléctrica, torres de enfriamiento, Almacenamiento y efluentes.

El sector en el que fue desarrollado el proyecto es el sector 3, correspondiente a la planta de hidrodesulfuración No. 1. En el sector 3 se encuentran ubicadas seis unidades: La unidad regeneradora continúa de catalizador U-300, la unidad reformadora de naftas U-500, la unidad de tratamiento y fraccionamiento U-600, Las unidades hidrodesulfuradoras de destilados intermedios U-700 y U-800, así como la unidad en la que tiene lugar la sección de precalentamiento y reacción que será motivo de análisis y evaluación, la unidad Hidrodesulfuradora de naftas U-400.

SECTOR	PLANTA PRINCIPAL	PLANTAS QUE CONFORMAN EL SECTOR	
SECTOR # 1	Primaria # 1	PP-1	Primaria # 1
		AV-1	Alto vacío # 1
SECTOR # 2	Catalítica #1	FCC-1	Catalítica # 1
		AZ-1	Azufre# 1
		SPL-1	Propano-propileno # 1
SECTOR # 3	Hidros # 1	U-300	Regeneradora continua de catalizador.
		U-400-1	Hidrosulfuradora de naftas -1
		U-500-1	Reformadora de naftas -1
		U-600-1	Tratamiento y fraccionamiento de HC'S-1
		U-700-1	Hidrosulfuradora de dest. intermedios .-1
		U-800-1	Hidrosulfuradora de dest. intermedios.-2
SECTOR # 4	Boyal	BOYAL	Bombes y almacenamiento
		LPG	Almacenamiento de LPG
SECTOR # 5	500 MIL	500 MIL	Tanquería de 500 MIL Bls.
		EFLU	Efluentes
SECTOR # 6	Servicios Princ. #1	SP-1	CB-1, CB-2, TG-1, TG-2, TE-101, CB-6, UDAS-1 Y Deaeradores V-105-A-B
SECTOR # 7	Primaria # 2	PP-2	Primaria # 2
		AV-2	Alto vacío # 2
SECTOR # 8	Servicios Princ. #2	SP-2	CB-3, CB-4, CB-5, TG-3, TG-4, TE-102, UDAS-2 Y Deaeradores V-105-C-D
SECTOR # 9	Hidros # 2	U-200	Regeneradora de catalizador -2
		U-400	Hidrosulfuradora de naftas -2
		U-500	Reformadora de naftas -2
		U-600-2	Tratamiento y fraccionamiento de HC'S-2
		U-700-2	Hidrosulfuradora de dest. Intermedios 3
		U-800-2 (U-900)	Hidrosulfuradora de dest. Intermedios 4 Isomerización

SECTOR #10	Catalítica #2	FCC-2	Catalítica # 2
		AZ-2	Azufre # 2
		SPL-2	Propano-propileno # 2
SECTOR #11	Alquilación	ALQ	Alquilación
		TAME	Tame (ter-amil-metil-eter)
		MTBE	Mtbe (éter metil terbutílico).
		VISC	Reductora de viscosidad
		AZ-3	Azufre # 3

CAPÍTULO 2. FUNDAMENTO TEÓRICO

2.1 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.

La hidrodesulfuración, es una mejora en la gasolina que se logra con poca o ninguna pérdida del producto. Para llevar a cabo lo anterior, la carga o flujo es mezclada con una corriente rica en hidrogeno, que va directamente a los dos trenes de precalentamiento, y así posteriormente el flujo precalentando pasa al calentador a fuego directo antes de entrar al rector donde se realizan las reacciones químicas de hidrodesulfuración y endulzamiento de la gasolina amarga. La hidrogenación se lleva a cabo a través de un lecho fijo de catalizador cuyos principios activos son molibdeno (Mo), níquel (Ni). Las reacciones que se efectúan son las siguientes:

1. Saturación de olefinas con producción de parafinas y naftenos.
2. Hidrogenación de los compuestos de azufre con producción de parafinas y H_2S .
3. Hidrogenación de los compuestos de nitrógeno con producción de parafinas y amoníaco.
4. 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 $350^{\circ}C$ y bajo una presión de 55.6 Kg/Cm^2 man.

2.1.1 Variables del proceso.

Las principales variables de operación que afectan a las reacciones de hidrotratamiento en el proceso general son: Temperatura, Presión, la relación espacio-velocidad y la relación molecular hidrogeno-hidrocarburos.

- Temperatura.

Incrementando la temperatura se aumentan las velocidades de reacción con hidrógeno. 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. La temperatura mínima debe ser la que permita un adecuado hidrotratamiento de la carga. Esta temperatura se encuentra en el rango de 290 °C a 300 °C para un 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 número de moles de hidrógeno dividido entre el número de moles de hidrocarburos. Mientras mayor sea esta relación, menor será el depósito de carbón; de aquí que una alta relación de hidrógeno/hidrocarburos mejora las reacciones de hidrogenación. De la cantidad total de hidrógeno 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.

2.2 Intercambiadores de calor.

Un intercambiador de calor es un dispositivo diseñado para transferir calor de un fluido a otro, sea que estos estén separados por una barrera o que se encuentren en contacto. Son equipos importantes en instalaciones de procesos, centrales termoeléctricas, refinerías, etc. Un entendimiento básico de los componentes mecánicos de los intercambiadores de calor es necesario para comprender cómo funcionan y operan para un adecuado desempeño. [22]

Los intercambiadores de calor son equipos que permiten remover calor de un punto a otro de manera específica en una determinada aplicación. Se presentan los tipos de intercambiadores de calor en función del flujo: flujo paralelo; contraflujo; flujo cruzado y en función de su construcción: tubo y coraza; placas, y se comparan estos. Se presentan también los intercambiadores de paso simple, de múltiples pasos, intercambiador de calor regenerador e intercambiador de calor no regenerativo.

Entre las principales razones por las que se utilizan los intercambiadores de calor se encuentran las siguientes:

- Calentar un fluido frío mediante un fluido con mayor temperatura.
- Reducir la temperatura de un fluido mediante un fluido con menor temperatura.
- Llevar al punto de ebullición a un fluido mediante un fluido con mayor temperatura.

- Condensar un fluido en estado gaseoso por medio de un fluido frío.
- Llevar al punto de ebullición a un fluido mientras se condensa un fluido gaseoso con mayor temperatura.

En los intercambiadores de calor la mayoría de los fluidos utilizados no están en contacto entre ellos, el calor es transferido del fluido con mayor temperatura hacia el de menor temperatura al encontrarse ambos fluidos en contacto térmico con las paredes metálicas que los separan.

2.2.1 Intercambiador de calor de tubo y coraza.

Los intercambiadores de calor de tubo y coraza son equipos de transferencia de calor ampliamente utilizados en la industria química y con las consideraciones de diseño mejor definidas. Consisten en una estructura de tubos colocados en el interior de un casco de mayor diámetro. Si bien los intercambiadores de calor se presentan en una inimaginable variedad de formas y tamaños, existen consideraciones de diseño que están estandarizadas por The Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA).

Los intercambiadores de calor de tubo y coraza, consisten en un conjunto de tubos en un contenedor llamado carcasa. El flujo de fluido dentro de los tubos se le denomina comúnmente flujo interno y aquel que fluye en el interior del contenedor como fluido de carcasa o fluido externo. En los extremos de los tubos, el fluido interno es separado del fluido externo de la carcasa por la(s) placa(s) del tubo. Los tubos se sujetan o se sueldan a una placa para proporcionar un sello adecuado.

En sistemas donde los dos fluidos presentan una gran diferencia entre sus presiones, el líquido con mayor presión se hace circular típicamente a través de los tubos y el líquido con una presión más baja se circula del lado de la carcasa. Debido a los costos en los materiales, los tubos del intercambiador de calor se pueden fabricar para soportar presiones más altas que la cáscara del cambiador con un costo mucho más bajo. [14]

2.2.1.1 Uso de los intercambiadores de tubo y coraza.

Son diversos los usos que se le pueden acreditar a cada uno de los tipos de intercambiadores existentes, pero en general, los intercambiadores son usados para recuperar calor entre dos corrientes en un proceso.

Para los intercambiadores de calor de coraza y tubos, algunos de los usos que se conocen son los siguientes:

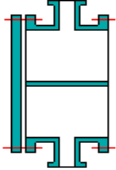

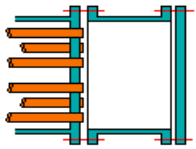
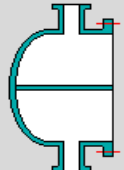
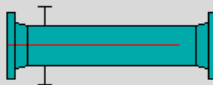
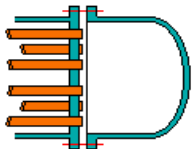
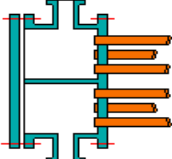
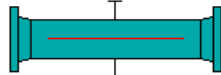
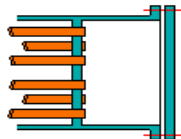
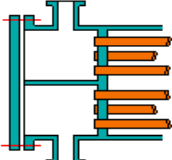

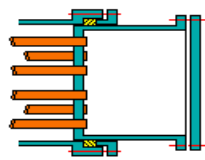
- Vapor/Agua, para condensar vapor y/o calentar agua.
- Aceite/Agua, para enfriar aceite en sistemas de lubricación o hidráulicos y transformadores.
- Vapor/Combustóleo, para calentar combustóleo en tanques de almacenamiento, fosas de recepción y estaciones de bombeo.
- Aire/Agua, para enfriar aire como Post-enfriadores de compresores de aire (after-coolers).
- Refrigerante/Agua, para condensar refrigerantes.
- Intercambiadores de calor para procesos químicos y/o petroquímicos; fabricados en acero al carbón, acero inoxidable y/o aceros especiales.
- Chillers (Intercambiadores de calor para enfriar agua con gas refrigerante para unidades de agua helada).
- Inter – Enfriadores y Post – Enfriadores para compresores Atlas Copco.
- Inter – enfriadores y Post – Enfriadores para compresores Ingellson Rand [13]

2.2.1.2 Tipos de intercambiadores de calor de tubo y coraza.

Un intercambiador de calor de tubo y coraza conforme a TEMA se identifica con tres letras, el diámetro en pulgadas del casco y la longitud nominal de los tubos en pulgadas. La primera letra es la indicativa del tipo del cabezal estacionario. Los de tipo A (Canal y cubierta desmontable) y B (Casquete) son los más comunes. La segunda letra es la indicativa del tipo de casco o coraza. La más común es la E (coraza de un paso) ya que la F al ser de dos pasos es más complicada. Los tipos G, H y J se utilizan para reducir las pérdidas de presión en la coraza. El tipo K es el tipo de rehervidor de caldera utilizado en torre de fraccionamiento.

La tercera letra nos indica el tipo de cabezal del extremo posterior, los de tipo S, T y U son los más utilizados. El tipo S (cabezal flotante con dispositivo de apoyo) el diámetro del cabezal es mayor que el del casco y hay que desmontarlo para sacarlo. El tipo T (Cabezal flotante sin contrabrida) puede sacarse sin desmontar, pero necesita mayor diámetro de casco para la misma superficie de intercambio. El tipo U (haz de tubos en U) es el más económico, para su mantenimiento necesita una gran variedad de tubos en stock.

DESIGNACIÓN TEMA PARA CARACTERIZACIÓN DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR

TIPO DE CABEZAL ESTACIONARIO	TIPOS DE CORAZA	TIPO DE CABEZALES, EXTREMO POSTERIOR
 <p>A Canal y cubierta desmontable</p>	 <p>E Un paso por la coraza</p>	 <p>L De espejo fijo como de cabezal estacionario "A".</p>
 <p>B Casquete (cubierta integrada)</p>	 <p>F 2-pasos por la coraza con deflector longitudinal</p>	 <p>M De espejo fijo como El cabezal estacionario "B".</p>
 <p>C Canal integrado con espejo y cubierta desmontable. Solo: Haz de tubo desmontable.</p>	 <p>G De flujo partido</p>	 <p>N De espejo fijo como el cabezal estacionario "M"</p>
 <p>O Canal integradi con espejo y cubierta desmontable</p>	 <p>H De flujo partido doble.</p>	 <p>P Cabezal flotante con empaque exterior</p>

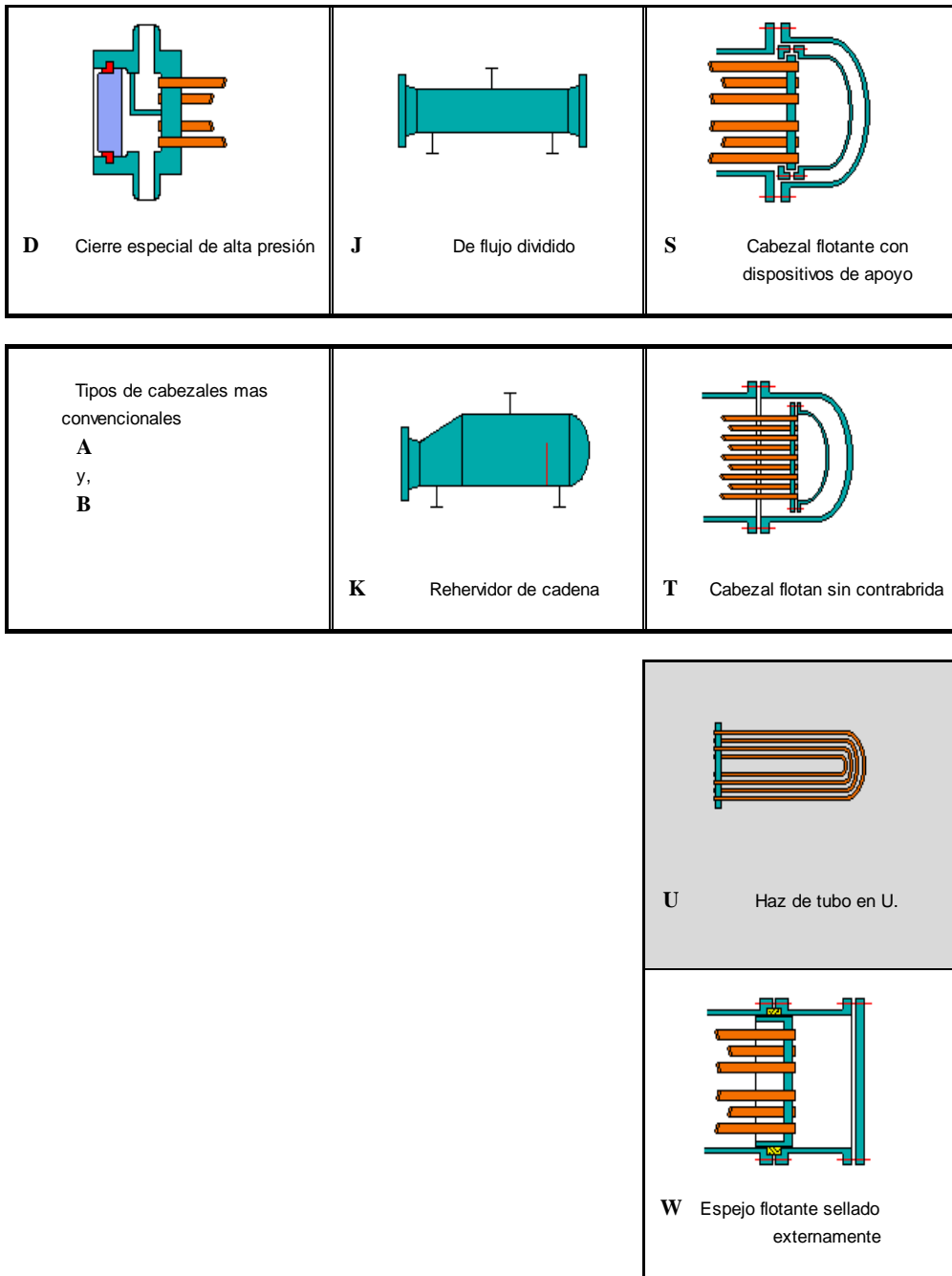


Fig. 2. Designación TEMA, (The Tubular Exchanger Manufacturers Association).

Los intercambiadores de calor de tubo y coraza descritos a continuación en cuanto a TEMA tienen la siguiente descripción de sus componentes:

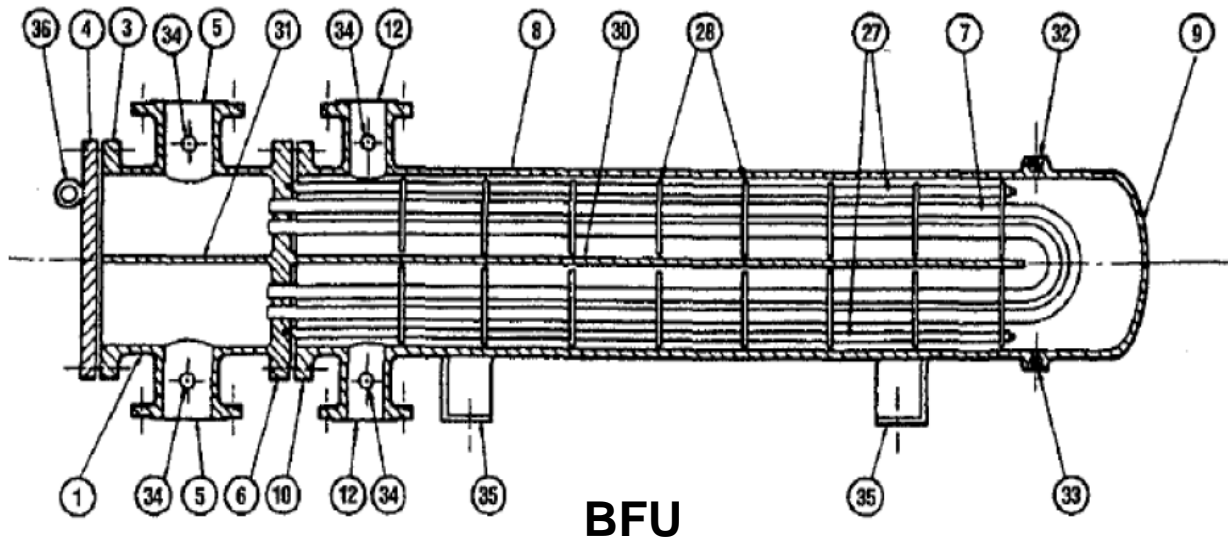


Fig. 3. Intercambiador de tubo y coraza, tipo BFU.

- | | |
|--|---|
| 1.- Cabezal Estacionario, canal | 11.- Brida del casco, extremo del cabezal posterior |
| 2.- Cabezal estacionario, casquete | 12.- Tobera de la coraza |
| 3.- Pestaña de cabezal estacionario, canal o casquete. | 13.- Brida de la cubierta de la coraza |
| 4.- Cubierta de canal | 14.- Junta de expansión |
| 5.- Tobera de cabezal estacionario | 15.- Lamina de cierre tubular del flotador |
| 6.- Lámina estacionaria de tubo | 16.- Cubierta del cabezal del flotador |
| 7.- Tubos | 17.- Brida del cabezal flotador |
| 8.- Coraza o casco | 18.- Dispositivo de apoyo del cabezal flotador |
| 9.- Cubierta del casco | 19.- Anillo de cizalla dividida |
| 10.- Brida del casco, extremo del cabezal estacionario | 20.- brida de apoyo dividida |

- | | |
|--|----------------------------------|
| 21.- Cubierta del cabezal flotador | 30. Desviador longitudinal |
| 22.- Faldón de lámina de cierre tubular del flotador | 31, Separador de paso |
| 23.-Brida del prensaestopas | 32, Conexión de ventila |
| 24.- Empaque | 33,. Conexión de drenaje |
| 25.- Anillo seguidor de empaque | 34.- Conexión de instrumentos |
| 26.- Anillo de cierre hidráulico | 35.- Albardilla de soporte |
| 27.- Bielas y espaciadores | 36.- Talón elevador |
| 28.- Desviadores transversales o placas de apoyo | 27.- Ménsula de soporte |
| 29, Desviador de choque | 28.- Vertedero |
| | 29.-Conexión de nivel de líquido |
- [4]**

Los intercambiadores de calor se presentan en muchas formas, tamaños, materiales de manufactura y modelos, estos son categorizados de acuerdo con características comunes. Una de las características comunes que se puede emplear es la dirección relativa que existe entre los dos flujos de fluido. Estos flujos pueden presentarse en paralelo, contracorriente o en flujo cruzado. Los flujos en contracorriente como se muestra en la figura 4, cada uno de los flujo entra al intercambiador por diferentes extremos, ya que el fluido con menor temperatura sale en contraflujo del intercambiador de calor en el extremo donde entra el fluido con mayor temperatura, la temperatura del fluido más frío se aproximará a la temperatura del fluido de entrada.

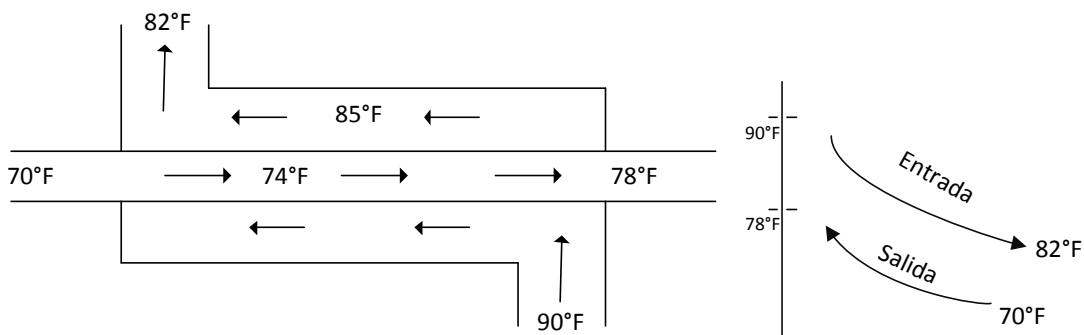


Fig. 4. Flujo de un intercambiador de calor en contracorriente.

En contraste con el intercambiador de calor de flujo paralelo, el intercambiador de contracorriente puede presentar la temperatura más alta en el fluido frío y la temperatura más baja en el fluido caliente una vez realizada la transferencia de calor en el intercambiador.

Una forma más de caracterizar estos equipos de transferencia de calor es por el número de pasos, tanto como en lado tubos como lado coraza. Existen intercambiadores de calor de un solo paso (o de paso simple) y de múltiples pasos. Cuando los fluidos del intercambiador intercambian calor más de una vez, se denomina pasos. Si el fluido sólo intercambia calor en una sola vez, se denomina intercambiador de calor de paso simple o de un solo paso. En la figura (5) se muestra un ejemplo de estos intercambiadores. Comúnmente el intercambiador de múltiples pasos invierte el sentido del flujo en los tubos al utilizar dobleces en forma de "U" en los extremos, es decir, el doblez en forma de "U" permite al fluido fluir de regreso e incrementar el área de transferencia del intercambiador. Un segundo método para llevar a cabo múltiples pasos es insertar baffles o platos dentro del intercambiador.

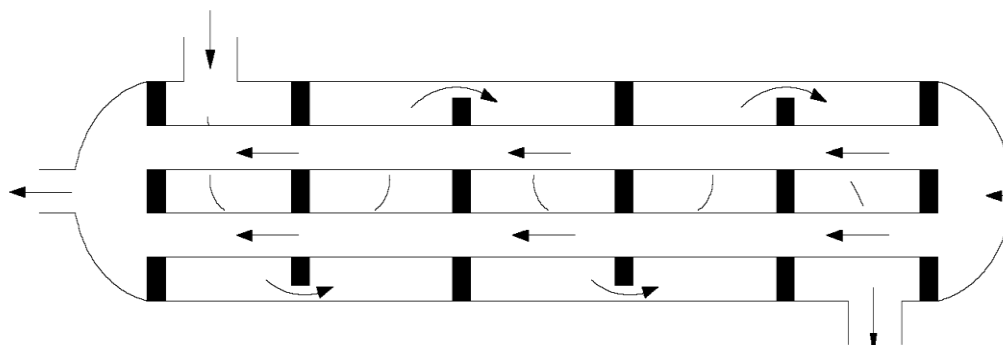


Fig. 5. Intercambiador de pasos múltiples.

2.2.2 Tubos.

Los tubos para los intercambiadores, según los casos, pueden fabricarse en diversos tipos de materiales, como acero, cobre, latón, cobre-níquel, aluminio, aluminio-bronce, aceros inoxidable, etc. El diámetro exterior de los tubos se obtiene dentro de tolerancias dimensionales muy estrictas, con espesores de pared determinados.

En cuanto al espaciado de los tubos, los orificios correspondientes no pueden situarse muy cerca entre sí, ya que ello debilitaría estructuralmente cada cabezal de tubos o espejo. La distancia más corta entre dos orificios adyacentes se denomina claro, y la distancia de centro a centro en tubos adyacentes es el espaciado de los tubos, estando ambas dimensiones casi siempre normalizadas. La disposición de los tubos puede ser triangular o en cuadro, y sus variedades se muestran en la Figura 6.

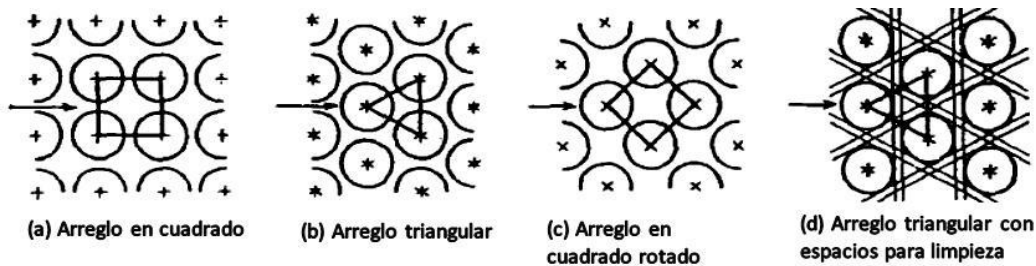


Fig. 6. Disposiciones comunes para los tubos de intercambiadores.

La ventaja del espaciado cuadrado consiste en que los tubos resultan accesibles para la limpieza externa y que tienen una baja caída de presión cuando el fluido fluye en la dirección indicada en la Figura 6(a). En cambio en la disposición triangular se produce mayor turbulencia, debido a que el fluido que circula entre los tubos adyacentes a alta velocidad golpea directamente en la hilera siguiente. Esto supone que cuando la caída de presión y la limpieza son aspectos de menores consecuencias, la disposición triangular es mejor para alcanzar valores altos del coeficiente de transmisión de calor en el lado de la coraza (fuera del haz de tubo), consiguiéndose así coeficientes en torno al 25% mayores que con la disposición en cuadro bajo condiciones similares. [4]

2.2.3 Coraza.

Las corazas de los intercambiadores se fabrican de tubo de acero, con un espesor normalizado y determinado según el diámetro de la coraza y la presión de trabajo correspondiente.

El material más usado para la construcción de las corazas es el acero al carbono. Para diámetros inferiores a 24", se puede construir de tubería comercial. Para más de 24" la coraza se realiza con planchas de acero enrolladas y soldadas. Por cada extremo se sueldan las bridas que llevarán las tapas y las cajas de distribución. Las toberas de entrada y salida se sueldan, o no, con una placa de refuerzo según la presión de servicio. La redondez de la coraza es importante al fijar el diámetro máximo de los deflectores y el efecto de la fuga entre la coraza y el deflector.

2.2.4 Espejos.

Son placas circulares que son barrenadas y ranuradas para la colocación de tubos, empaques, varillas tensoras y el círculo de tornillos para que embone con la coraza (cuando se requiera). Los tubos son sostenidos en su lugar al ser insertados en los orificios del espejo y posteriormente son expandidos o soldados a este. Cuando se desea asegurar que no se produzca el mezclado entre los fluidos debido a fugas en los barrenos del espejo, se puede utilizar espejos dobles (con un considerable aumento en el costo), el espacio entre los espejos queda abierto hacia la atmósfera a fin de que la fuga de cualquiera de los fluidos pueda ser rápidamente detectada. Los orificios en los espejos no deben taladrarse muy cerca uno de otro, ya que una franja demasiado estrecha de metal entre tubos adyacentes debilitaría estructuralmente el cabezal de tubos o espejo.

El espejo, en adición a sus requerimientos mecánicos, deberá soportar el ataque corrosivo de ambos fluidos y deberá ser electroquímicamente compatible con el material de tubos y el material del canal. Normalmente se construyen los espejos de acero inoxidable cuando se van a trabajar con fluidos oxidantes. [4]

2.2.5 Deflectores.

Es claro que se logran coeficientes de transmisión de calor más altos cuando el fluido se mantiene en estado de turbulencia. Para inducir turbulencia fuera del espacio de los tubos, es habitual emplear deflectores que hacen que el fluido circule a través de la coraza a ángulos rectos con el eje de los tubos. Esto causa considerable turbulencia aun cuando por la coraza fluya un caudal pequeño de fluido. La distancia de centro a centro entre dos deflectores consecutivos se denomina espaciado de deflectores, y esta dimensión se determina en función de variables como la masa-velocidad del fluido y el diámetro de la coraza. Hay varios tipos de deflectores que se emplean en los intercambiadores de calor, siendo los más comunes los deflectores segmentados que se muestran en la Figura 7.

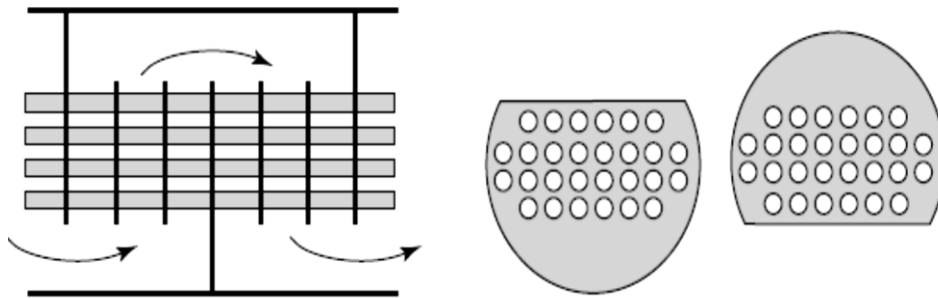


Fig. 7. Detalles de deflector segmentado

2.3 Ensuciamiento en los intercambiadores de calor.

El ensuciamiento en intercambiadores de calor, se refiere a cualquier capa o depósito de materias extrañas en una superficie de transferencia de calor, comúnmente estos materiales tienen baja conductividad térmica (son malos conductores de calor y entorpecen la transferencia de calor), lo que provoca una mayor resistencia a la transferencia de calor, también llamadas incrustaciones.

El material indeseable puede ser de tipo cristales, sedimentos, polímeros, sales inorgánicas, productos de coque, de tipo biológico, productos de corrosión, etc.

Las condiciones que influyen el ensuciamiento son principalmente:

- Parámetros de Operación
 1. Velocidad
 2. Temperatura de superficie
 3. Temperatura del fluido
- Parámetros del intercambiador de calor
 1. Configuración del intercambiador
 2. Material de la superficie
 3. Estructura de la superficie
- Propiedades del fluido
 1. Naturaleza del fluido (composición, propiedades fisicoquímicas)
 2. Sólidos suspendidos
 3. Sólidos disueltos
 4. Gases disueltos
 5. Trazos de los elementos

2.3.1 Problemas en intercambiadores de calor relativos al ensuciamiento.

El ensuciamiento en los equipos de transferencia de calor podría tener los siguientes problemas en operación como:

- Incremento de los costos de mantenimiento.
- Equipo sobre dimensionado y/o redundante.
- Materiales especiales y/o consideraciones de diseño
- Costo adicional de los químicos de limpieza de equipos
- Disposición de soluciones de limpieza peligrosas
- Reducción de la vida útil e incremento de los costos de energía
- Incremento de los costos de regulación ambiental
- Pérdida de capacidad de planta y/o de eficiencia en la recuperación del calor.

Hechos acerca del ensuciamiento:

- Hace 25 años el ensuciamiento de intercambiadores de calor era conocida como “El mayor problema sin resolver de la transferencia de calor”
- El costo total por ensuciamiento, en países altamente industrializados está proyectado en el 0.25% del Producto Interno Bruto (GNP: Gross NationalProduct).
- El costo total anual por ensuciamiento en los Estados Unidos se estima en 18 billones de dólares.
- El costo total anual por ensuciamiento enfocado a intercambiadores de tubo y coraza en industrias de proceso se estima en 6 billones de dólares.

2.3.2 Mecanismos del ensuciamiento.

Hay seis tipos de mecanismo de ensuciamiento que serán nombrados a continuación:

1. Precipitación / Cristalización

Sales inorgánicas disueltas con características de solubilidad inversa, se precipitan. Este es principal mecanismo de ensuciamiento. Por lo tanto, una condición necesaria para un inicio de las precipitaciones es la presencia de la sobresaturación. La precipitación de las sales pueden aparecer en el fluido de proceso, en la capa límite térmica, o en la superficie de interfaz del fluido (película de ensuciamiento). Por lo general ocurre con las soluciones acuosas y otros líquidos de sales solubles donde pueden ser calentados o ser enfriados.

Este tipo de ensuciamiento se caracteriza por el depósito de sales divalentes en sistemas de enfriamiento del agua. Si la capa depositada es dura y tenaz (como a menudo se encuentran con sales de solubilidad inversa como el agua de enfriamiento que contienen sales de dureza), se refiere a menudo como incrustaciones. Si es porosa y blanda, es llamado lodo.

2. Particulación / Sedimentación

Se refiere a la deposición de sólidos suspendidos como productos de corrosión insolubles, arenas, minerales en el agua, partículas de hollín, etc, en un líquido sobre las superficies de transferencia de calor. La sedimentación se produce debido a la gravedad, el resultado de este tipo de ensuciamiento es llamado precipitación del ensuciamiento.

3. Reacción Química

Se refiere de deposición del material de ensuciamiento (precursores de ensuciamiento) producida por reacciones químicas del fluido de proceso, en la capa límite térmico o en la interfaz superficie líquido (película de ensuciamiento). Es común en refinería de petróleo y producción de polímeros.

La superficie de transferencia de calor puede actuar como catalizador en la desintegración catalítica, polimerización y autoxidación. La inestabilidad térmica de algunas especies químicas como asfaltos y proteínas, también induce la deposición de material de ensuciamiento. Generalmente este tipo de ensuciamiento ocurre en puntos calientes localizados en el intercambiador de calor en unidades petróleo y productos lácteos. Este mecanismo de ensuciamiento es consecuencia de una reacción química no deseada, que se produce durante el proceso de transferencia de calor.

4. Ensuciamiento por Corrosión

El material reacciona con el fluido para formar productos de corrosión que son transportados por el líquido a otro punto, donde se adhieren a la superficie de transferencia de calor para formar puntos de nucleación. Las Incrustaciones de corrosión depende de la selección de intercambiador de superficie material y pueden evitarse con la elección de materiales (como aleaciones caros) si se justifica el alto costo.

5. Ensuciamiento Biológico

El ensuciamiento biológico es resultado de la deposición, unión y crecimiento de macro o micro-organismos; este problema se presenta principalmente por corrientes de agua. En general, incrustaciones biológicas pueden dividirse en dos subtipos principales de incrustaciones: microbiana y macrobial. Inicia a nivel micro, usualmente seguida por ensuciamiento a nivel macro. Incrustaciones biológicas son generalmente en forma de un biofilm o una capa mucosa en la superficie que es desigual, filamentoso y deformable pero difícil de eliminar. Dado que este incrustaciones es asociado con los organismos vivos, puede existen principalmente en el rango de temperatura 0 a 908 °C (32 a 1948 °F) y prosperar en el rango de temperatura de 20 a 508 °C (68 a 1228 °F).

6. Solidificación

Formación de hielo, ceras parafinadas. Este mecanismo ensuciamiento se produce a bajas temperaturas.

2.3.3 Modelos de predicción del ensuciamiento.

Para una industria de proceso es un tema de gran interés la evaluación de la eficiencia de sus equipos, así como el estado y las condiciones en las que se encuentran, en que momento y en qué nivel se presenta ó tendrá lugar algún tipo de ensuciamiento que pudiese afectar al proceso bajo ciertas condiciones de operación. Según TABOREK, (1972), los intentos de producir un modelo matemático para el proceso de ensuciamiento se han basado en la siguiente de balance:

$$\frac{dR_d}{d} = \varphi_d - \varphi_r \quad (1)$$

Donde $\frac{dR_d}{d}$ es la tasa de la deposición de ensuciamiento, φ_d es la tasa de deposición, φ_r , la tasa de eliminación y R_d es la resistencia térmica al ensuciamiento. La velocidad de deposición, φ_d , depende del mecanismo de ensuciamiento, mientras que la tasa de eliminación, φ_r , depende de la fuerza de adhesión del ensuciamiento al equipo, es decir que implica una amplia variedad de combinaciones posibles entre estos términos. Según ZUBAIR,

(2000), esto da como resultado la amplia variedad de modelos de predicción de ensuciamiento y a las grandes incertidumbres asociadas con los mecanismos responsables de la formación de estos. Por ello, la comprensión de los mecanismos que causan este problema de ensuciamiento recientemente, ha sido foco de atención en el área de la investigación.

La figura 8 es una forma idealizada que representa la evolución del ensuciamiento a través del tiempo. La forma de la curva está relacionada con los mecanismos implicados durante la formación de incrustaciones o ensuciamiento. Si la velocidad de depósito es constante y la velocidad de eliminación es insignificante, la diferencia entre la velocidad de deposición de ensuciamiento y la velocidad de eliminación es constante, la curva representativa de la evolución de las incrustaciones en el tiempo.

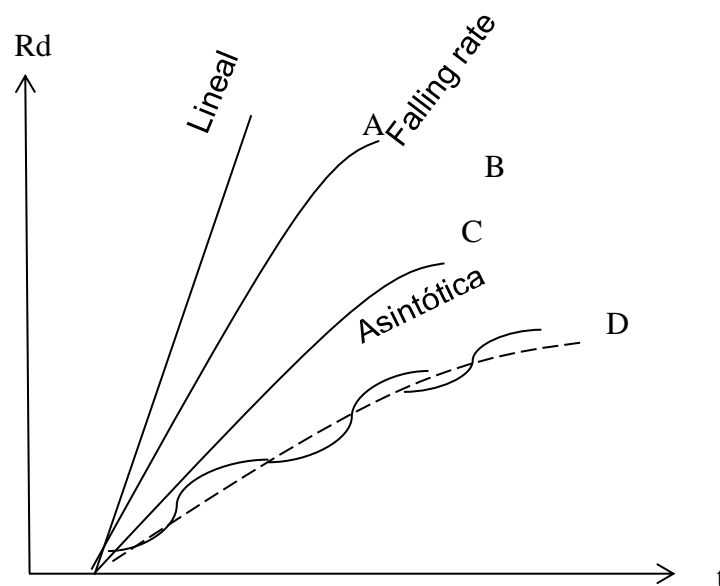


Fig. 8 Curvas típicas de ensuciamiento.

La curva de ensuciamiento asintótica, representada por la curva C, es la tasa de deposición que es constante, y la velocidad de eliminación es proporcional al espesor de ensuciamiento. La curva de ensuciamiento denominada, "Falling rate" y mostrada en la curva "B", representa un valor medio entre una curva lineal y otra asintótica, tal resultado de comportamiento muestra que si la tasa de deposición es inversamente proporcional al espesor de la incrustación.

La curva de ensuciamiento para los cambios periódicos que tienen las condiciones operacionales en las refinerías, comúnmente muestran una configuración de curva típica “D”. [13].

Un modelo simple originalmente propuesto por Kern y Seaton (1966), se puede escribir como:

$$R_d = R_{d\infty} (1 - e^{-\beta t}) \quad (2)$$

Donde R_d es la resistencia térmica en el tiempo t , y $R_{d\infty}$ es la resistencia al ensuciamiento térmico cuando el tiempo tiende a infinito y el valor de β , es un valor constante que depende de las propiedades del sistema. El uso de estos modelos generalizados para el análisis del ensuciamiento con lleva a muchas etapas, en las cuáles podrían tenerse muchas limitaciones en la obtención de datos operativos satisfactorios no permiten su aplicación en todos los casos y por lo tanto, es de poca utilidad.

2.3.3.1 Modelos a casos específicos.

En los últimos cinco años, importantes avances se han realizado en desarrollo de modelos específicos a cada tipo de ensuciamiento, para ciertos procesos industriales. El problema de ensuciamiento ha adquirido una mayor atención científica, muchos modelos matemáticos para la evaluación y previsión del ensuciamiento en equipos se pueden encontrar en la literatura. El primer modelo fue sugerido por KERN y SEATON (1959), de ahí parte el desarrollo de modelos más específicos, aunque la mayoría de estos son aplicados directamente a intercambiadores de calor.

En la industria del petróleo el ensuciamiento en los equipos de transferencia de calor, es un problema serio, y se ha demostrado como un problema de significativa importancia en términos económicos y ambientales (ANDERSON Y SPEIGHT (1999). En específico, en la industria de la refinación de petróleo, los intercambiadores de calor situados en la primera fase del proceso tienen un mecanismo de ensuciamiento predominante, y las incrustaciones en los equipos

son asociados con la presencia de sales inorgánicas, resinas y partículas llevadas en la carga de crudo. En la segunda fase, donde tiene lugar, el proceso de hidrodesulfuración, los mecanismos de ensuciamiento predominantes se asocian con las reacciones químicas. Según POLLEY, (2001) el acontecimiento más importante siendo motivo de la principal causa del fenómeno de ensuciamiento en intercambiadores de calor se debe a las reacciones químicas. De acuerdo con WILSON y WATKINSON (1997), este hecho se debe a la presencia y la inestabilidad de los asfáltenos presentes en la gasolina. [23]

Los modelos semi-empíricos establecen la base para demostrar las relaciones y la dependencia de la velocidad de ensuciamiento con la temperatura en la superficie de transferencia de calor y la velocidad del flujo a través del intercambiador. EBERT (1997) sugiere que el ensuciamiento en el servicio de naftas, se controle mediante dos mecanismos competidores. La primera, relativa a la reacción química, que promueve el ensuciamiento, mientras que el segundo, relacionado con el esfuerzo cortante en la superficie del tubo que actúa en él.

La eliminación del ensuciamiento, si el primer mecanismo es mayor que el segundo, la deposición sobre la superficie de transferencia de calor se producirá a condición de un límite de ensuciamiento, es decir, la tasa del ensuciamiento es igual a cero, y se produce cuando estos dos mecanismos están equilibrados. En este estado, las combinaciones de velocidad caudal y la temperatura de la transferencia de calor pueden ser determinadas, esta investigación fue fundamentada en base de algunos estudios llevados a cabo por SCARBOROUGH et al (1979), estos estudios se realizaron en un determinado tipo de petróleo, observándose en este trabajo, que la tasa de deposición de incrustaciones disminuyó con el caudal creciente, cuando la temperatura se mantuvo constante. En un trabajo más reciente, EBERT (1997), realiza un investigación sobre una base de datos de una planta piloto de procesamiento de crudo, y propuso una nueva correlación para

predecir la tasa de deposición, incluyendo como parámetro el número adimensional de Prandtl, surgiendo un nuevo término de deposición de ensuciamiento o incrustaciones.

KNUDSEN, DAHCHENG y Ebert (1995), llevaron a cabo un cuidadoso estudio experimental con el objetivo de identificar las condiciones en torno al ensuciamiento en intercambiadores de calor en el cuál su servicio se refiere a petróleo de Alaska. Los resultados mostraron que bajo ciertas condiciones, la necesidad de rangos y la limitación del ensuciamiento. POLLEY et al. (2002) realiza una comparación entre las predicciones del modelo de EBERT (1997) con el grupo experimental KNUDSEN, DAHCHENG y EBERT (1995), los resultados de esta comparación indican que el modelo, para las mismas velocidades de flujo, proporcionan valores para límites de temperatura superior a los valores obtenidos en el ensuciamiento de experimentación. POLLEY et al. (2002) sugirieron pequeños cambios en el modelo original, para que un mejor ajuste a KNUDSEN, DAHCHENG y EBERT (1995).

El trabajo realizado por POLLEY et al. (2002) concluyó que:

- Los estudios experimentales deben llevarse a cabo para establecer la confianza en estos modelos
- Para una buena comparación entre los modelos existentes y los datos experimentales, es crucial para comprender las propiedades físicas del fluido analizado.
- Un conjunto de datos experimentales a través de la energía de activación puede asegurar un modelo que proporcione buenas predicciones de ensuciamiento.

En la actualidad, el uso principal de estos modelos ha sido únicamente en el diseño de nuevos intercambiadores de calor, una vez que la validez del modelo se puede comprobar en conjunto con las condiciones en el entorno del equipo como, la velocidad del ensuciamiento en función de la temperatura y de la superficie de transferencia de calor, condición por el cual el ensuciamiento

podría determinarse. Esta es la principal característica de estos modelos, que hacen posible la selección o configuraciones de intercambiadores de calor con el objetivo de minimizar el ensuciamiento.

Uno de los retos de la industria del petróleo en las próximas dos décadas, de acuerdo Instituto Americano del Petróleo (API, 1999), es la mejora de la eficiencia energética y en el proceso de refinado, esta mejora definitivamente no se refiere a las condiciones con la que fueron diseñados los equipos de intercambio de calor, si no en herramientas para el monitoreo de las condiciones de ensuciamiento, y su eficiencia real. Con el propósito de supervisar el rendimiento de los intercambiadores de calor, en un caso muy específico de un sistema de precalentamiento de naftas (JERONIMO et al, 1997), presenta un método simplificado, basado en la evaluación del número de unidades de transferencia y de la eficiencia térmica, donde los efectos de cambiar la carga de las materias primas, en particular, se toman en cuenta, así como las cuatro temperaturas de entrada/salida del intercambiador de calor.

RADHAKRISHMAN, (2007), por medio de un modelo predictivo y haciendo uso de métodos estadísticos para el análisis de los datos históricos de una planta de precalentamiento de crudo, muestra la relación de entre la velocidad del ensuciamiento y la disminución de la eficiencia de transferencia de calor en un equipo de transferencia de calor así también demostró que la tasa de ensuciamiento es altamente dependiente de las propiedades de las mezclas de crudo, así como las temperaturas en condiciones operacionales y las condiciones de flujo.

Es un factor muy importante que una industria de proceso, cuenta con las herramientas necesarias para predecir y monitorear la actuación que tiene cada equipo en un proceso determinado DILLIP y PRAVIN, (2011), describe el papel que desempeña el intercambiador de calor debido al ensuciamiento que presente, por consiguiente da información sobre la magnitud del ensuciamiento desarrollado en las superficies de transferencia de calor. Los parámetros de

ensuciamiento se predicen mediante mediciones de velocidad de flujo y la caída de presión. En contraste con los métodos más convencionales, el grado de ensuciamiento se puede detectar considerando la velocidad de flujo y la caída de presión cuando el intercambiador de calor opera en los estados transitorios. Por lo tanto los resultados de este trabajo se puede encontrar aplicaciones en la predicción de la reducción en la eficiencia de transferencia de calor, debido a las incrustaciones en los intercambiadores de calor que están en funcionamiento y ayudar a los operadores del intercambiador para planificar un horario de limpieza.

2.4 Evaluación térmica a equipos de transferencia de calor.

Las ecuaciones presentadas en este capítulo son basadas en las siguientes consideraciones (KAKAC e LIU, 1998):

- La transferencia de calor
- Los fluidos que no mudan de base, sus calores específicos son contantes en todo el intercambiador.
- El coeficiente global de transferencia de calor entre las corrientes es constante a lo largo de todo el intercambiador.
- La temperatura de un fluido en cada corriente es uniforme a cualquier punto, en la sección transversal.

2.4.1 Flujo de calor intercambiado.

De acuerdo a las consideraciones hechas por (KAKAC e LIU, 1998), el calor intercambiado entre dos fluidos que pasan por un intercambiador de calor está dado por:

$$Q = (\dot{m}c_p)_h (T_1 - T_2)_h \quad (3)$$

$$Q = (\dot{m}c_p)_c (T_2 - T_1)_c \quad (4)$$

Donde T es la temperatura, \dot{m} es el flujo másico, c_p el calor específico a una presión constante. Y los índices “h” y “c” se refieren a los fluidos caliente y frio respectivamente. Mientras que “1” y “2” se refiere a las condiciones de entrada y salida del intercambiador de calor.

La cantidad de calor transferido Q, depende de la geometría del intercambiador y de las condiciones operacionales. Estas relaciones pueden estar descritas en términos de la resistencia térmica:

$$Q = \frac{\Delta T}{\sum_{j=1}^n R_{tj}} \quad (5)$$

Donde ΔT es la diferencia de temperaturas característica de las corrientes caliente y fría, $\sum R_{tj}$ es la suma de todas las resistencias térmicas. El coeficiente global de transferencia de calor por área de superficie es igual al inverso de estas resistencias. Para un área de superficie de transferencia de calor limpio, el parámetro de ensuciamiento está dado por;

$$(U_0 A_0)_{cl} (U_i A_i)_{cl} = \frac{\Delta T}{\sum_{j=1}^n R_{tj}} = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(r_o/r_i)}{2\pi k_t L} + \frac{1}{h_o A_o} \right)} \quad (6)$$

Donde los índices “i” y “o” se refieren al lado interno y externo de los tubos del intercambiador respectivamente. Y el índice “cl” representa un intercambiador de calor limpio, k_t es la conductividad térmica en la superficie de intercambio de calor, r, es el radio del tubo, mientras que h es el coeficiente de película convectivo.

En condiciones de operación, el ensuciamiento disminuye el coeficiente de transferencia de calor reduciendo la cantidad de calor intercambiado entre los fluidos. Ese coeficiente puede ser calculado mediante un balance de energía entre los dos fluidos:

$$(U_0 A_0)_m (U_i A_i)_m = \frac{Q_{tr}}{\Delta T} = \frac{(\dot{m} c_p \Delta T)_c}{\Delta T} = \frac{(\dot{m} c_p \Delta T)_h}{\Delta T} \quad (7)$$

2.4.2 Diferencia de temperaturas media logarítmica, LMTD.

En un intercambiador de calor, la diferencia de temperaturas entre ambos fluidos no es constante. Para el cálculo de la diferencia se hace uso de la diferencia media logarítmica de temperatura (LMTD), que viene expresada en función de las temperaturas de entrada y salida de los fluidos.

$$LMTD = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\text{LN} \left(\frac{T_{h1} - T_{c2}}{T_{h2} - T_{c1}} \right)} \quad (8)$$

Cuando los intercambiadores de calor no son de una configuración geométrica simple, es necesario modificar la LMTD mediante un factor de corrección Ft, este factor dependerá del tipo de intercambiador que se requiere, y su uso es a través de gráficas, además de que Ft sirve de ayuda para seleccionar el intercambiador más indicado para el proceso que se requiera.

Usando la gráfica del *apéndice 1*, gráfica de factor de corrección para un intercambiador de calor para dos pasos en la coraza y un múltiplo de dos pasos en los tubos. *Cortesía de la tubular exchanger Manufacturer's Association. [10]*

$$P = \frac{Th_2 - Th_1}{Tc_1 - Tc_2} \quad (9)$$

$$R = \frac{Tc_1 - Tc_2}{Th_2 - Th_1} \quad (10)$$

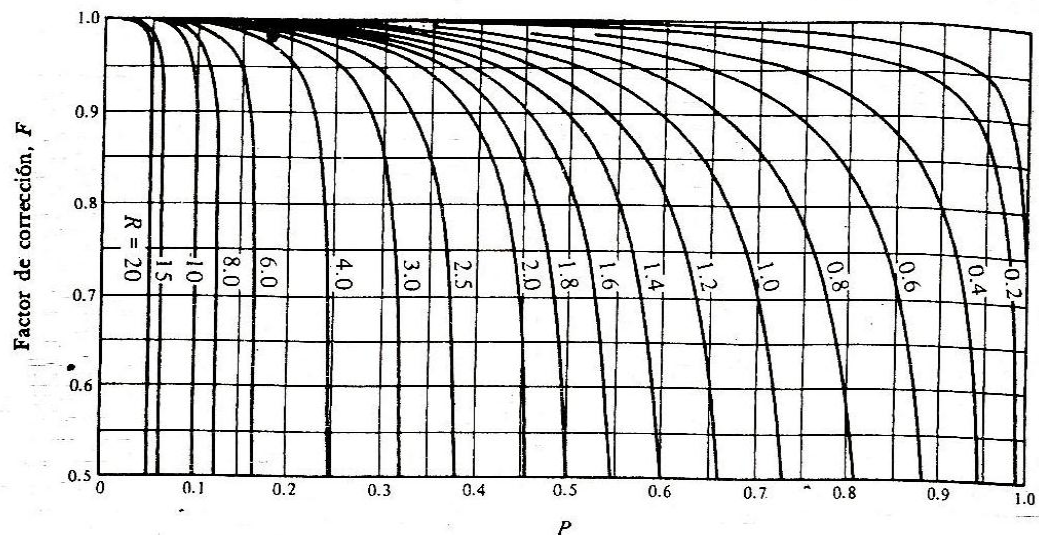


Fig. 9. Factor de corrección para un intercambiador de calor con dos pasos en la coraza y un múltiplo de dos de lado tubos.

2.4.3 Tasa de capacidad calorífica

El cociente de las tasas de capacidad calorífica ($R = MC / mc$), donde “M” y “m” son las tasas de flujo de masa, mientras que “C” y “c” son los calores específicos de los fluidos calientes y fríos respectivamente, y se puede calcular en este caso como:

$$R = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} \quad (11)$$

2.4.4 Eficiencia térmica

La eficiencia es el porcentaje (%) que representa la relación de desempeño real de los equipos con respecto al desempeño ideal (Real) del equipo. Para realizar el cálculo de la eficiencia pueden evaluar diferentes métodos en función de las temperaturas involucrando las temperaturas de entrada y salida de la corriente fría y caliente, así como el uso del método de las unidades de transferencia de calor con intervención del flujo y la capacidad calorífica.

2.4.4.1 Eficiencia térmica en función a las temperaturas

La eficiencia o 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:

$$E = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} \quad (12)$$

2.4.4.2 Eficiencia térmica en función de la efectividad y NTU.

Este método se basa en un parámetro adimensional llamado efectividad de la transferencia de calor, ε , definido de la siguiente forma:

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\text{máx}}} = \frac{\text{velocidad d e transferencia de calor real}}{\text{Velocidad máxima posible de transferencia de calor}} \quad (13)$$

Siendo $Q = \dot{m}_h C p_h (T_{h1} - T_{h2})$; $C p_h \dot{m}_h = C$ (14)

$$Q = \dot{m}_c C p_c (T_{c1} - T_{c2}); \quad C p_c \dot{m}_c = C \quad (15)$$

$$\Delta T_{\text{máx}} = T_{h1} - T_{c1} \quad (16)$$

Por lo tanto el máximo calor transferido en el intercambiador de calor:

$$Q_{m\acute{a}x} = C_{m\acute{i}n} (\Delta T_{m\acute{a}x}) \quad (17)$$

$$Y \quad Q = \varepsilon Q_{m\acute{a}x} = \varepsilon C_{m\acute{i}n} (T_{h1} - T_{c1}) \quad (18)$$

$$y \quad NTU = \frac{UA}{C_{m\acute{i}n}} = \frac{UA}{(\dot{m}Cp)_{m\acute{i}n}} \quad (19)$$

$$C = \frac{C_{m\acute{i}n}}{C_{m\acute{a}x}} \quad (20)$$

2.4.5 Monitoreo del ensuciamiento.

Las superficies de transferencia en un intercambiador perderán eficiencia, después de un período de tiempo en operación, debido a la formación de incrustaciones, acumulación de suciedad, corrosión, ect. Para tener en cuenta la reducción del intercambio térmico que provocan, se recurre a métodos de cálculo del factor de ensuciamiento, que determine la forma experimental en función del tipo de fluido y a las condiciones en las que se encuentre. Dicho factor de ensuciamiento puede calcularse mediante el método de resistencia térmica. La resistencia térmica tanto interior como exterior, da como resultado la disminución de la eficiencia del intercambiador.

2.4.5.1 Resistencia térmica total al ensuciamiento (R_d) ó Factor de ensuciamiento.

Los intercambiadores de calor en una red, son fluidos que producen incrustaciones en ambos lados de la superficie de transferencia de calor, por tanto, se puede estimar solamente una combinación de las resistencias térmicas tomando de base un fluido, o evaluar por separado las resistencias térmicas de lado interno y externo de los tubos. El nivel de ensuciamiento presente en un intercambiador de calor es estimado a través del coeficiente global del intercambiador en una determinada condición operación. De esta forma la resistencia térmica total al ensuciamiento está dada por:

$$R = \frac{Rm}{A} = \frac{1}{(UA)_m} + \frac{1}{(UA)_{cl}} \quad (21)$$

Donde R_m es el coeficiente de resistencia térmica al ensuciamiento por unidad de área, U es el coeficiente total de transferencia de calor y A es el área de transferencia de calor. El índice “m” y “cl”, indican las condiciones en las que se encuentra el intercambiador de calor siendo m, un equipo de condiciones medidas u en operación y “cl” el intercambiador de calor en condiciones limpias.

$$Rd = \frac{1}{(UA)_m} + \frac{1}{(UA)_{cl}} \quad (22)$$

Por lo tanto:

$$(UA)_m = \frac{\dot{m}Cp_c(T_{c2}-T_{c1})}{LMTD \cdot f_t} = \frac{\dot{m}Cp_h(T_{h2}-T_{h1})}{LMTD \cdot f} \quad (23) \quad y$$

$$(UA)_{cl} = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_i A_i} + \frac{1}{h_o A_o}\right)} \quad (24)$$

2.4.5.2 Índice de ensuciamiento, IF.

Jerónimo (1997), realiza una descripción corta de los métodos de evaluación de la eficiencia térmica ya descritos, haciendo una comparación de la eficiencia térmica de diseño, y la eficiencia térmica en condiciones de operación de una planta de procesos.

$$\varepsilon_m = \frac{2}{1 + R \sqrt{(1 + R^2)} \frac{1 + e \left[-NTU_m \sqrt{(1 + R^2)} \right]}{1 - e \left[-NTU_m \sqrt{(1 + R^2)} \right]}} \quad (25)$$

Siendo R , calculada con las temperaturas en operación (ec. 11) y NTU_m el número de unidades de transferencia de calor.

$$NTU_m = \frac{(UA)_m}{(\dot{m}Cp_h)} \quad (26)$$

Debido a los cambios de condiciones de operación y de las cargas de alimentación en constante cambio, el valor de U se modifica constantemente y,

en consecuencia, la eficacia del intercambiador de calor. Jerónimo, en su metodología de evaluación propone algunas correlaciones para estimarlos cambios de NTU como una función de las tasas de flujo de masa.

Estas correcciones se basan en el número de Nusselt de la coraza y las corrientes de los tubos. Sin embargo, asumen que los cambios del flujo y las propiedades fisicoquímicas del producto no afectan el NTU. Las ecuaciones siguientes se derivan de un intercambiador en contracorriente:

(a) Menor flujo de calor en la coraza

$$\frac{NTU_m}{NTU_d} = \frac{((\dot{m}Cp)_{\min,d}/(\dot{m}Cp)_{\min})^{1-b}}{\left\{1 + (UA/HA)_d ((\dot{m}Cp)_{\min,d}/(\dot{m}Cp)_{\min})^{a-b} (R/Rd)^a - 1\right\}} \quad (27)$$

(b) Menor flujo de calor de lado tubos

$$\frac{NTU_m}{NTU_d} = \frac{((\dot{m}Cp)_{\min,d}/(\dot{m}Cp)_{\min})^{1-a}}{\left\{1 + (UA/HA)_d ((\dot{m}Cp)_{\min,d}/(\dot{m}Cp)_{\min})^{b-a} (R/Rd)^b - 1\right\}} \quad (28)$$

Los índices D y m se refieren al diseño y a las condiciones actuales, respectivamente, mientras que H es el coeficiente de convección del flujo mayor de $\dot{m}Cp$. De acuerdo con coeficientes de convección encontrados en la literatura (Liu y Kakac , [3]), el promedio Los valores de ay b son 0,8 y 0,6, respectivamente. Esta comparación proporciona las condiciones reales de ensuciamiento de un intercambiador de calor.

$$IF = \frac{(\varepsilon_{cl} - \varepsilon_m)}{(\varepsilon_{cl} - \varepsilon_f)} \quad (29)$$

Representando a $IF = 0$ como un intercambiador de calor limpio y $IF=$ un intercambiador de calor sucio. Si la predicción de la eficiencia térmica de los intercambiadores sucios es, en general, más altos que los de diseño esto significa que las condiciones de operación son más severas con respecto a la suciedad que los esperados cuando el equipo fue diseñado.

2.4.5.3 Factor de limpieza, CF.

El modelo de evaluación de ensuciamiento mediante el Factor C, DILLIP y PRAVIN, (2011) se usa como una herramienta para el monitoreo de ensuciamiento y eficiencia de intercambiadores de calor. El factor C, da una indicación del grado de suciedad en la superficie de transferencia de calor que puede estimarse a partir de la parte exterior del intercambiador de calor. Por lo tanto, esto puede ser utilizado para la predicción del ensuciamiento sin necesidad de abrir el intercambiador, que es un proceso muy complicado.

La resistencia por conducción y convección, y la resistencia global de transferencia de calor dependerá del tipo de ensuciamiento en la superficie de transferencia de calor, sin importar que tipo de proceso de ensuciamiento, flujo, tasa de depósito, o propiedades fisicoquímicas. Desde el punto de ensuciamiento, el índice de rendimiento de un intercambiador de calor puede ya sea expresado en otro término conocido como CF (factor de la limpieza), que es define como

$$CF = \frac{U_f}{U_c} = \frac{1}{1 + R_f U_c} \quad (30)$$

El factor de limpieza (CF) puede ser utilizado como un índice de rendimiento de un intercambiador de calor sucio Aunque el factor C no está diseñado para ser correlacionado con el factor de obstrucción, pero es bastante instructivo para expresar el factor C como una medida de factor de ensuciamiento. El concepto de factor C-viene desde el análisis de flujo a través de un orificio. El flujo a través del orificio de tamaño fijo y la forma se expresa como:

$$V = C\sqrt{\Delta P} \quad (31)$$

Esta ecuación es válida para un orificio de tamaño fijo y C es constante; para el orificio. Pero en casi todas las aplicaciones prácticas de un calor intercambiador, los tubos no siempre permanecen limpios. La variación del área de flujo debido a la deposición de ensuciamiento en el área de transferencia de calor provoca una obstrucción en el flujo de fluido a través de ella para que el

valor de C cambie constantemente de una manera improductiva para el proceso. El desarrollo de este método de la utilización de factor C; debe ser usado cuando el ensuciamiento se desarrolla sobre la superficie del tubo.

$$\frac{\Delta P_f}{\Delta P_c} = \left(\frac{d_c}{d_f} \right) \quad (32)$$

2.5 Mantenimiento a intercambiadores de calor de tubo y coraza.

Los programas de mantenimiento de intercambiadores de calor, 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.

El mantenimiento aplicado a los equipos de transferencia de calor, en este caso a intercambiadores de calor de tubo y coraza, esta dificultado por la variedad de estos equipos existentes en los múltiples procesos industriales que imposibilita describir un mantenimiento específico y adecuado para todos los equipos, en el servicio en el que se encuentre, aunque regularmente el mantenimiento a estos equipos está basado en directrices que definen un mantenimiento efectivo en la mayoría de los casos.

En el caso de los intercambiadores de tubo y coraza la finalidad de un mantenimiento radica en la eliminación de los depósitos que obstruyen o imposibilitan la correcta transferencia en los intercambiadores; éstas suelen producirse por deposición de los sólidos en las paredes externas de los tubos, en las paredes internas de los tubos, así como en la superficie interna de la coraza.

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 y 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 de tubo y coraza, por las ventajas que representan comparándolos con el mantenimiento correctivo.

2.5.1 Normas generales en el mantenimiento.

El mantenimiento a los intercambiadores de calor debe ser en intervalos regulares, con la frecuencia que la experiencia y la eficiencia de los cambiadores de calor lo aconsejen. 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. Puesto que las dificultades de limpieza aumentan rápidamente el aumentar el espesor de las costras de depósitos no deben alargarse mucho los periodos entre limpiezas.

2.5.2 Métodos de Limpieza de intercambiadores de calor.

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

2.5.2.1 Limpieza exterior del haz de tubos

Para la limpieza exterior de los intercambiadores de calor se realiza mediante aire a presión y e inundación de coraza sin desmontado del equipo. Puesto que algunos depósitos salinos pueden eliminarse haciendo circular agua caliente y limpia. El uso de compuestos químicos comerciales para quitar el ensuciamiento en los equipos, sedimentos y costras resistentes, agregados al agua caliente o al aceite, suelen dar buenos resultados.

Los químicos comúnmente utilizados para la desincrustación en áreas confinadas suelen variar de acuerdo al material de construcción del equipo, así como el fluido que maneja el intercambiador, tomando en consideración las posibles consecuencias de la acción del químico sobre los materiales de construcción.

2.5.2.2 Limpieza interior (extracción de núcleos).

Para intercambiadores de haz removible o de tubería en “U” el proceso de limpieza puede ser más profundo, ya que existe la posibilidad de extraer el núcleo del intercambiador de calor, de la coraza permitiendo así, actuar directamente sobre la superficie externa e interna del tubo, así como acceso directo al interior de la coraza. Para la limpieza profunda del haz de tubos, es decir en el interior del intercambiador del calor, se realizan varios métodos:

- 1.- Se pueden taladrar mecánicamente los interiores de los tubos y limpiar el exterior con aire a presión y lavado.
- 2.- Se puede calentar el haz de tubos en un baño de gasolina caliente en sosa caustica.
- 3.- Haciendo circular en el ácido inhibido.
- 4.- Se puede limpiar el haz de tubos por lavado a presión con arena seca
- 5.- Escrepas, cepillos giratorios y otros medios mecánicos se usan para remover el ensuciamiento en forma de costras duras u otros depósitos. Sumergir los haces de tubos en tinas con diésel a cierta temperatura y periodos de tiempo según la costra, para posteriormente turbinarlos con agua.

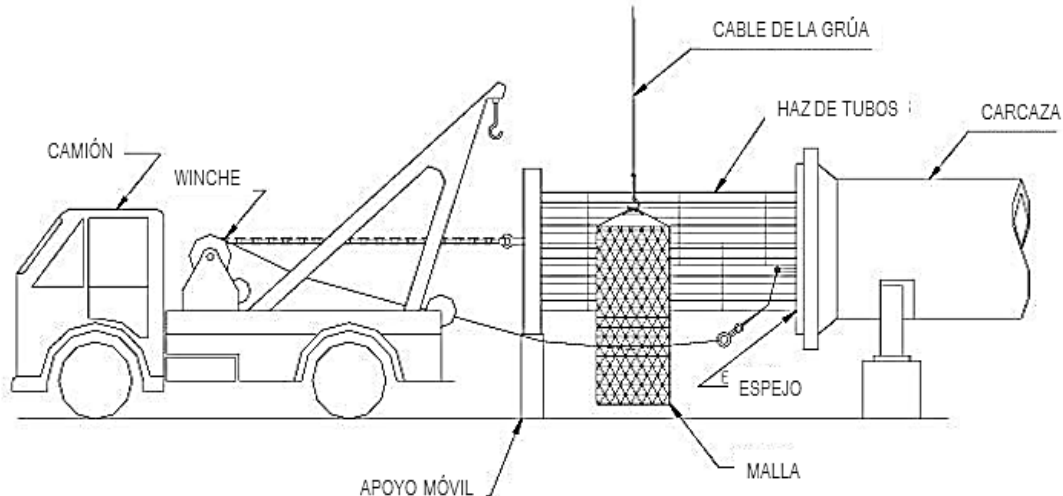


Fig.10 Diagrama de una extracción de núcleos para el mantenimiento de intercambiadores de calor

2.5.3 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.

➤ Implicaciones de un mal mantenimiento en intercambiadores de calor

Para cualquier equipo de transferencia de calor, el hecho de que trabaje con niveles elevados de incrustaciones o con superficies totalmente obstruidas, puede resultar en paradas de proceso imprevistas, o en su defecto una drástica disminución de las condiciones iniciales de transferencia de diseño, por lo que una política de mantenimiento en estos equipos redunda en beneficios ulteriores económicos importantes. Los equipos de transferencia de calor son sensibles a las deposiciones de sólidos y a las obstrucciones, dado que la superficie de los tubos y carcaza son por lo general porosas, pueden producir fuerte adherencia de sólidos y posteriores socavaduras y corrosión en los materiales. Las deposiciones de agua dura producen corrosión puntual o pitting (Fátiga de material), así como abrasión de la superficie del material, otra grave

consecuencia que puede presentarse en los equipos, sobre todo en los de área confinada que llegan a un punto de cristalización que imposibilita la acción de los químicos, produciendo pérdida completa del equipo.

2.5.4 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 intercambiador 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.

CAPITULO 3. UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS

La unidad hidrodeshulfuradora de naftas No. 1 localizada en la refinería de Salina Cruz, Oax., de Petróleos Mexicanos ha sido modificada (con relación al proyecto original), por el consorcio mecánica de la Peña-Instituto Mexicano del Petróleo.

El proyecto de la unidad hidrodeshulfuradora de naftas se ha efectuado con la finalidad de preparar la carga (6 879.8 B/D) a la Unidad isomerizadora de pentanos y hexanos localizada en la misma Refinería. La capacidad de procesamiento de la Unidad Hidrodeshulfuradora de Naftas No. 1 modificada es la del proyecto original, es decir 28 500 B/D de nafta ligera. De esta planta se obtendrán como productos las tres corrientes siguientes:

- a. Gas amargo.
- b. L.P.G.
- c. Pentanos y Hexanos.
- d. Nafta hidrotratada.

La nafta hidrotratada constituye la carga a la planta reformadora y es el producto principal de esta unidad. Otro producto son los pentanos-hexanos para carga a la planta de isomerización. La planta ha sido diseñada para operar con cualquiera de los siguientes catalizadores.

1. Hidrobón S-7 de UOP.
2. DSD-1 de IMP.

3.1 Descripción del flujo

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

- Sección de precalentamiento de carga y reacción: En esta sección se almacena y precalienta la carga en los trenes de precalentamiento con la intención de no

forzar el calentador, que es, el que le da a la carga a la temperatura adecuada para las reacciones químicas de hidrodesulfuración.

- Sección de compresión: En esta sección el compresor recircula el hidrógeno al proceso. Está diseñado 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.
- Sección de estabilización y fraccionamiento: La finalidad de esta sección es la separación de hidrocarburos ligero, lo cual se logra en la torre desbutanizadora y la preparación de la carga a la planta reformadora que se efectúa en la torre desisohexanizadora, en donde se realiza la separación de los isohexanos y más pesados.

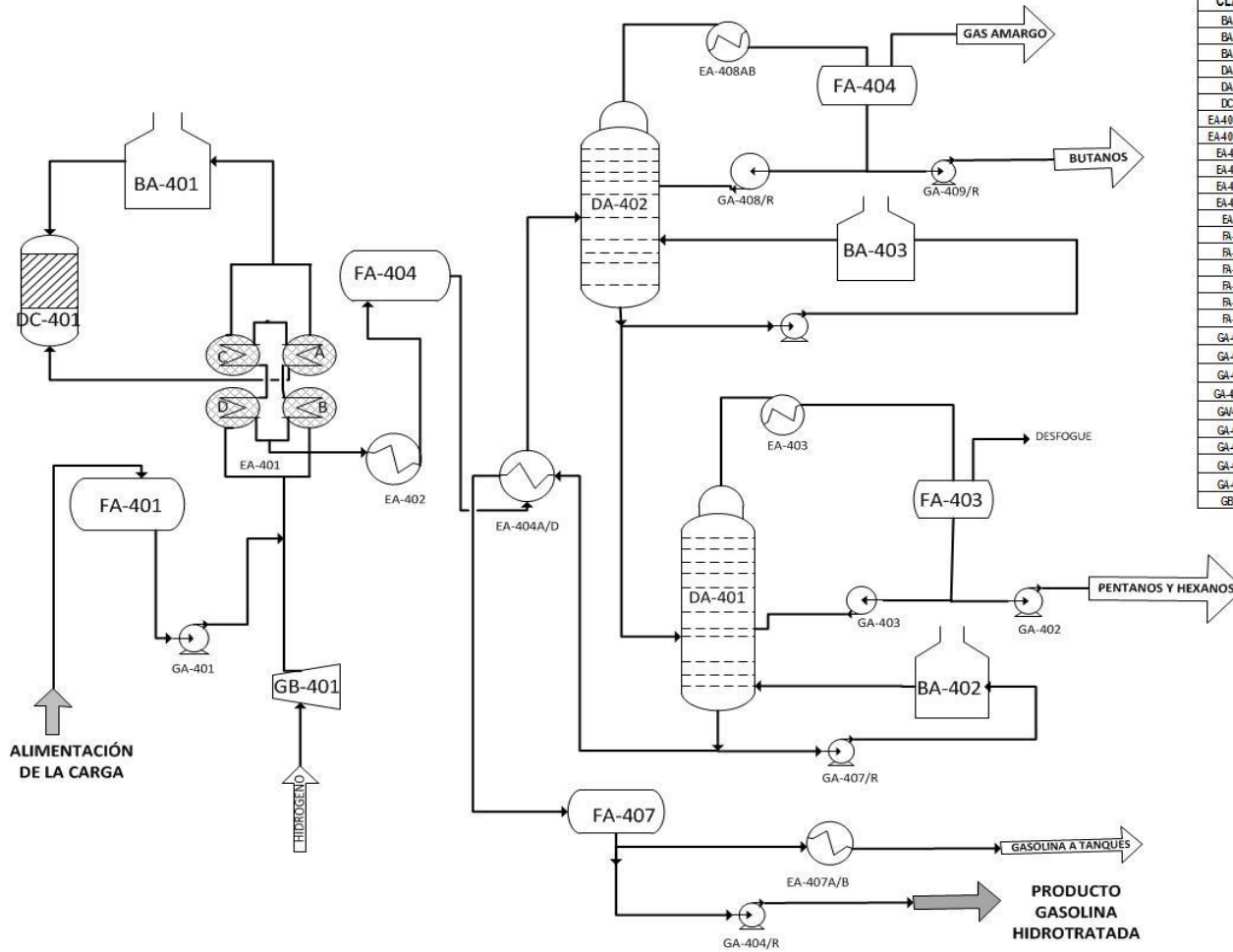
3.2 Bases de diseño

El proyecto de la unidad hidrodesulfuradora de naftas No.1 fue diseñada bajo el siguiente balance de materia y energía, los porcentajes de los componentes están en %mol y La planta puede operar al 60 % de la capacidad de diseño:

COMPONENTE	A LA UNIDAD		DE LA UNIDAD			
	CARGA NAFTA	H ₂ DE U. REFORM.	GAS AMARGO	LPG A L.B.	NAFTA HIDROTRATADA	
					A U. ISOM.	A U. REFORM
HIDRÓGENO		79.430	14.056	0.307		
H ₂ S			2.485	1.176		
METANO		6.760	16.899	1.718		
ETANO		6.310	19.906	6.988		
PROPANO		3.950	11.423	10.247	0.005	
i-BUTANO		0.920	9.925	18.267	0.350	
n-BUTANO		1.100	24.997	59.718	3.806	
i-PENTANO	6.233	0.500	0.213	1.009	21.204	0.012
n-PENTANO	13.800	0.270	0.096	0.566	46.770	0.140
I-HEXANO	9.608	0.410		0.002	16.990	6.679
C ₆ + PESADOS	70.359	0.650		0.001	10.874	93.169

	100.00	100.300	100.000	99.999	99.999	100.000
AZUFRE (PPM)	650				0.5	0.5
Kg-Mol/Hr.	1341.200	190.800	55.560	36.592	373.912	925.933
Kg/Hr	136 600	1 658	1 966	1 967	28 219	103 142
Peso molecular	101.616	8.709	35.383	53.767	75.471	111.393
B/D a 15 °C	28 534			531	6 693.1	20 917.5
MMSCF			1.116			
temp. °C	38.1	115.6	55.0	37.7	70.9	149.3
Presión Kg/Cm ²	2.400	62.900	15.340	20.986	4.800	2.180
Densidad gr/cc	0.647	0.016	0.024	0.540	0.599	0.665
°API 60/60 °F	64.941	528.483	171.221	121.256	90.620	58.426

DIAGRAMA DE PROCESO DE LA PLANTA HIDROSULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS U400-I.



LISTA DE EQUIPO		
CLAVE	SERVICIO	CARACTERISTICAS
BA-401	CALENTADOR DE CARGA	8.72 x 1.22 MM Cal/H
BA-402	CALENTADOR DE FONDOS DE TORRE DESHEVANIZADORA	7.79 x 1.11 MM Cal/H
BA-403	CALENTADOR DE FONDOS DE TORRE DESBUTANIZADORA	10.33 x 1.15 MM Cal/H
DA-401	TORRE DESHEVANIZADORA	Di=2048 MM L=22304 MM T-T
DA-402	TORRE DESBUTANIZADORA	Di=1981 MM Di=3505 MM L=26.822 MM T-T
DC-401	REACTOR	Di=2048 MM L=10363 MM T-T
EA-401A/B/C/D	ENFRIADOR DEL REFLUENTE DEL REACTOR	11.29 x 1.15 MM Cal/H
EA-401A/B/C/D	PRECALENTADOR DE CARGA AL REACTOR	11.29 x 1.15 MM Cal/H
EA-403AB	CONDENSADOR DE TORRE DESHEVANIZADORA	15.15 x 1.11 MM Cal/H
EA-404AB	ENFRIADOR DE FONDOS DE TORRE DESHEVANIZADORA	11.29 x 1.11 MM Cal/H
EA-407AB	ENFRIADOR DE PRODUCTO	5.03 x 1.11 MM Cal/H
EA-408AB	CONDENSADOR DE TORRE DESBUTANIZADORA	3.95 x 1.12 MM Cal/H
EA-409	ENFRIADOR DE PRODUCTO DE TORRE DESBUTANIZADORA	0.173 MM Cal/H
RA-401	TANQUE DE CARGA	D=2713 MM L=8534 MM T-T
RA-402	TANQUE DE SUCCIÓN DEL COMPRESOR	D=1067 MM L=3200 MM T-T
RA-403	ACUMULADOR DE REFLUJO DE TORRE DESHEVANIZADORA	Di=1981 MM L=6096 MM T-T
RA-404	TANQUE SEPARADOR DE ALTA PRESION	D=1829 MM L=7315 MM T-T
RA-407	TANQUE ACUMULADOR DE FONDOS DE TORRE DESHEVANIZADORA	Di=2438 MM L=7315 MM T-T
RA-408	ACUMULADOR DE REFLUJO DE TORRE DESBUTANIZADORA	Di=1678 MM L=5033 MM T-T
GA-401R	BOMBA DE ALIMENTACIÓN AL REACTOR	167.82 x 1.11 m ³ /H AP=6.14 Kg/cm ²
GA-402R	BOMBA DE PRODUCTO DE FONDOS DE TORRE DESHEVANIZADORA	77.89 x 1.1 m ³ /H AP=5.00 Kg/cm ²
GA-403R	BOMBA DE REFLUJO DE TORRE DESHEVANIZADORA	233.45 x 1.1 m ³ /H AP=3.30 Kg/cm ²
GA-404R/RT	BOMBA DE ALIMENTACIÓN A PLANTA REFORMADORA	141.71 x 1.11 m ³ /H AP=11.56 Kg/cm ²
GA-405R	BOMBA DE NAFTA	127.63 x 1.1 m ³ /H AP=6.30 Kg/cm ²
GA-407R	BOMBA DE FONDOS DE TORRE DESHEVANIZADORA	386.75 x 1.05 m ³ /H AP=9.07 Kg/cm ²
GA-408R	BOMBA DE REFLUJO DE TORRE DESBUTANIZADORA	90.00 x 1.1 m ³ /H AP=3.02 Kg/cm ²
GA-409R	BOMBA DE DESTILADO DE TORRE DESBUTANIZADORA	16.85 x 1.19 m ³ /H AP=7.50 Kg/cm ²
GA-410R	BOMBA DE FONDOS DE TORRE DESBUTANIZADORA	603.17 x 1.1 m ³ /H
GB-401	COMPRESOR DE RECIRCULACIÓN	BHP=858

REV	FECHA	DESCRIPCIÓN	C.V.L. DIBUJO	L.F.M. REVISÓ
	ABRIL-12			
 PEMEX REFINACION REFINERIA "ANTONIO DOVALÚ JAIME"				
INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TUXTLA GUTIERREZ 				
NOMBRE DEL PROYECTO: MONITOREO Y EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR EN EL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE UNA PLANTA HIDROSULFURADORA DE NAFTAS				
TÍTULO DEL DIBUJO: DIAGRAMA DE PROCESO DE LA PLANTA HIDROSULFURADORA DE DESTILADOS INTERMEDIOS				
FECHA REVISIÓN:			MAR-12	REV: 2

Fig. 11. Diagrama de proceso de la planta hidrosulfuradora de naftas U-400.

CAPITULO 4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y DE EQUIPOS DE LA SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO Y REACCIÓN.

4.1 Descripción del proceso.

Habiendo mencionado ya que en la planta hidrodesulfuradora naftas considera las siguientes secciones: precalentamiento de carga y reacción, compresión, estabilización y fraccionamiento. En la sección de precalentamiento y reacción, es donde tienen lugar los intercambiadores de calor, pertenecientes a los trenes de precalentamiento. En la sección de precalentamiento y reacción, la alimentación de gasolina amarga es la carga de alimentación a razón de 28 500 BPD y a condiciones de 37.8 °C y 4.2 Kg/Cm², y es mezclada con una corriente de gas rico en hidrogeno proveniente del compresor **GB401**. Esta mezcla es la carga a los intercambiadores de calor, por el lado coraza a los **EA401A, EA401B, EA401C y EA401D** en dos trenes de precalentamiento AB y CD. El fluido de la coraza, circula por el exterior del haz de tubos, siguiendo una trayectoria tortuosa por el efecto de las pantallas (baffles) o tabiques deflectores.

La mezcla de gasolina e hidrógeno sale de los **EA401 AB Y EA401CD** de lado coraza, para posteriormente entrar al calentador a fuego directo **BA-401**, donde recibe la carga térmica necesaria para alcanzar la temperatura requerida por el reactor **DC401**, que es aproximadamente de 350°C. En la salida del calentador de carga **BA-401** la carga tiene una temperatura aproximada de 350 °C y una presión de 55.6 Kg/Cm². A la salida del calentador, la corriente de nafta e hidrogeno entra al reactor **DC401** con 53 736.7 Kg de catalizador IMP-DSD-5E y IMP-DSD-11 soportado sobre un lecho de esferas de alúmina y sobre este catalizador se encuentra colocada la placa de canastas de distribución para lograr una distribución uniforme de la carga a través del catalizador del reactor.

El efluente del reactor **DC401**, regresa a los trenes de precalentamiento en AB y CD para ceder su calor fluyendo por el lado tubos de los equipos de

transferencia de calor, a su salida llega al tanque separador de alta presión **FA404**. De esta manera el efluente del reactor se ha enfriado desde 364 °C hasta 51.4 °C en base a diseño, cediendo así su calor a la carga que fluye de lado coraza.

4.2 Descripción de los equipos

La sección de precalentamiento y reacción de la unidad hidrodesulfuradora de naftas consta de cuatro intercambiadores de calor **EA401A**, **EA401B**, **EA401C** y **EA401D**, así también un calentador a fuego directo el **BA401**, el reactor **DC401** donde se efectúan las reacciones químicas, también perteneciente de esta primera sección en el proceso de hidrodesulfuración.

4.2.1 Intercambiadores de calor EA401A-B-C-D.

Cantidad: 4 cambiadores de calor

Claves: **EA-401 A-B-C-D**

Servicio: Precalentamiento de carga al calentador.

Los intercambiadores de calor **EA401A**, **EA401B**, **EA401C** y **EA401D** están distribuidos en dos trenes de precalentamiento ubicados en serie en la sección de precalentamiento y reacción. Estos intercambiadores de calor, son de tubo y coraza, puesto que este tipo de equipos generalmente son usados para caudales muy grandes, como en este caso, que requiere una mayor superficie de transferencia de calor o intercambio. Los cambiadores de calor fueron diseñados, fabricados, inspeccionados y probados de acuerdo con los requerimientos de estas normas, códigos y estándares:

- 1. - ANSI-“American National Standards Institute”
 - B2.1 “Pipe Thread”
 - B16.5 “Steel Pipe Flanges and Flanged Fittings”
 - B16.10 “Face to face and to-end Dimensions of ferrous valves”
 - B18.2.1 “Bolts, Hex Cap Screws and Lag Screws”
 - B18.2.2 Square and Hex Nuts.

2. - API – “American Petroleum Institute”
Standard -640 Tube Dimensions for Heat Exchanger for Refinery Services.
Standard -660 Shell -and- Tube Heat Exchanger for General Refinery Services.
3. - ASME “American Society of Mechanicals Engineers”.
Seccion II- “Material Specifications”
Seccion V- “Non – Destructive Examinations”
Seccion VIII- “Div I Pressure Vessels.”
Seccion IX “Welding and Brazing Quality” .
4. - ASTM- “American Society for Testing and Materials”.
5. - TEMA-Standard of Tubular Exchanger Manufacturers Association.
“Class “R” and Materials Especifications”.
- 6.- AWS- American Welding Society.
PEMEX – Petróleos Mexicanos.
NRF-090-última edición “Cambiadores de Calor Envolvente-Haz de Tubos”
NRF-053-PEMEX-2006.” Sistemas de protección anticorrosiva a base de recubrimientos para instalaciones superficiales”.

➤ Diseño Termo Hidráulico

El Diseño Termo hidráulico de Intercambiadores de Calor esta establecido en las condiciones de operación establecidas en la hoja de datos en el anexo No. 1 con sus especificaciones descritas.

➤ Tipo de cambiadores de calor.

Los intercambiadores de calor requeridos son tipo BFU de acuerdo a TEMA.

➤ Presión de Diseño

Las presiones de diseño son las especificadas en la hoja de datos del intercambiador.

➤ Temperatura de Diseño.

Las temperaturas de diseño son las especificadas en la hoja de datos.

- Diseño de los intercambiadores de calor
 - a. Dos trenes de precalentamiento. Cada tren con dos bancos de 2 cambiadores de calor. De acuerdo al arreglo típico de los 4 cambiadores.
 - b. Sobrediseño del equipo de 10% en lo referente a la carga térmica y área de transferencia.

➤ Tubos

Tipo	Twisted (Trenzados)
Número de pasos	Dos
Presión de diseño	54.83 kg/cm ² m
Presión de prueba:	Código ASME sección VIII división 1 y TEMA vigente.
Número de tubos	Liso en "U" 703-U de 19.050mm
Esp (Prom)	2.108 mm
Longitud	6096.0 mm
Arreglo	Triangular
Relevado de esfuerzos	Canal y extremos de los tubos
Corrosión permisible	1.6mm

La disposición de tubos de los intercambiadores **EA-401 AB** y **EA-401 CD** tienen una distribución triangular como se muestra en la figura 12.

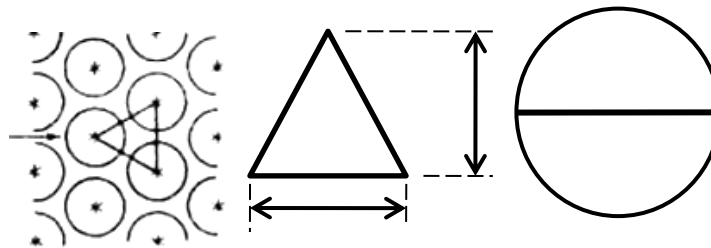


Fig. 12. Distribución de los tubos en los intercambiadores de calor. Triangular.

➤ Coraza

Presión de diseño	63.23 kg/cm ² m
Presión de Prueba	De acuerdo a código.
Temperatura	399 °C
Relvado de esfuerzos	Total
Radiografiado total	Total (100%)
Corrosión permisible	1.6 mm

➤ Materiales de construcción:

Tapa del canal:	SA-387 GR-5 Cl.1
Placa de Choque	Chaqueta interna (SS-304)
Brida de la coraza	SA-182-F11 Cl.2
Brida del canal	SA-182-F11 Cl.2

➤ Empaque

Lado coraza	Acero Inoxidable T-304 DJNAF Lado tubos: Acero inoxidable T-304 DJNAF
Cabezal	Flotante: N/A
Códigos:	ASME SECTION VIII, DIV 1 API-660, NACE MR-01-75.

➤ Desventajas del diseño mecánico de este tipo de intercambiador

Los tubos no son fáciles de cambiar, y no siempre pueden cambiarse. Si un tubo no se puede cambiar habrá que cerrarlo. Si se espera que haya daños en los tubos habrá que proveer un exceso razonable de cantidad de tubos para cubrir la posición de disminución de número de tubos debido a los clausurados.

4.2.2 Calentador BA-401.

Los calentadores a fuego directo son equipos requeridos dentro de la industria de Refinación y Petroquímica para suministrar grandes cantidades de energía a corrientes de proceso contenidas en serpentines tubulares a partir de la combustión de combustibles líquidos y gaseosos, para elevar sus niveles de temperatura y modificar sus características químicas y físicas, para cumplir con las condiciones de proceso. Estos equipos son conocidos también como calentadores de proceso u hornos de proceso.

El calentador a fuego directo **BA401** es inspeccionado de acuerdo con los requerimientos de las siguientes normas, códigos y estándares, respecto al impacto ambiental, por el uso de combustibles y emisiones a la atmosfera.

Las normas que inspeccionan al calentador **BA401** son:

- NOM-085-SEMARNAT-1994 Emisión máxima permisible de contaminantes a la atmósfera en fuentes fijas.
- NOM-022-SSA1-1993 Calidad del aire.
- NOM-023-SSA1-1993 Calidad del aire.
- NOM-024-SSA1-1993 Calidad del aire.
- NOM-009-ENER-1995 Eficiencia energética en aislamientos térmicos industriales.
- NMX-AA-09-1993-SCFI Determinación de flujo de gases en un conducto por medio de tubo pitot.
- NOM-008-SCFI-2002 Sistema general de unidades de medida.
- NMX-AA-107-1988 Calidad del aire-estimación de la altura efectiva de chimenea y de la dispersión de contaminantes-método de prueba
- ISO 13705 Industria del petróleo y gas natural- calentadores a fuego directo para servicios generales de refinación. (Petroleum and Natural gas industries fired heaters for general refinery service)
- ISO 13704 Industria del petróleo y gas natural - cálculo de calentadores/espesores de tubería en refinerías de petróleo primera edición. (Petroleum and Natural gas industries - calculation of heaters/tube thickness in petroleum refineries first edition)

4.2.3 Reactor DC401.

El reactor contiene 53 736.7 Kg de catalizador soportado sobre un lecho de esferas de alúmina. 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 temperatura de salida del reactor puede conocerse por el indicador de temperatura con automatización en consola con el instrumento TI-400-14. La Temperatura 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 esté activado para llevar a

cabo las reacciones de hidrotratamiento. Sólo 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 343.3°C, la velocidad de reacción es sumamente rápida, manteniéndose este incremento hasta la temperatura de 371°C. Arriba de 371°C sólo 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 en la velocidad de reacción se logra a temperaturas un poco mayores. Todas las reacciones de hidrotratamiento dependen del hidrógeno presente, siendo más efectivas cuando la presión parcial del hidrógeno es mayor.

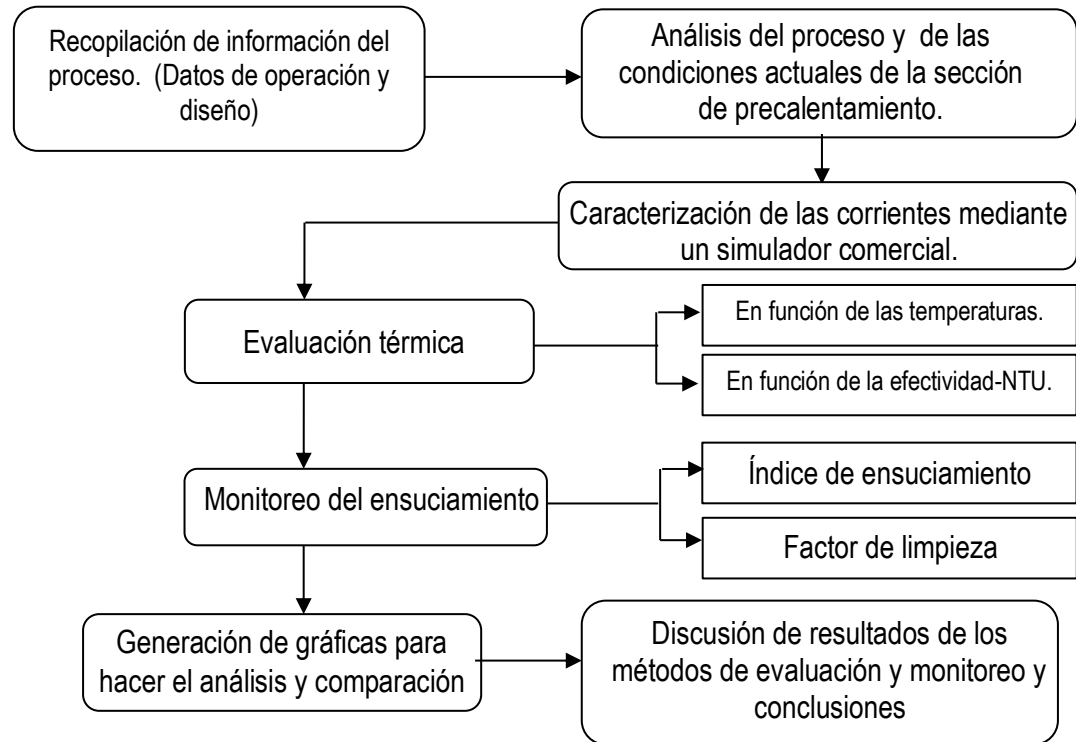
CAPITULO 5. MONITOREO Y EVALUACIÓN DE LOS TRENES DE LOS PRECALENTAMIENTO

5.1 Descripción de actividades para el monitoreo y evaluación.

Para la evaluación y monitoreo de la eficiencia térmica y el ensuciamiento en la sección de precalentamiento de la planta hidrosulfuradora de naftas No. 1 en la refinería Antonio Dovalí Jaime, se seguirá una metodología que posteriormente se esquematizara en un diagrama de flujo, haciendo hincapié en el objetivo de conocer el método más eficaz de monitoreo.

- Recopilación de información del proceso, datos de operación de la planta y en condiciones de diseño.
- Análisis del proceso y condiciones actuales de la planta, con enfoque a la eficiencia térmica y al ensuciamiento en los equipos de transferencia de calor.
- Caracterización de las corrientes. Una vez obtenida la información necesaria de las corrientes de la sección como temperatura, presión y flujo así como datos del laboratorio, puede caracterizarse dicha corriente mediante un simulador y permitir así crear una a base de datos de referencia de las propiedades fisicoquímicas de las mezclas.
- Evaluación de los modelos de evaluación de eficiencia térmica y monitoreo del ensuciamiento para crear un escenario acerca de las condiciones reales de los equipos.
- Generación de graficas de los diferentes métodos para hacer la comparación de cuál es la que se ajusta más, tanto a los datos de operación como de los diseño.
- Análisis de los datos obtenidos, las condiciones de ensuciamiento de los intercambiadores de calor.

Diagrama de Flujo.



5.2 Recopilación de datos operacionales de la planta.

Para el monitoreo y evaluación de los intercambiadores de calor en la sección de precalentamiento en condiciones de operación es necesario contar con información como:

- Flujo volumétrico y másico de entrada a la sección de precalentamiento y reacción.
- Perfil de temperaturas de la sección de precalentamiento y reacción; Temperaturas de entrada y salida de las corrientes de los intercambiadores de calor.
- Diferenciales de presión de los equipos de transferencia de calor.

Para así hacer una comparación en base a diseño, de las condiciones actuales con las que se encuentran operando los equipos.

5.2.1 Obtención de datos mediante el sistema PI.

La temperatura de un fluido está siendo medida por diferenciales de potencial eléctrico generadas por un termopar, de esa misma forma el flujo volumétrico que pasa por una tubería es medido por un diferencial de presión medidos por medio de una placa de orificio. A cada intervalo de tiempo, los valores medidos de estas corrientes son enviadas a un banco de datos en la refinería. Ese banco de datos forma parte de una estructura de información interna llamado "SYSTEM PLANT INFORMATION™" (OSI Software, 2000).

Con la finalidad de transformar esta información obtenida de un sinnúmero de instrumentos localizados en las plantas de proceso, el sistema PI cuenta con un "software" que contiene gráficas y diagramas que facilitan la visualización de dicha información. Esta información puede ser así también utilizada en hojas de cálculo mediante EXCEL™ (MICROSOFT CORPORATION, 2010) ya que EXCEL™ permite acceso al banco de datos arrojando valores como temperaturas, presiones, flujos y datos del laboratorio enlazadas mostrando las condiciones instantáneas de operación así como históricas si así se desea.

1/3/2012		U-400 I: HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS No. 1		
				01-mar-2012 05:00:00
		DISEÑO	INSTANT.	1
Carga FA-401	SCHGA.TI-400-01/A11/PV.CV	36	42.98620987	40.91953481
Sal. Carga EA-401 C/D	SCHGA.TI-400-05/A11/PV.CV	251	212.1320038	180.2517083
Sal. Carga EA-401 A/B	SCHGA.TI-400-04/A11/PV.CV	251	216.1658936	199.733727

Hora de obtención de datos

Números de instrumentos

Valores medidos

Fig. 13 Visualización del sistema PI en una hoja de datos de EXCEL™

5.2.2 Obtención de datos en campo.

La sección de precalentamiento y reacción, y en específico las entradas y salidas de los trenes de precalentamiento cuentan con sensores de temperatura, lado tubos que posteriormente son registrados en el sistema de control redistribuido de la planta o sistema PI, anteriormente mencionado para el monitoreo de estos, mientras que de lado coraza, la instrumentación en la unidad solo cuenta en la salida de los trenes de precalentamiento. Es decir la entrada de los trenes AB y CD en lado coraza es una medición en campo directamente en el área de proceso.

La medición de las temperaturas de los trenes AB y CD de lado coraza se obtiene utilizando un pirómetro “Fluke 568 IR Thermometer”, con una emisividad de 0.88 para el material del tipo de tubería en el cual tiene lugar la medición.



Fig. 14 Pirómetro Fluke 568, utilizado para la medición de temperaturas en campo.

5.2.3 Condiciones operacionales de la planta.

El monitoreo y análisis térmico de los trenes de precalentamiento tendrán un histórico de un año en el periodo comprendido de: 01 de abril del 2011 a 30 abril 2012, delimitando así el análisis a 395 días.

- 07/09/2011-09/09/2011.- Lavado de intercambiadores con condensado (agua de alimentación a calderas)

- 04/01/2012-05/01/2012.- Lavado de intercambiadores con condensado (agua de alimentación a calderas
- 20/03/2012-31/03/2012.- Lavado desmontando equipo, extracción de núcleos, lavado de tubos.

La carga de alimentación total a la sección de precalentamiento y reacción, obtenidos del sistema PI, equipos **EA401-AB** y **EA401-CD**, indica 395 datos históricos entre el periodo abril 2011-abril 2012, de los cuáles fueron omitidos los días fuera de operación por mantenimiento ya mencionados, posteriormente la realización de promedios mensuales, Tabla 1.

Tabla 1. Promedios mensuales de la carga de alimentación total a la sección de precalentamiento y reacción.

FECHA	ALIMENTACIÓN A LA UNIDAD	
	BDP	Kg/h
abr-11	22,519.53	1506.56
may-11	24,634.97	564.14
jun-11	23,851.28	1595.65
jul-11	22,685.95	1517.69
ago-11	22,395.00	1498.23
sep-11	22,793.01	1524.85
oct-11	23,134.00	1547.66
nov-11	22,555.00	1508.93
dic-11	22,131.00	1480.56
ene-12	22,610.00	1512.61
feb-12	21,773.00	1456.61
mar-12	20,800.92	1391.58
abr-12	23,307.64	1559.28

La carga de alimentación a la planta Hidrodesulfuradora de naftas, al entrar a la sección de precalentamiento y reacción es dividida en dos diferentes trenes AB y CD que corresponden a los intercambiadores de calor **EA-401-A**, **EA-401-B**, **EA401-C** y **EA401-D**.

Tabla 2. Promedios mensuales de la carga al tren de precalentamiento AB.

FECHA	CARGA AB (BPD)	Kg/h
abr-11	11,572.40	774.19
may-11	12,114.37	810.45
jun-11	11,811.06	790.16
jul-11	11,341.74	758.76
ago-11	11,305.39	756.33
sep-11	11,754.58	786.38
oct-11	11,797.86	789.28
nov-11	11,503.42	769.58
dic-11	11,088.44	741.82
ene-12	10,510.09	703.12
feb-12	10,800.83	722.58
mar-12	10,400.85	695.82
abr-12	11,530.03	771.36

Tabla 3. Promedios mensuales de la carga al tren de precalentamiento CD

Fecha	CARGA CD (BPD)	Kg/h
abr-11	11,572.00	774.17
may-11	12,095.70	809.20
jun-11	11,809.92	790.08
jul-11	11,083.48	741.48
ago-11	10,914.70	730.19
sep-11	11,038.43	738.47
oct-11	11,177.97	747.81
nov-11	11,040.79	738.63
dic-11	10,887.06	728.34
ene-12	10,492.24	701.93
feb-12	10,799.74	722.50
mar-12	10,400.07	695.76
abr-12	11,530.20	771.37

En la siguiente gráfica se muestra la tendencia que ha tenido la carga total a la sección de precalentamiento, así también la alimentación a cada uno de los dos trenes:

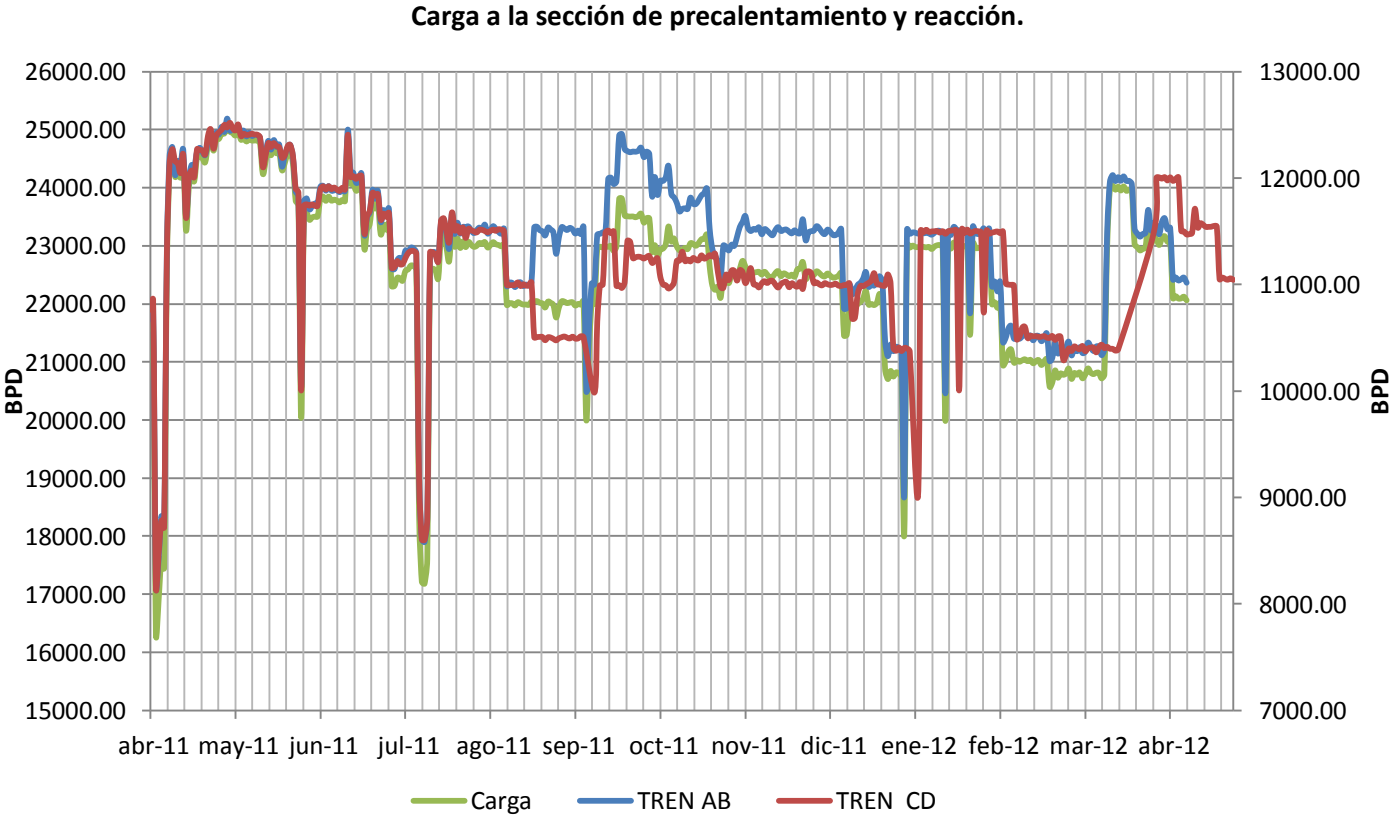


Fig. 15 Gráfica de tendencia de las cargas de alimentación a la sección de precalentamiento de abril del 2011 a abril 2012.

El perfil de temperaturas de la sección de precalentamiento y reacción, comprendiendo las temperaturas de entrada y de salida de los intercambiadores de calor, en el tren AB (Tabla 4) y para el tren CD (Tabla 5) considerando las temperaturas con medición en campo de comportamiento estable se presentan en las siguientes tablas:

Tabla 4. Promedios mensuales de las temperaturas en el tren de precalentamiento AB.

TREN AB FECHA	UNIDAD	LADO CORAZA		LADO TUBOS	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
abr-11	°c	48	209.63	292.10	149.22
may-11	°c	48	139.33	194.60	115.75
jun-11	°c	48	206.28	286.60	152.09
jul-11	°c	48	206.28	288.43	153.26
ago-11	°c	48	205.00	285.80	158.00
sep-11	°c	48	207.00	287.00	154.00
oct-11	°c	48	205.00	286.40	155.00
nov-11	°c	48	204.00	286.90	156.00
dic-11	°c	48	200.00	281.40	155.00
ene-12	°c	48	206.00	267.10	153.00
feb-12	°c	48	201.00	283.00	157.00
mar-12	°c	48	200.00	287.00	164.00
abr-12	°c	48	218.40	302.80	147.06

Tabla 5. Promedios mensuales de las temperaturas en el tren de precalentamiento CD.

C/D FECHA	UNIDAD	LADO CORAZA		LADO TUBOS	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
abr-11	°c	48	191.99	292.10	145.16
may-11	°c	48	126.64	194.60	114.22
jun-11	°c	48	188.54	286.60	147.90
jul-11	°c	48	187.00	288.43	149.42
ago-11	°c	48	186.00	285.80	155.00
sep-11	°c	48	189.00	287.00	155.00
oct-11	°c	48	186.00	286.40	157.00
nov-11	°c	48	184.00	286.90	158.00
dic-11	°c	48	181.00	281.40	154.00
ene-12	°c	48	189.00	267.10	151.00
feb-12	°c	48	183.00	283.00	155.00
mar-12	°c	48	180.00	287.00	161.00
abr-12	°c	48	216.15	302.80	137.95

5.3 Caracterización de los flujos.

Para realizar a cabo un análisis térmico es primordial el conocimiento del tipo de flujo y las propiedades termo físicas que este tiene en las condiciones reales en la que se encuentra. Para ello se hará uso de un simulador comercial, puesto que los flujos por su naturaleza de una mezcla se desconocen con exactitud su composición e información termo física. Para la caracterización con simulación de los flujos que intervienen en la sección de precalentamiento es necesario identificar que flujos son los de interés para el análisis. Teniendo como base que se necesita:

- Conocer la composición de la corriente fría que entra a la sección de precalentamiento, sabiendo que el flujo de nafta amarga que es enviada a dicha sección es mezclada con una corriente rica en hidrógeno.
- Conocer la composición de la corriente después de haber pasado por el reactor, sabiendo que ahí es donde se realizan las reacciones químicas del proceso y modifica las condiciones iniciales de la corriente, también denominada corriente caliente o de salida.
- Propiedades termo físicas de la corriente caliente y fría.

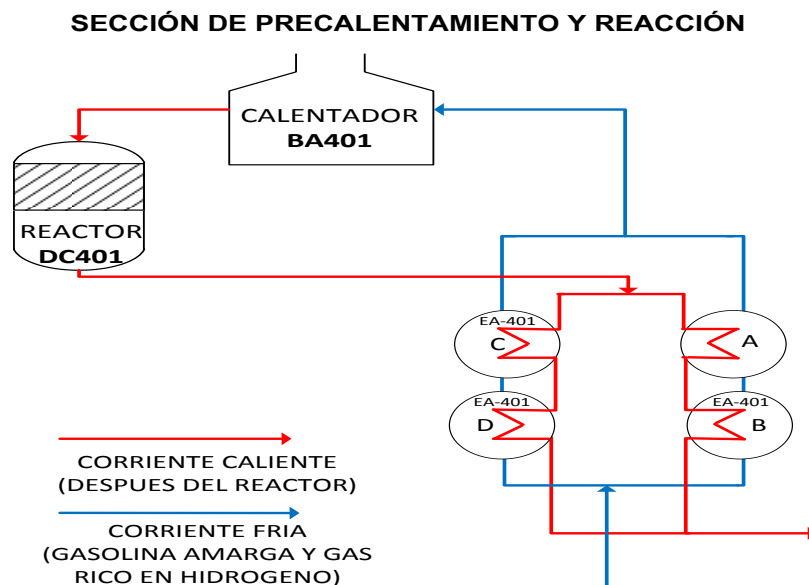


Fig. 16 Diagrama de la sección de precalentamiento y reacción. Corriente fría y caliente.

5.3.1 Caracterización de los flujos empleando la simulación

5.3.1.1 Datos empleados para la simulación

La simulación de la corriente fría o corriente inicial, permitirá conocer las condiciones de la mezcla de gasolina amarga y una corriente rica en hidrógeno que entra al sistema de precalentamiento, y para ello se utilizaron los datos en base a operación, tomada del sistema PI y de un estudio de laboratorio a dichas corrientes:

Tabla 6. Datos empleados para la caracterización de la gasolina amarga para el simulador.

GASOLINA AMARGA		
Flujo	BPD	23408.5
Temperatura	°C	21.7
Presión	Kg/cm ²	2.2
CARACTERIZACIÓN		
Destilación D-86 al 90% (°C)		
DEST. D-86 TIE		38.0
DEST. D-86 10%		67.3
DEST. D-86 50%		110.8
DEST. D-86 90%		151.4
DEST. D-86 95%		161.7
DEST. D-86 TFE		179.1

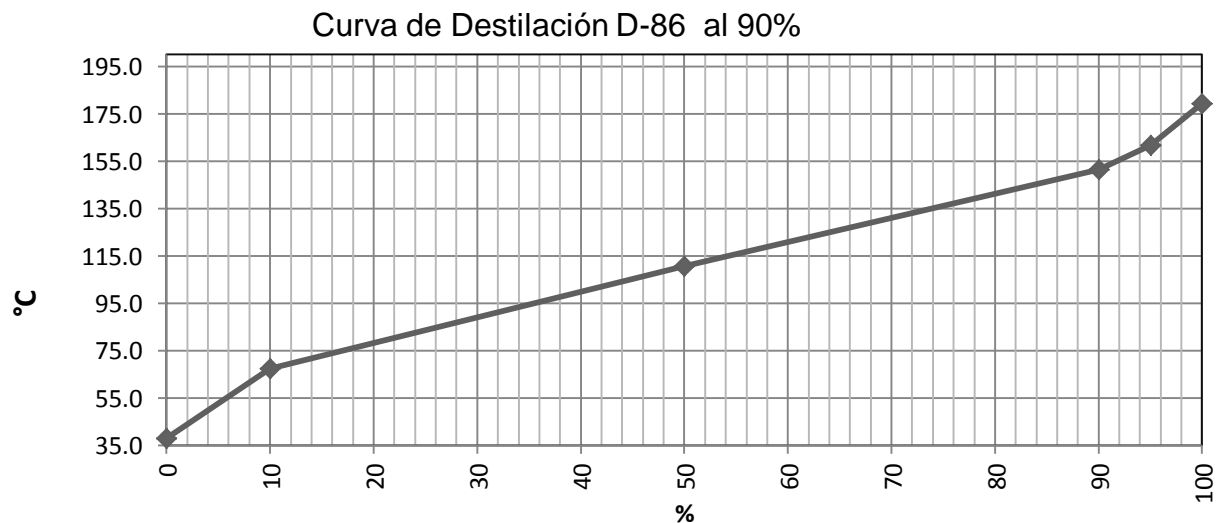


Fig. 17. Curva de destilación D-86 al 90% de la gasolina amarga.

Tabla 7. Datos empleados para la caracterización del gas rico en hidrogeno para la simulación.

GAS RICO EN HIDROGENO		
Flujo	m ³ /D	782,024.20
Temperatura	°C	52.4
Presión	Kg/cm ²	2.1
COMPOSICIÓN. Análisis piano		
Hidrogeno		95.8
Comp. Metano (C1)		1.5
Comp. Etano (C2)		0.4
Comp. propano (C3)		0.2
Comp. Isobutano (IC4)		0.1
Comp. N. butano (NC4)		0.4
Comp. Isopentano (IC5)		0.3
Comp. N pentano (NC5)		0.4

La caracterización de la corriente caliente, para su realización en el simulador estaba basada en los cambios que se suscitan después del factor clave, que son las reacciones química del proceso de desulfuración que tienen lugar en el reactor DC-401.

Para ello es necesario simular una mezcla de todos los efluentes del reactor, que son en sí los productos que provienen de este. Es así como se toma como información los productos y subproductos de la unidad Hidrodesulfuradora de naftas; el producto que es la gasolina dulce, gas amargo y pentanos excluyendo la corriente de butanos por su baja corriente y dificultar el análisis de la composición de esta.

Tabla 8. Datos empleados para la caracterización de la gasolina hidrotratada o dulce para la simulación.

GASOLINA HIDROTRADA O DULCE		
Flujo	BDP	19995.64897
Temperatura	°C	290
Presión	Kg/cm ²	5.7
CARACTERIZACIÓN		
Curva de destilación (°C)		
DEST. D-86 TIE		91.6
DEST. D-86 10%		104.4
DEST. D-86 50%		122.6
DEST. D-86 90%		154.6
DEST. D-86 95%		164.6
DEST. D-86 TFE		181.9

Curva de destilación D-86 al 90%

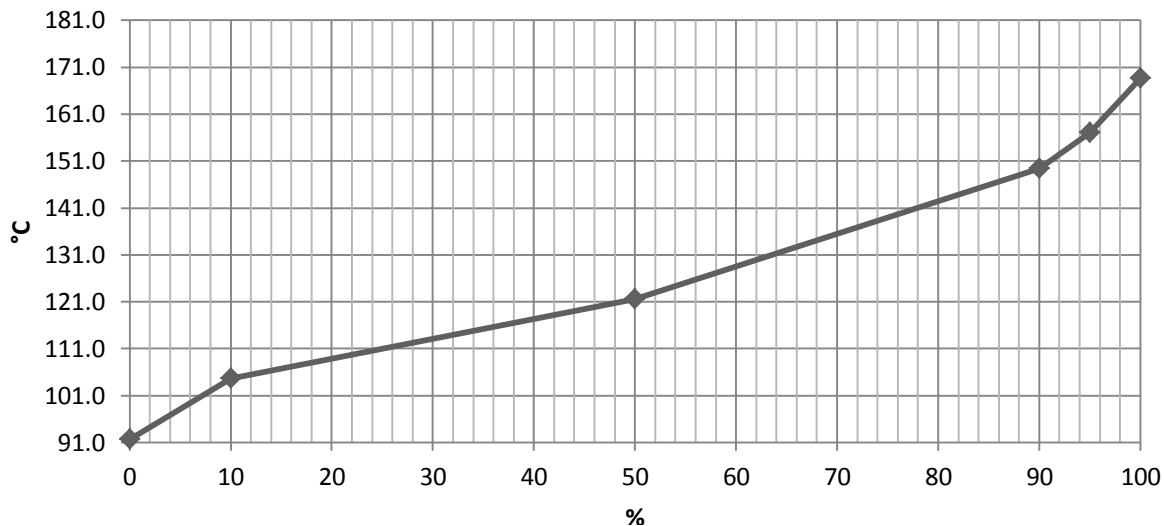


Fig. 18 Curva de destilación D-86 al 90% del producto de la unidad, gasolina dulce.

Tabla 9. Datos empleados para la caracterización del gas amargo para la simulación.

GAS AMARGO		
Flujo	M ³ /d	81216.5
Temperatura	°C	83
Presión	Kg/cm ²	4.2
COMPOSICIÓN		
Hidrogeno (H2)		65.4
Comp. metano (C1)		5.3
Comp. Etano (C2)		5.5
Comp. propano (C3)		5.1
Comp. isobutano (IC4)		3.1
Comp. N.butano (NC4)		12.3
Comp. Isopentano (IC5)		0.3843
Comp. N pentano (NC5)		0.11720
Comp. Más pesados		0.1172
Ácido sulfhídrico (H2S)		2.6624

Tabla 10. Datos empleados para la caracterización de pentanos y hexanos para la simulación.

PENTANOS Y HEXANOS		
Flujo	M ³ /d	4251.8
Temperatura	°C	91
Presión	Kg/cm ²	5.5
COMPOSICIÓN		
Comp. I-butano		0.0016
Comp. N-butano (NC4)		0.0526
Comp. I-pentano		0.1463
Comp. N-pentano		0.2630
Comp. Ciclopentano		0.0212
Comp. telynglicol		0.0193
Comp. 2-M-pentano		0.1344
Comp. N-hexano		0.2556
Comp. 11-M-ciclopentano		0.0029
Comp. 3-M-Hexano		0.0114
Comp. N-Heptano		0.0013

5.3.1.2 Simulación de los flujos de la sección de precalentamiento

Las simulaciones de los flujos de alimentación a la sección de precalentamiento, tienen como objetivo conocer las propiedades de las mezclas fría y caliente, en condiciones de operación, por lo cual se utilizara un mezclador como equipo de simulación.

El simulador, realiza un balance de corrientes, que representa 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 18.

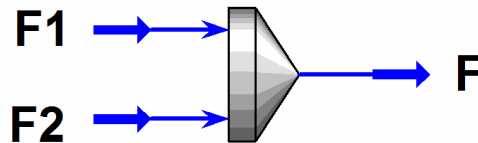


Fig. 19 Mezclador de corrientes

Siendo X , 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.

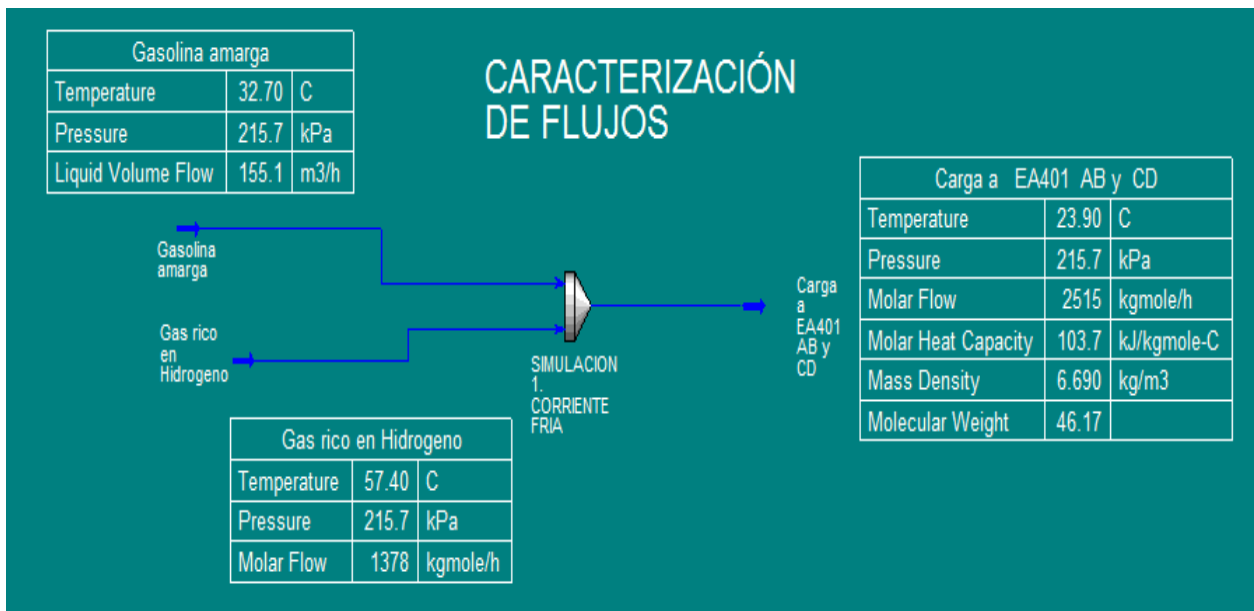


Fig. 20 Simulación de la corriente fría. Mezcla de gasolina amarga y gas rico en hidrogeno.

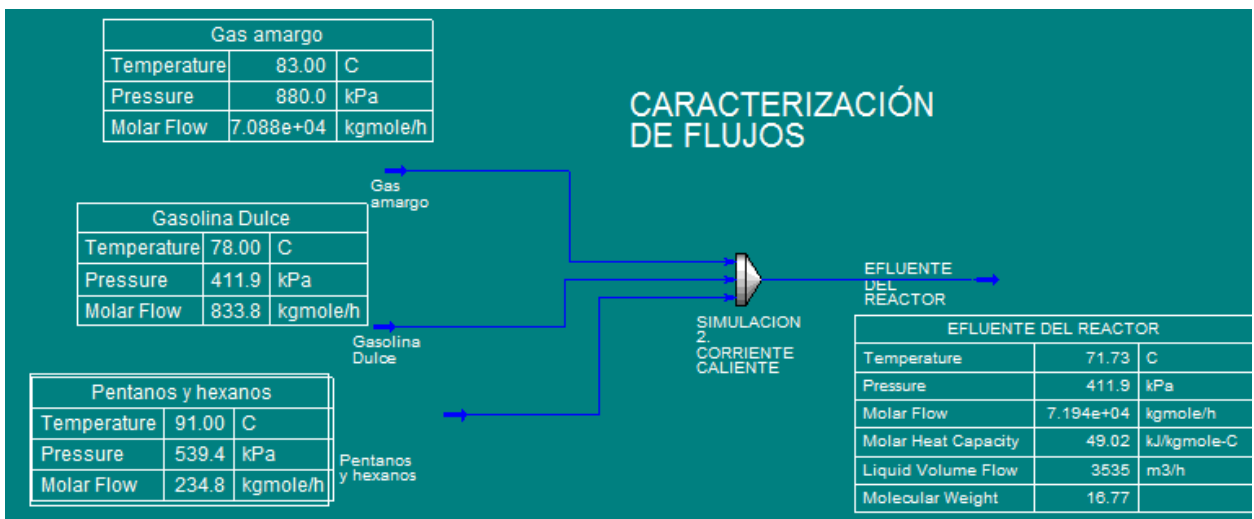


Fig. 21 Simulación de la corriente caliente. Efluentes del reactor.

A continuación se muestran los resultados del simulador usado, en los que se resume toda la caracterización de las corrientes al tener las propiedades termo físicas como temperatura, calor específico, así como la densidad y composición real de los flujos que intervienen en los intercambiadores de calor **EA-401 A/B/C/D**, que serán de utilidad en el análisis térmico y monitoreo del ensuciamiento en dichos equipos.

Tabla 11. Resultados de la simulación de la corriente fría. Entrada a la sección de precalentamiento.

SIMULACION 1.		Corriente fría: Carga a EA 401A/B/C/D		
PROPIEDADES				
	TOTAL MEZCLA	FASE VAPOR	FASE LÍQUIDA	
Temperatura, °C	23.9	23.9	23.9	
Presión Kpa	215.7	215.7	215.7	
Flujo volumétrico m ³ /h	1.74E+04	1.72E+04	142.4	
Flujo másico Kg/hr	1.16E+05	1.38E+04	1.02E+05	
Densidad kg/m ³	6.69	0.8019	718.3	
Calor específico Kj/Kg °C	2.247	4.078	2.00	
Volumen molar m ³ /Kg mol°C	6.9	11.44	0.1419	
COMPOSICIÓN				
Componentes	Flujo molar (Kgmol/h)	Fracción mol	Flujo másico (Kg/h)	
Hidrógeno	1331	0.5292	2683	
Metano	20.9	0.008311	355.3	
Etano	2.787	0.001108	83.8	
Propano	5.574	0.002216	245.8	
I-Butano	1.393	0.0005541	80.99	
n-Butano	6.969	0.00277	405	
I-Pentano	4.18	0.001662	301.6	
n-pentano	5.574	0.002216	402.1	
NBP(0)0*	42.69	0.01698	2384	
NBP(0)13*	45.15	0.01795	2751	
NBP(0)27*	42.88	0.01705	2853	
NBP(0)43*	84.21	0.03348	6202	
NBP(0)55*	111.1	0.04419	8731	
NBP(0)68*	97.36	0.03872	8212	
NBP(0)83*	62.87	0.025	5684	
NBP(0)101*	123.5	0.04909	1.23E+04	
NBP(0)109*	133.7	0.05315	1.39E+04	
NBP(0)125*	102.3	0.04066	1.15E+04	
NBP(0)137*	141.4	0.05622	1.69E+04	
NBP(0)153*	68.15	0.0271	8723	
NBP(0)166*	51.06	0.02031	6932	
NBP(0)181*	30.42	0.0121	4392	
TOTAL	2515	1.000	1.16E+05	

Tabla 12. Resultados de la simulación de la corriente caliente. Efluente del reactor y entrada lado tubos a los trenes de precalentamiento.

SIMULACION 2		Corriente caliente: Efluente del reactor		
PROPIEDADES				
	TOTAL MEZCLA	FASE VAPOR	FASE LÍQUIDA	
Temperatura, °C	71.73	71.73	71.73	
Presión Kpa	411.9	411.9	411.9	
Flujo volumétrico m ³ /h	3.54E+03	3.54E+03	0.1047	
Flujo másico Kg/hr	1.21E+06	1.21E+06	1.18E+02	
Densidad	2.419	2.419	1080	
Calor específico Kj/Kg °C	2.923	2.923	2.33	
Volumen molar m ³ /Kg mol°C	6.932	6.932	0.1382	
COMPOSICIÓN				
Componentes	Flujo molar (Kgmol/h)	Fracción mol	Flujo másico (Kg/h)	
Metano	3865	0.05372	6.20E+04	
Etano	4010	0.05574	1.21E+05	
Propano	3865	0.05372	1.70E+05	
I-Butano	2115	0.02949	1.23E+05	
n-Butano	8835	0.1228	5.14E+05	
I-Pentano	107.3	0.001491	7739	
n-pentano	134.7	0.001872	9716	
Hidrogeno	4.81E+04	0.6679	9.69E+04	
22-M-butano	0.00	0.00	0.00	
Ciclopentano	4.967	6.90E+05	348.4	
Telinglicol	4.532	6.30E+05	680.6	
2-M-pentano	31.54	0.0004384	2728	
n-Hexano	60	0.0008339	5170	
M-Ciclopentano	0.5806	8.07E+05	48.86	
Benceno	7.073	9.83E+05	552.5	
Ciclohexano	9.626	0.0001318	8.10E+02	
2-M-hexano	4.089	5.68E+05	4.10E+02	
11-Mciclopentano	0.5609	7.80E+06	5.51E+01	
3-Mhexano	2.676	3.72E+05	2.68E+02	
n-heptano	0.3029	4.21E+07	30.35	
113-MCC5	0.01963	2.72E+07	2.203	
NBP(0)128*	111.1	0.001545	1.27E+04	
NBP(0)142*	119.00	0.001654	1.45E+04	
NBP(0)155*	92.27	0.001282	1.20E+04	
NBP(0)171*	43.78	0.000609	6086	
TOTAL	7.19E+04	1	1.21E+04	

5.4 Análisis de las condiciones operacionales actuales de la sección de precalentamiento

Para el análisis de las condiciones actuales de la sección de precalentamiento usando los promedios mensuales de las temperaturas de entrada y salida de los trenes de intercambiadores de calor AB y CD; es importante recalcar el objetivo de la sección de precalentamiento, que es aumentar la temperatura de la carga al calentador **BA-401**, con el objetivo no forzarlo a sus condiciones de diseño.

La carga térmica al calentador **BA-401**, es la temperatura de salida de la carga es decir el lado coraza de los trenes AB y CD. Por cuál en la figura 21, se muestra la tendencia de las temperaturas que han tenido en el periodo de un año. Así mismo la tendencia de temperaturas de la corriente que le cede calor a la carga, el lado tubos de los trenes de precalentamiento AB y CD, figura 22.

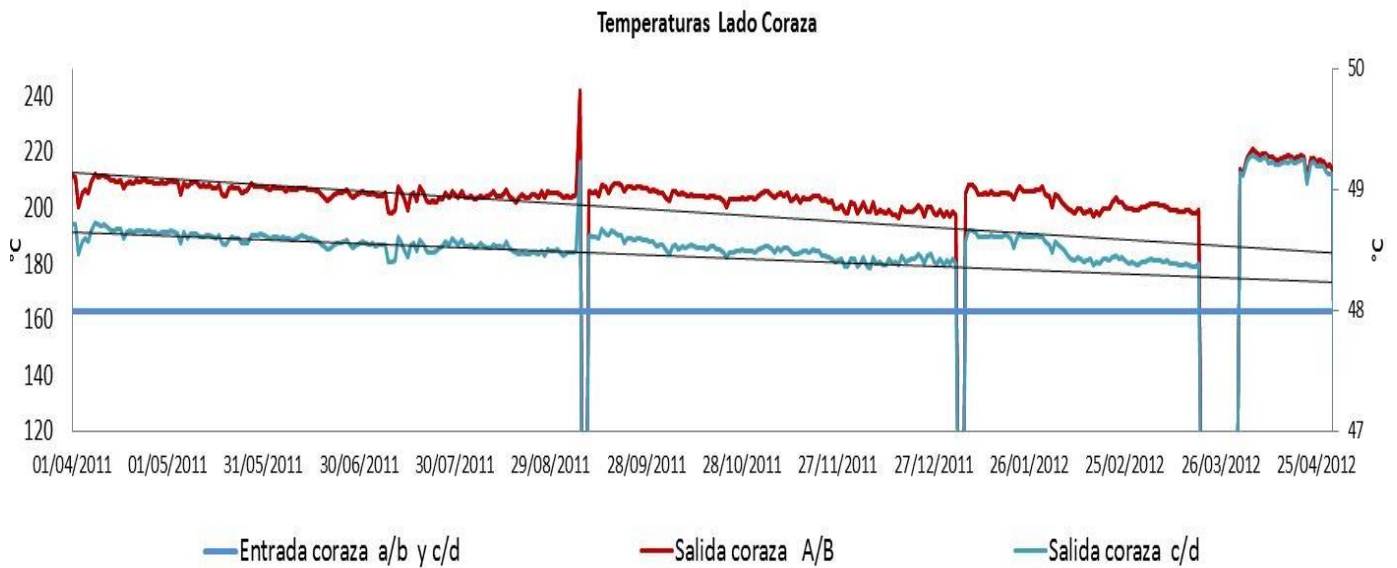


Fig. 22 Temperaturas de los trenes de precalentamiento A/B y C/D de lado coraza

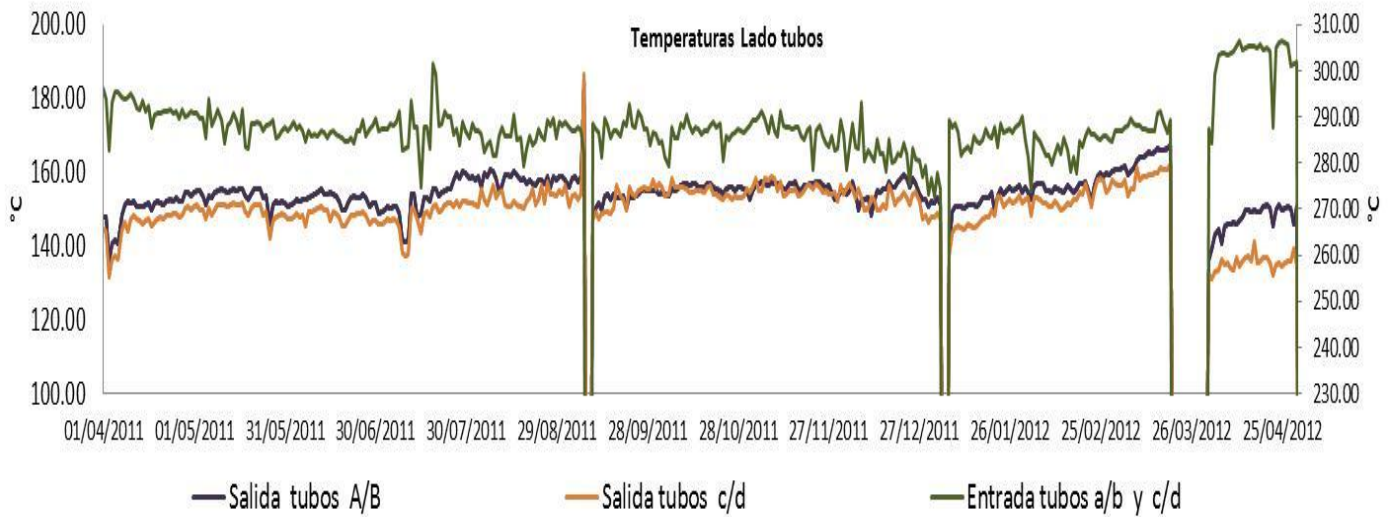


Fig. 23 Temperaturas de los trenes de precalentamiento A/B y C/D de lado tubos.

Como se muestra en la figura 21, las temperaturas de salida de lado coraza al calentador DC401, ha venido presentando una disminución gradual en el periodo comprendido, como muestran las líneas de tendencia de la gráfica.

5.4.1 Análisis de temperaturas del tren de precalentamiento en base a diseño

Un análisis sencillo de la sección de precalentamiento es la comparación con su información dada en la hoja de datos del equipo, en este caso de los intercambiadores de calor A/B/C/D que proporcionan la información de diseño del mismo, (anexo 1) tomando como referencia para dicho análisis la diferencia de temperatura, o ΔT de la lado coraza, que es la corriente de i interés al ser esta la carga que va al calentador, y necesita recuperar el calor u energía.

Como se puede apreciar en la tabla13, para las temperaturas de lado coraza en los dos trenes AB y CD en el periodo comprendido muestra que la carga al pasar por los trenes de intercambio de calor no alcanza la ΔT de diseño, es decir los equipos fueron diseños para recuperar o tener un ganancia mayor de temperatura a los que actualmente se encuentra operando.

Tabla 13. Comparación del diferencial de temperaturas de los trenes de precalentamiento en operación y a diseño.

TIEMPO	T_{C1} AB-CD	T_{C2} AB	T_{C2} CD	ΔT AB	ΔT CD
DISEÑO	46.44	251.91	251.91	205.47	205.47
abr-11	48	209.63	191.99	161.63	143.99
may-11	48	139.33	126.64	91.33	78.64
jun-11	48	206.28	188.54	158.28	140.54
jul-11	48	206.28	187.00	158.28	139.00
ago-11	48	205.00	186.00	157.00	138.00
sep-11	48	207.00	189.00	159.00	141.00
oct-11	48	205.00	186.00	157.00	138.00
nov-11	48	204.00	184.00	156.00	136.00
dic-11	48	200.00	181.00	152.00	133.00
ene-12	48	206.00	189.00	158.00	141.00
feb-12	48	201.00	183.00	153.00	135.00
mar-12	48	200.00	180.00	152.00	132.00
abr-12	48	218.40	216.15	170.40	168.15

5.4.2 Análisis de temperaturas de la carga térmica al calentador BA-401.

El calentador **BA-401** es el calentador de carga al reactor **DC-401**, este tiene como principal función darle a la carga, la temperatura óptima para que se realizan las reacciones químicas del proceso de desulfuración

Las propiedades de este, así como las características particulares, propia del equipo es descartada del proceso de análisis, delimitándolo a la única información de diseño que es de interés para el análisis térmico a la sección de precalentamiento, que es la ΔT permisible del calentador en base de diseño y la que actualmente está forzado a operar, aumentando la cantidad de combustible y otros posibles daños al equipo.

Tabla 14. Comparación del diferencial de temperaturas del calentador **BA-401** en operación y a diseño.

TIEMPO	T _{C2 AB}	T _{C2 CD}	ENTRADA BA-401	SALIDA BA401	ΔT
DISEÑO	251.91	251.91			56
abr-11	209.63	191.99	200.81	288.17	87.41
may-11	139.33	126.64	132.99	285.63	86.61
jun-11	206.28	188.54	197.41	257.52	87.05
jul-11	206.28	187.00	196.64	283.31	87.96
ago-11	205.00	186.00	195.50	283.68	88.38
sep-11	207.00	189.00	198.00	268.47	80.88
oct-11	205.00	186.00	195.50	283.68	88.57
nov-11	204.00	184.00	194.00	281.30	87.47
dic-11	200.00	181.00	190.50	278.62	88.19
ene-12	206.00	189.00	197.50	265.24	78.78
feb-12	201.00	183.00	192.00	279.51	87.89
mar-12	200.00	180.00	190.00	279.36	88.91
abr-12	218.40	216.15	217.28	298.54	81.59

El análisis al calentador muestra como está muy por encima las condiciones en las que se encuentra trabajando, de $\Delta=56^{\circ}\text{C}$ que tiene como diferencial de temperatura de diseño. El calentador BA-401 se encuentra operando hasta con 81, 86, 87°C de diferenciales de temperatura, temperatura la cual esta forzado a aumentar el calentador, Haciéndolo trabajar fuera de sus límites permisibles, y como consecuencia, trabajando con más combustible para alcanzar esas temperaturas.

Es por ello que es de vital importancia hacer hincapié en los trenes de precalentamiento que es motivo del actual análisis térmico, que tienen como principal objetivo no forzar al calentador BA-401 y recuperar la energía de este.

5.5 Determinación de LMTD corregida.

Con el perfil completo de temperaturas de la sección de precalentamiento y reacción en los dos diferentes trenes podemos hacer el cálculo de la media logarítmica corregida. Para el cálculo de LTMD corregida primero debemos

calcular el factor de obstrucción dado para la geometría de los equipos, gráfica de factor de corrección para un intercambiador de calor para dos pasos en la coraza y un múltiplo de dos pasos en los tubos. *Cortesía de la tubular exchanger Manufacturer's Association (Figura 9)* Con los datos de operación de abril del 2011:

Ecuación 9
$$P = \frac{T_{h2}-T_{h1}}{T_{c1}-T_{c2}} = \frac{149.22-292.10}{48-209.63} = 0.8853$$

Ecuación 10
$$R = \frac{T_{c1}-T_{c2}}{T_{h2}-T_{h1}} = \frac{48-209.62}{149.22-292.10} = 1.1311$$

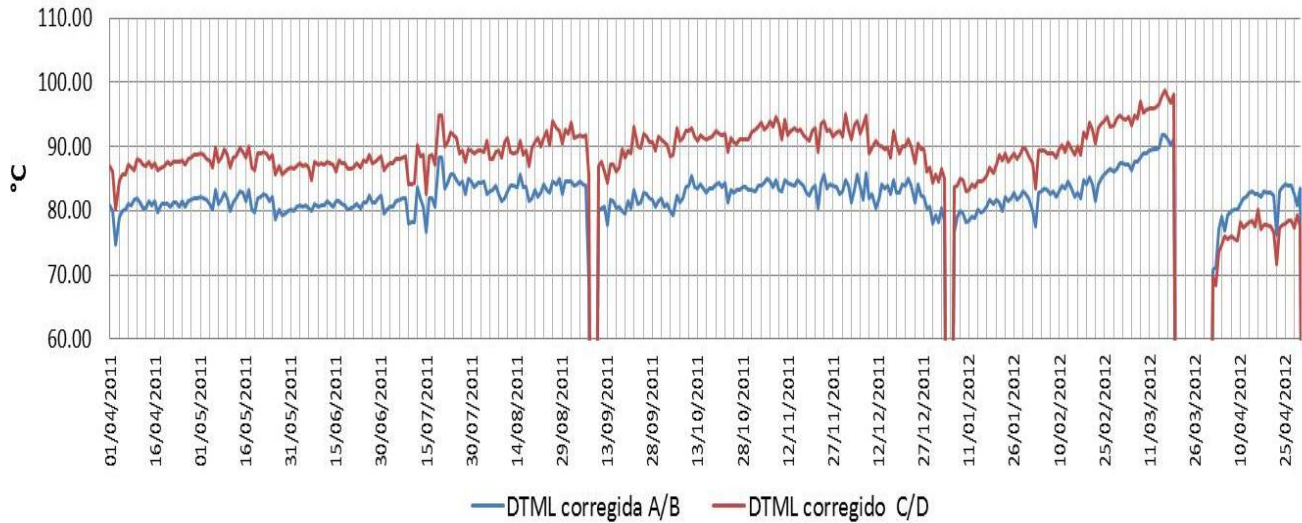
El valor de corrección para la configuración del intercambiador y temperaturas de operación (01/04/2011), es de 0.88.

Ecuación 8
$$LMTD = \frac{(T_{h1}-T_{c2})-(T_{h2}-T_{c1})}{\ln\left(\frac{T_{h1}-T_{c2}}{T_{h2}-T_{c1}}\right)} = 91.76$$

$$LMTD = 91.76 * Ft = 80.54$$

Tabla 15. Diferencias medias logarítmicas. Diferencia de temperaturas globales en los trenes de precalentamiento AB y CD.

FECHA	UNIDAD	AB		CD	
		DTML	DTML (0.88)	DTML	DTML(0.85)
abr-11	°c	91.53	80.54	98.63	86.79
may-11	°c	61.30	53.94	67.08	59.03
jun-11	°c	91.69	80.69	98.98	87.10
jul-11	°c	93.23	82.04	101.42	89.25
ago-11	°c	94.65	83.29	103.36	90.96
sep-11	°c	92.39	81.30	102.43	90.14
oct-11	°c	93.62	82.38	104.64	92.08
nov-11	°c	94.90	83.51	106.41	93.64
dic-11	°c	93.62	82.38	103.17	90.79
ene-12	°c	81.08	71.35	89.98	79.18
feb-12	°c	94.86	83.48	103.46	91.05
mar-12	°c	100.81	88.71	109.97	96.78
abr-12	°c	91.54	80.55	88.29	77.69



LMTD (Corregida)

Fig.24 Gráfica de Diferencias medias logarítmicas, LMTD corregida AB y CD

5.6 Determinación de la eficiencia térmica

5.6.1 Determinación de la eficiencia térmica en función de las temperaturas

La eficiencia o rendimiento térmico de un intercambiador de calor y el cociente de las tasas de la capacidad de calor puede ser calculado en base a las temperaturas de entrada y salida de los flujos que intervienen en el equipo de transferencia de calor, como es el caso. Entonces:

$$E = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} \quad \text{Ecuación (10)}$$

De la misma forma para cada uno de los meses, como se presenta en la tabla 16, para el tren de precalentamiento AB, de la misma forma al tren CD, tabla 17.

Tabla 16. Eficiencia térmica en función de las temperaturas en el tren AB.

AB	EFICIENCIA TÉRMICA
FECHA	
abr-11	0.585
may-11	0.538
jun-11	0.564
jul-11	0.562
ago-11	0.537
sep-11	0.556
oct-11	0.551
nov-11	0.548
dic-11	0.542
ene-12	0.521
feb-12	0.536
mar-12	0.515

Tabla 17. Eficiencia térmica en función de las temperaturas en el tren CD.

CD	EFICIENCIA TÉRMICA
FECHA	
abr-11	0.602
may-11	0.548
jun-11	0.581
jul-11	0.578
ago-11	0.550
sep-11	0.552
oct-11	0.543
nov-11	0.540
dic-11	0.546
ene-12	0.530
feb-12	0.545
mar-12	0.527
abr-12	0.647

5.6.2 Determinación de la eficiencia térmica en función de efectividad-NTU

Usando el método de eficiencia térmica, mediante los cambios de flujo másico y propiedades termo físicas, tenemos que:

$$Q = U \cdot A \cdot \text{LMTD}$$

Y para calcular el flujo de calor suponiendo que todo el calor desprendido de la corriente fría es absorbido por la corriente caliente tenemos que:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Sí para el periodo de abril 2011 AB

$$M = 774.19 \text{ Kg/h}$$

$$C_p = 2.24 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{C} \text{ (Simulación)}$$

$\Delta T =$ Tomando de referencia el fluido frío = 161.63°C

$$Q = 774.19 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 2.24 \frac{\text{Kj}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \cdot 161.63^\circ\text{C}$$

$$Q = 280,296.4185 \frac{\text{Kj}}{\text{h}}$$

Conversión a KW

$$\text{Factor: } 1 \text{ kJ} = 0.002777 \text{ KW/h}$$

$$Q = 280,296.4185 \frac{\text{Kj}}{\text{h}} \cdot \frac{0.0002777 \frac{\text{KW}}{\text{h}}}{\text{Kj}} = 77.8383 \text{ KW}$$

Ahora entonces, mediante el método de efectividad NTU decimos que:

$$Q_{\text{caliente}} = Q_{\text{frío}} = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Determinación de $C_{m\text{ín}}$ y $C_{m\text{áx}}$, tomando en cuenta las capacidades caloríficas C_p , de la tabla de los resultados de las simulaciones (Tabla 10 y 11). Tenemos que:

$$C_p (\text{Corriente fría}) = 2.247 \frac{\text{Kj}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

$$C_p (\text{Corriente caliente}) = 2.92 \frac{\text{Kj}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

Teniendo en cuenta que el flujo másico frío que pasa por el intercambiador de lado coraza, es el mismo que el fluido caliente que entra de lado tubos entonces tenemos que:

$$m (\text{frío}) = m (\text{caliente})$$

$$m = 774.19 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Entonces:

- frio

$$C = \left(774.19 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 2.247 \frac{\text{Kj}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right) = 1,739.6049 \frac{\text{Kj}}{\text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

- Caliente

$$C = \left(774.19 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 2.29 \frac{\text{Kj}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right) = 1,772.90 \frac{\text{Kj}}{\text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Por lo tanto $C_{\text{mín}} = 1,739.6049 \frac{\text{Kj}}{\text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$

$$\Delta T_{\text{máx}} = T_{h1} - t_{h1}|C$$

$$\Delta T_{\text{máx}} = 292.10^\circ\text{C} - 48^\circ\text{C} = 244.10$$

$$R = \frac{C_{\text{mín}}}{C_{\text{máx}}} = \frac{1,739.6049 \frac{\text{Kj}}{\text{h} \cdot ^\circ\text{C}}}{1,772.90 \frac{\text{Kj}}{\text{h} \cdot ^\circ\text{C}}} = 1.1312$$

$$\text{Sí } Q_{\text{máx}} = C_{\text{mín}} (\Delta T_{\text{máx}})$$

$$\therefore Q_{\text{máx}} = 1,734.19 \frac{\text{Kj}}{\text{h} \cdot ^\circ\text{C}} (244.10 ^\circ\text{C})$$

$$Q_{\text{máx}} = 42,3164515 \frac{\text{Kj}}{\text{h}} = 117.25871 \text{ KW}$$

Efectividad

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\text{máx}}}$$

$$\varepsilon = \frac{77.64114 \text{ KW}}{117.25871 \text{ KW}}$$

$$\varepsilon = 0.66$$

$$NTU = \frac{1}{(1 - R)} \cdot LN \left(\frac{\varepsilon - 1}{R \cdot \varepsilon - 1} \right) = 0.939620$$

Entonces decimos que la eficiencia es:

$$E = \frac{\varepsilon}{NTU}$$

$$E = \frac{0.66}{.939620} = 0.704685$$

Así mismo el cálculo de eficiencia térmica para cada uno de los meses comprendidos, en el tren de precalentamiento AB (Tabla 18) y en el tren de precalentamiento CD (Tabla 19).

Tabla 18. Eficiencia térmica en función de la efectividad y NTU para el tren AB.

AB	m	Q	Qmáx			
FECHA	Kg/h	KW	KW	EFFECTIVIDAD	NTU	EFICIENCIA
abr-11	774.19	77.64116	117.25871	0.66	0.939620	0.704685
may-11	810.45	45.92831	73.72060	0.62	0.928291	0.671131
jun-11	790.16	77.60285	116.98045	0.66	0.920838	0.720412
jul-11	758.76	74.51776	113.19375	0.66	0.923159	0.713117
ago-11	756.33	73.67820	111.59666	0.66	0.900637	0.733058
sep-11	786.38	77.58149	116.61619	0.67	0.913378	0.728364
oct-11	789.28	76.88768	116.75174	0.66	0.913639	0.720807
nov-11	769.58	74.49130	114.07674	0.65	0.914852	0.713769
dic-11	741.82	69.96292	107.42991	0.65	0.910618	0.715165
ene-12	703.12	68.93142	95.58781	0.72	0.846055	0.852347
feb-12	722.58	68.59656	105.36072	0.65	0.906061	0.718565
mar-12	695.82	65.62457	103.18600	0.64	0.897884	0.708314
abr-12	771.36	81.55377	121.95055	0.67	0.955711	0.699735

Tabla 19. Eficiencia térmica en función de la efectividad y NTU para el tren CD.

CD	m	Q	Qmáx.			
FECHA	Kg/h	KW	KW	EFFECTIVIDAD	NTU	EFICIENCIA
abr-11	774.17	69.16785	117.25466	0.59	1.010165	0.583958
may-11	809.20	39.48709	73.60696	0.54	1.010952	0.530647
jun-11	790.08	68.89646	116.96916	0.59	0.993422	0.592914
jul-11	741.48	63.95062	110.61617	0.58	1.000036	0.578110
ago-11	730.19	62.52371	107.74013	0.58	0.973447	0.596149
sep-11	738.47	64.60711	109.51135	0.59	0.967384	0.609849
oct-11	747.81	64.03185	110.61734	0.58	0.968172	0.597888
nov-11	738.63	62.32943	109.48897	0.57	0.973431	0.584814
dic-11	728.34	60.10577	105.47886	0.57	0.978646	0.582271
ene-12	701.93	61.41030	95.42551	0.64	0.905990	0.710319
feb-12	722.50	60.52028	105.35012	0.57	0.973614	0.590037
mar-12	695.76	56.98544	103.17819	0.55	0.976920	0.565349
abr-12	771.37	80.48185	121.95234	0.66	0.990118	0.666532

5.7 Monitoreo del ensuciamiento en la sección de precalentamiento y reacción

5.7.1 Monitoreo del ensuciamiento mediante la resistencia térmica y el índice de ensuciamiento IF.

Cálculo de la resistencia al ensuciamiento

$$Rd = \frac{1}{(UA)_m} - \frac{1}{(UA)_{Cl}}$$

$$\text{Si } \frac{1}{(UA)_m} = \frac{(m \cdot Cp)c (T_{c2} - T_{c1})}{LMTD \cdot Ft} = \frac{(m \cdot Cp)h (T_{h2} - T_{h1})}{LMTD \cdot Ft} \quad \therefore$$

Usando el flujo másico para cada uno de los trenes de precalentamiento **AB** y **CD** (tabla 2), las temperaturas de la sección de precalentamiento y reacción (Tabla 4 y 5), el calor específico tomando como base la corriente fría, (tabla 10) y los valores de la media logarítmica corregida (Tabla 15) tenemos que:

Tabla 20. UA en condiciones medidas, del tren de precalentamiento AB.

AB		Tomando el fluido frío		
FECHA	m (kg/h)	(Mcp)	(UA)m	1/UAm
abr-11	774.19	1610.3226	3231.43888	3.09E-04
may-11	810.45	1685.73932	2854.16132	3.50E-04
jun-11	790.16	1643.53284	3224.11396	3.10E-04
jul-11	758.76	1578.22647	3044.8497	3.28E-04
ago-11	756.33	1573.1672	2965.30224	3.37E-04
sep-11	786.38	1635.67311	3198.75472	3.13E-04
oct-11	789.28	1641.69565	3128.6231	3.09E-04
nov-11	769.58	1600.72413	2990.22643	3.23E-04
dic-11	741.82	1542.97863	2846.8491	3.39E-04
ene-12	703.12	1462.49938	3238.64038	2.98E-04
feb-12	722.58	1502.95655	2754.67274	3.51E-04
mar-12	695.82	1447.3056	21863.1533	4.57E-05
abr-12	771.36	1604.42671	3393.96587	2.85E-04

Tabla 21. UA en condiciones medidas, del tren de precalentamiento CD

CD		Tomando el fluido frío		
FECHA	m (kg/h)	(Mcp)	(UA)m	1/UAm
abr-11	774.17	1734.1408	2877.07566	3.48E-04
may-11	809.20	1812.608	2242.28288	4.46E-04
jun-11	790.08	1769.7792	2651.59673	3.77E-04
jul-11	741.48	1660.9152	2401.88733	4.16E-04
ago-11	730.19	1635.6256	2304.37234	4.34E-04
sep-11	738.47	1654.1728	2402.63947	4.16E-04
oct-11	747.81	1675.0944	2331.02321	4.29E-04
nov-11	738.63	1654.5312	2231.31776	4.48E-04
dic-11	728.34	1631.4816	2219.19762	4.51E-04
ene-12	701.93	1572.3232	2599.9502	3.85E-04
feb-12	722.50	1618.4000	2228.32796	4.49E-04
mar-12	695.76	1558.5024	17402.4532	5.75E-05
abr-12	771.37	1727.8688	3472.61281	2.88E-04

Y UA en condiciones limpias:

$$(UA)_{cl} = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_i A_i} + \frac{1}{h_o A_o}\right)}$$

Tabla 22. UA en condiciones limpias, del tren de precalentamiento AB

AB		Tomando el fluido frío	
FECHA	m (kg/h)	(UA)CI	1/UaCl
abr-11	774.19	4685.71627	2.13E-04
may-11	810.45	4543.73458	2.20E-04
jun-11	790.16	4428.62535	2.26E-04
jul-11	758.76	3914.88144	2.55E-04
ago-11	756.33	3703.20522	2.70E-04
sep-11	786.38	4117.8198	2.43E-04
oct-11	789.28	4044.56267	2.47E-04
nov-11	769.58	3876.5142	2.58E-04
dic-11	741.82	3641.73018	2.75E-04
ene-12	703.12	4135.85868	2.42E-04
feb-12	722.58	3480.91214	2.42E-04
mar-12	695.76	2873.61736	3.48E-04
abr-12	771.36	5504.04927	1.82E-04

Tabla 23. UA en condiciones limpias, del tren de precalentamiento CD

AB		Tomando el fluido frío	
FECHA	m (kg/h)	(UA)CI	1/UACI
abr-11	774.19	1439330670	6.95E-10
may-11	810.45	1535625.74	6.51E-07
jun-11	790.16	271254521	3.69E-09
jul-11	758.76	3143.88418	3.18E-04
ago-11	756.33	519591.059	1.92E-06
sep-11	786.38	3104.17098	3.22E-04
oct-11	789.28	2968.25831	3.37E-04
nov-11	769.58	1252981.83	7.98E-07
dic-11	741.82	963429.122	1.04E-06
ene-12	703.12	27739399	3.60E-08
feb-12	722.58	27739399	3.60E-08
mar-12	695.82	8239650.58	1.21E-07
abr-12	771.36	558565818	1.79E-09

Entonces la resistencia al ensuciamiento respecto a las condiciones sucias y limpias ya calculadas tenemos que:

Tabla 24. Resistencia al ensuciamiento en el tren de precalentamiento AB.

AB	
FECHA	Rd
abr-11	9.6045E-05
may-11	1.3028E-04
jun-11	8.4359E-05
jul-11	7.2988E-05
ago-11	6.7197E-05
sep-11	6.9775E-05
oct-11	6.1487E-05
nov-11	6.5058E-05
dic-11	6.4696E-05
ene-12	5.6457E-05
feb-12	1.0886E-04
mar-12	-3.0225E-04
abr-12	1.0291E-04

Tabla 25. Resistencia al ensuciamiento en el tren de precalentamiento CD.

CD	
FECHA	Rd
abr-11	3.4757E-04
may-11	4.4532E-04
jun-11	3.7713E-04
jul-11	9.8261E-05
ago-11	4.3203E-04
sep-11	9.4062E-05
oct-11	9.2098E-05
nov-11	4.4737E-04
dic-11	4.4958E-04
ene-12	3.8459E-04
feb-12	4.4873E-04
mar-12	5.7342E-05
abr-12	2.8797E-04

Para evaluar en el ensuciamiento mediante la metodología de Jerónimo, (1997) describiendo el índice de ensuciamiento como:

$$IF = \frac{Q_{cl} - Q_m}{Q_{cl} - Q_f}$$

Entonces

$$IF = \frac{Q_{cl} (LMTD \cdot Ft)_{cl} - Q_m (LMTD \cdot Ft)_{m-}}{Q_{cl} (LMTD \cdot Ft)_{cl} - Q_f (LMTD \cdot Ft)_f}$$

$$IF = \frac{(\varepsilon_{cl} - \varepsilon_m)}{(\varepsilon_{cl} - \varepsilon_f)}$$

Siendo IF=0 un intercambiador de calor limpio y IF=1 un intercambiador de calor en condiciones sucias, como condición de diseño. Considerando las variaciones de LMTD y Ft que son pequeños en comparación con las variaciones de UA, se puede escribir.

$$IF = \frac{(UA_{cl} - UA_m)}{(UA_{cl} - UA_f)}$$

Tomando cuanta las condiciones limpias se tiene que el índice de ensuciamiento en los trenes de precalentamiento es (tabla 26 y 27):

Tabla 26. Índice de ensuciamiento del tren de precalentamiento AB

AB	IF
FECHA	
abr-11	0.794
may-11	1.370
jun-11	1.328
jul-11	1.280
ago-11	2.011
sep-11	1.577
oct-11	1.694
nov-11	1.710
dic-11	1.842
ene-12	1.445
feb-12	1.994
mar-12	2.499
abr-12	0.179

Tabla 27. Índice de ensuciamiento del tren de precalentamiento CD

AB	IF
FECHA	
abr-11	0.670
may-11	0.984
jun-11	0.943
jul-11	0.937
ago-11	1.365
sep-11	1.333
oct-11	1.464
nov-11	1.468
dic-11	1.434
ene-12	1.161
feb-12	1.447
mar-12	1.647
abr-12	0.080

5.7.2 Monitoreo del ensuciamiento mediante el diferencial de presiones y flujo volumétrico, Factor de limpieza.

Para el diferencial de temperaturas de entrada y salida de los trenes de precalentamiento AB y CD (Tabla 25).

Tabla 28. Diferenciales de temperatura de la sección de precalentamiento.

FECHA	AB ΔP	CD ΔP
abr-11	0.541	0.219
may-11	0.575	0.201
jun-11	0.584	0.178
jul-11	0.550	0.154
ago-11	0.532	0.147
sep-11	0.503	0.179
oct-11	0.513	0.163
nov-11	0.505	0.150
dic-11	0.509	0.268
ene-12	0.596	0.460
feb-12	0.609	0.414
mar-12	0.587	0.399
abr-12	0.504	0.378

Para el modelo de resistencia al ensuciamiento donde:

$$Rd = \frac{1}{U_f} - \frac{1}{U_c}$$

Evaluando el ensuciamiento en los intercambiadores de calor por el factor de limpieza de los intercambiadores de calor en los trenes de precalentamiento. En función del factor de limpieza CF, por definición:

$$CF = \frac{U_f}{U_c} = \frac{1}{1 + Rd \cdot U_c}$$

Para los valores de los coeficientes de transferencia de calor ya calculados en condiciones limpias y sucias, es conveniente entonces el cálculo del factor de limpieza en los trenes de precalentamiento.

Tabla 29. Factor de limpieza del tren de precalentamiento AB.

AB	CF
FECHA	
abr-11	2.2451E-06
may-11	1.8586E-03
jun-11	1.1886E-05
jul-11	9.6850E-01
ago-11	5.7070E-03
sep-11	1.0305E+00
oct-11	1.0540E+00
nov-11	2.3865E-03
dic-11	2.9549E-03
ene-12	1.1675E-04
feb-12	9.9305E-05
mar-12	2.6534E-03
abr-12	6.0762E-06

Tabla 30. Factor de limpieza del tren de precalentamiento CD.

CD	CF
FECHA	
abr-11	1.9989E-06
may-11	1.4602E-03
jun-11	9.7753E-06
jul-11	7.6399E-01
ago-11	4.4350E-03
sep-11	7.7400E-01
oct-11	7.8532E-01
nov-11	1.7808E-03
dic-11	2.3034E-03
ene-12	9.3728E-05
feb-12	8.0331E-05
mar-12	2.1120E-03
abr-12	6.2170E-06

Así también el factor C, que está diseñado para el monitoreo del ensuciamiento en el lado tubos de los intercambiador de calor, es decir el concepto de este factor está basado en un análisis de orificio.

El flujo en el orificio se expresa:

$$V = C\sqrt{\Delta P}$$

$$\therefore C = \frac{V}{\sqrt{\Delta P}}$$

Tabla 31. Factor C, lado tubos en el tren de precalentamiento AB.

FECHA	Volumen		AB ΔP	FACTOR C
	BPD	m3/s		
abr-11	11,572.40	0.231448	0.541	0.315
may-11	12,114.37	0.242287	0.575	0.319
jun-11	11,811.06	0.236221	0.584	0.309
jul-11	11,341.74	0.226835	0.550	0.306
ago-11	11,305.39	0.226108	0.532	0.310
sep-11	11,754.58	0.235092	0.503	0.332
oct-11	11,797.86	0.235957	0.513	0.329
nov-11	11,503.42	0.230068	0.505	0.324
dic-11	11,088.44	0.221769	0.509	0.311
ene-12	10,510.09	0.210202	0.596	0.272
feb-12	10,800.83	0.216017	0.609	0.277
mar-12	10,400.85	0.208017	0.587	0.272
abr-12	11,530.03	0.230601	0.504	0.315

Tabla 32. Factor C, lado tubos en el tren de precalentamiento CD.

FECHA	Volumen		CD ΔP	FACTOR C
	BPD	m3/s		
abr-11	11,572.00	0.231440	0.219	0.494
may-11	12,095.70	0.241914	0.201	0.540
jun-11	11,809.92	0.236198	0.178	0.560
jul-11	11,083.48	0.221670	0.154	0.564
ago-11	10,914.70	0.218294	0.147	0.570
sep-11	11,038.43	0.220769	0.179	0.521
oct-11	11,177.97	0.223559	0.163	0.554
nov-11	11,040.79	0.220816	0.150	0.571
dic-11	10,887.06	0.217741	0.268	0.421
ene-12	10,492.24	0.209845	0.460	0.309
feb-12	10,799.74	0.215995	0.414	0.336
mar-12	10,400.07	0.208001	0.399	0.329
abr-12	11,530.20	0.230604	0.378	0.375

CAPITULO 6. RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

6.1 Resultados.

En la sección anterior se expuso el procedimiento de los dos diferentes modelos de evaluación de la eficiencia térmica, tomando como base el perfil de temperaturas de los trenes de precalentamiento así como, una evaluación de la eficiencia térmica en función de la efectividad y el número de unidad de transferencia de calor, en base a las condiciones operacionales de la sección de precalentamiento en los dos trenes de intercambiadores de calor.

Tomando en cuenta la eficiencia térmica en función de las temperaturas, Jerónimo (1997), se realizó un cálculo temperatura considerando que no existen cambios bruscos en las propiedades termo físicas del flujo, así como variaciones en las corrientes a los intercambiadores de calor en los trenes de precalentamiento.

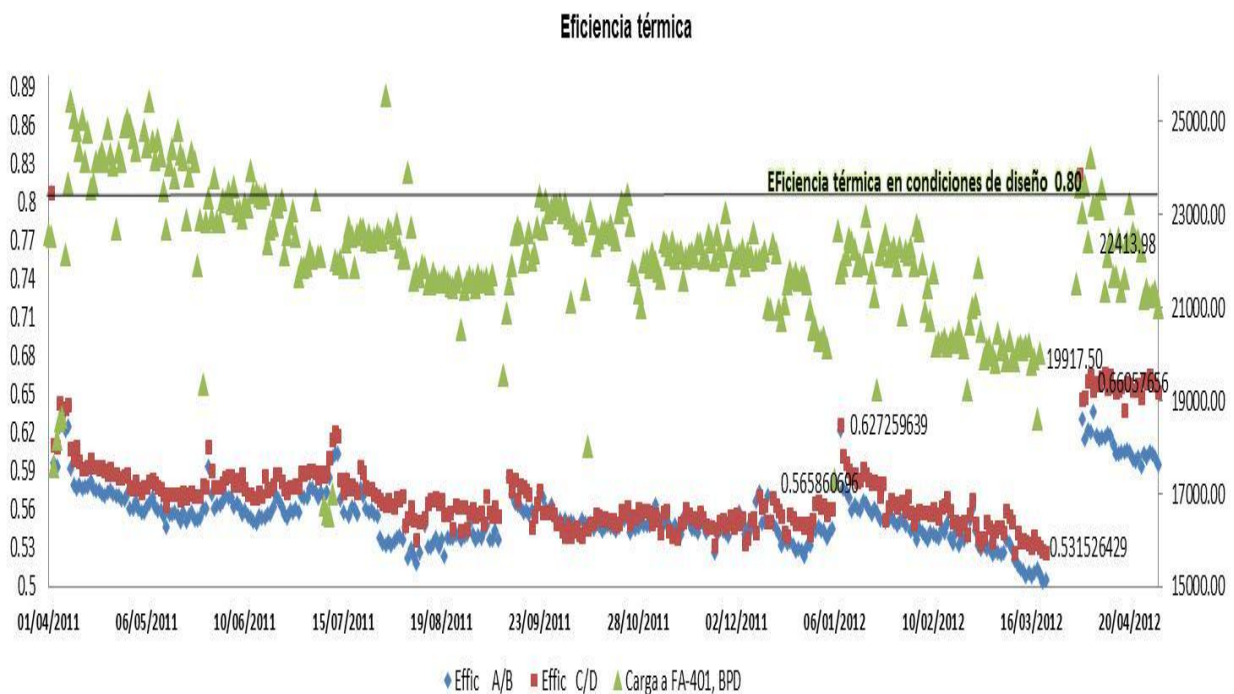


Fig. 25. Eficiencia térmica de los trenes de precalentamiento, basado en las temperaturas.

La eficiencia térmica calculada para las temperaturas de diseño de los intercambiadores es del 80%, valor que esta muy por encima de las condiciones reales de operación. El mantenimiento del mes de marzo, se realizo con condensado, sin desmontaje completo de los núcleos, y se muestra como tuvo leves variaciones en la eficiencia térmica, con 56% en su salida, e ingresando a operación en 62%. Mientras que en el mes de marzo que se realizo el mantenimiento, desmontando los núcleos y con lavado a presión de los tubos, muestra como hubo resultados significativos, es decir, con 53% de eficiencia en su salida, e ingresando a operación con 67%, reflejandose así tambien en la carga a la unidad.

Ahora bién, para conocer el método de monitoreo y evaluación de la sección de precalentamiento, es importante tomar en cuenta si los efectos de las variaciones en las propiedades fisicoquímicas son importantes, el flujo de carga y otros aspectos que pudiesen intervenir.

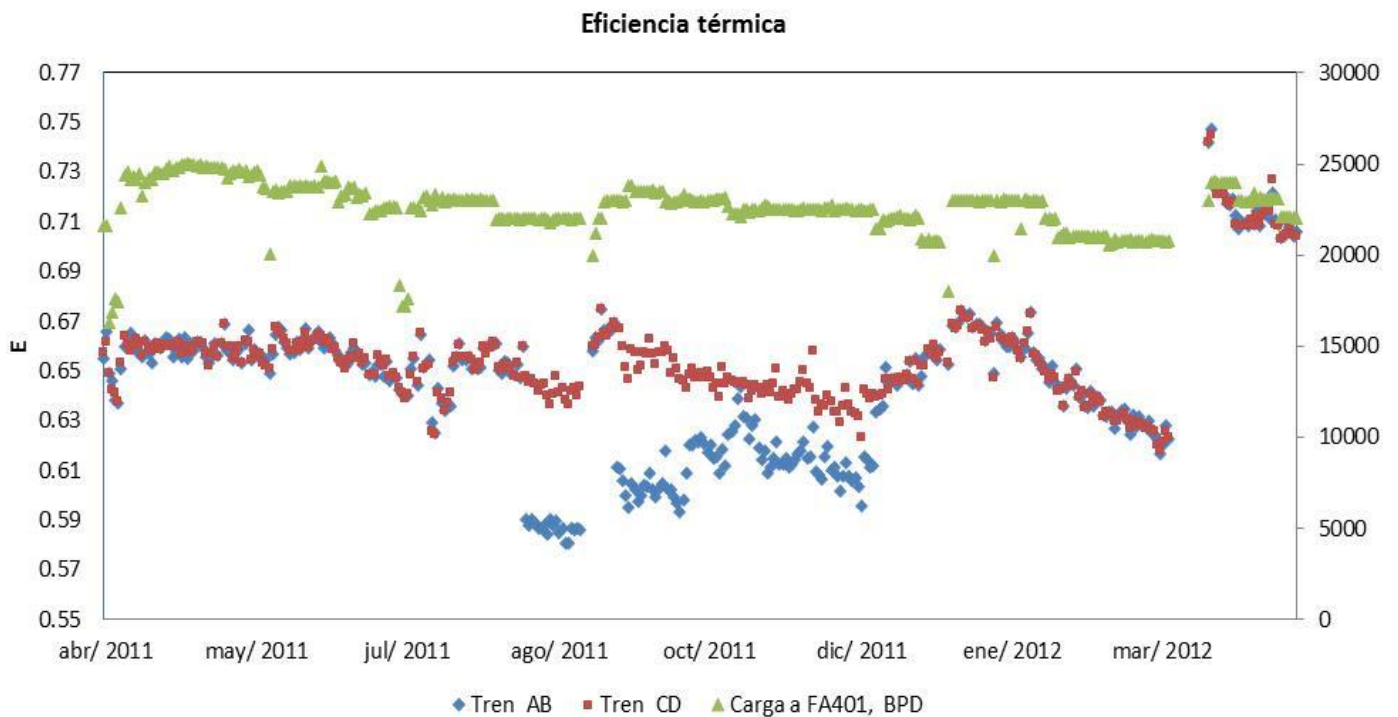


Fig 26. Evaluación de la eficiencia térmica en función de la efectividad-NTU

Tomando en cuenta el método de efectividad y NTU (Fig 26), se muestra la tendencia de la eficiencia térmica respecto a las condiciones operacionales de los trenes de precalentamiento en el periodo comprendido.

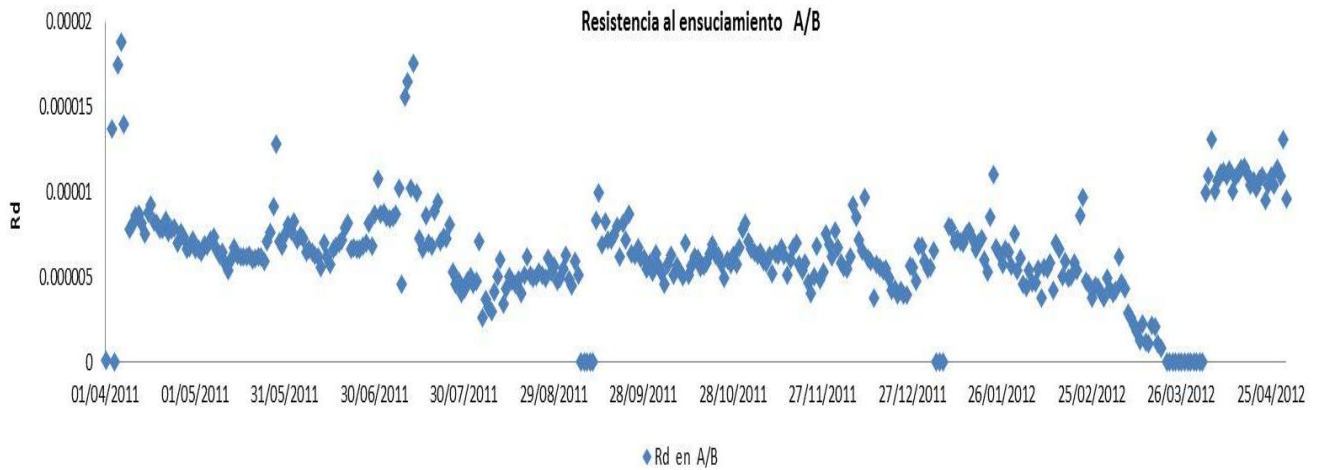


Fig. 27 Resistencia térmica ensuciamiento en el tren de precalentamiento A/B.

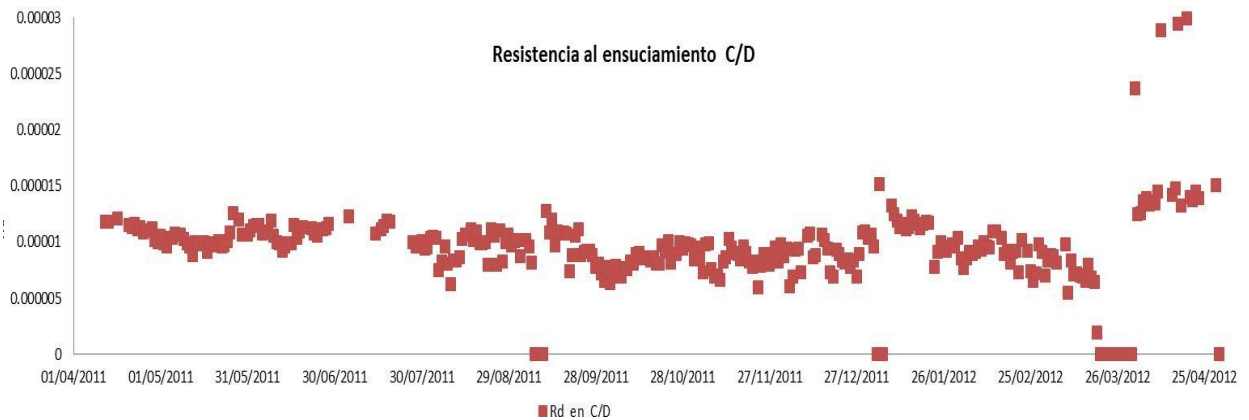


Fig. 28 Resistencia térmica de ensuciamiento en el tren de precalentamiento de C/D.

La figura 27 y 28, muestra la resistencia al ensuciamiento R_d , tomando en cuenta los valores de NTU, y las variaciones del flujo. Ahora bien, el índice de ensuciamiento como se muestra en la fig 29, muestra el monitoreo del ensuciamiento

mediante el método de IF, índice de ensuciamiento, siendo $IF=0$, un intercambiador de calor limpio, $IF=1$, un intercambiador de calor sucio.

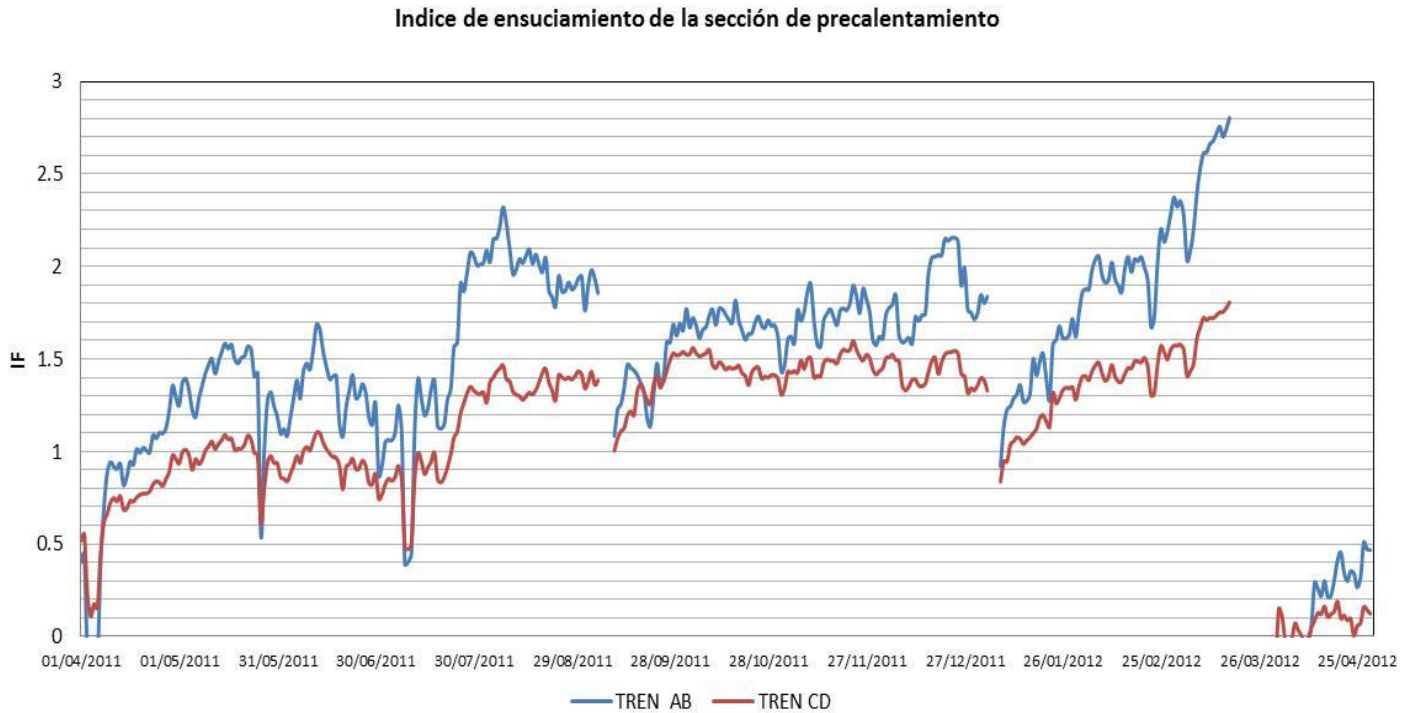


Fig. 29 Índice de ensuciamiento de los trenes de precalentamiento AB y CD.

El índice de ensuciamiento es el método de monitoreo que propone JERONIMO (1997) en comparación de [Dillip Kumar, et al (2011)] que utiliza el factor de limpieza. El factor de limpieza, CF, puede ser usado para el análisis del ensuciamiento en intercambiadores de calor.

El análisis de este método requiere del análisis de flujo así como de la caída de presión de los intercambiadores de calor. Como se muestra en la tendencia del factor de limpieza (Fig 30) para los trenes de precalentamiento AB y CD.

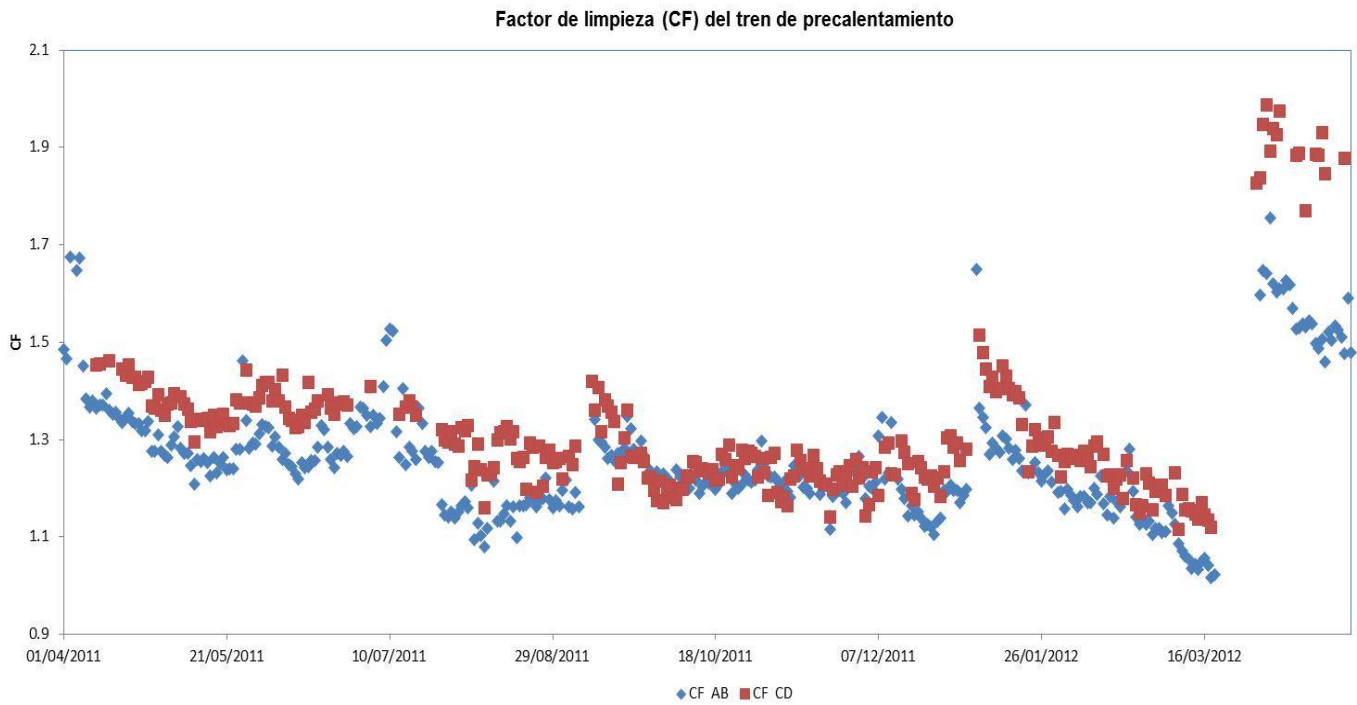


Fig. 30 Factor de limpieza (CF) de los trenes de precalentamiento AB y CD.

El cálculo del Factor C, en condiciones de diseño es fundamental para el análisis de la sección de precalentamiento y reacción.

$$Factor\ C = \frac{V}{\sqrt{\Delta P}} = \frac{2686781.53\ B/D}{\sqrt{8.39}} = 927576.463$$

Factor "C" en los trenes de precalentamiento

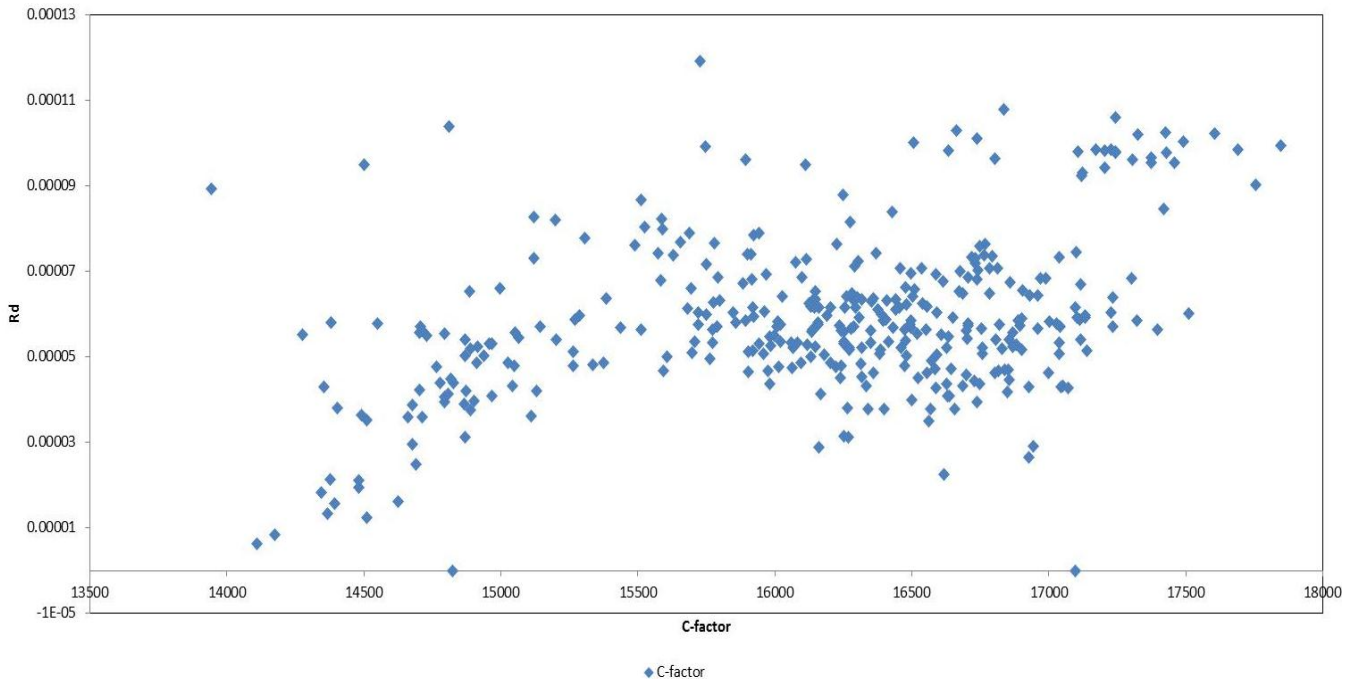


Fig. 31 Factor C, en el tren de precalentamiento AB y CD.

6.2 Análisis de los resultados

- La carga al calentador a fuego directo presenta en el periodo analizado menores temperaturas, en comparación con las condiciones de diseño, forzando al calentador a trabajar fuera de sus condiciones permisibles. El calentador BA401 fue diseñado para trabajar con una ΔT de 56°C y en operación está obligado a una ΔT , entre 86 a 89°C .
- El mantenimiento con condensado (Agua de alimentación a calderas) a los intercambiadores de calor, no muestra mejoras significativas, en comparación con el mantenimiento con extracción de los núcleos del intercambiador de calor, que mejora la eficiencia térmica de la sección de precalentamiento de manera considerable.
- En la figura No. 25 se presenta graficada la eficiencia térmica de los dos trenes de precalentamiento en condiciones operacionales del periodo comprendido en función de la temperaturas, descartando una posible comparación con el valor calculado para las temperaturas de diseño; sin embargo es significativo de las condiciones actuales de la planta, mientras que en la figura 26 mediante la evaluación de la eficiencia térmica en función de la efectividad, muestra que los datos no están alejados del método más sencillo, es decir la variación de los flujos y las propiedades termofísica no varía en gran medida a la tendencia de la eficiencia de los intercambiadores de calor.
- En las figuras 27 y 28 se presenta de forma gráfica la resistencia térmica al ensuciamiento en los trenes de precalentamiento AB y CD, de acuerdo al método simplificado de Jeronimo, mostrando que sí se adecua a las condiciones operacionales de la unidad, y es posible determinarlo en base a la información disponible; mas sin embargo al no presentar el método rangos delimitados de las condiciones del intercambiador (limpio/sucio), esta se hara en base a diseño.

- El índice de ensuciamiento presentado gráficamente en la figura 29, es el método de monitoreo del ensuciamiento para la evaluación de intercambiadores de calor. En la evaluación de las condiciones operacionales de la planta, y en específico de los intercambiadores de calor AB y CD, mostrando los parámetros de limpieza y suciedad, que delimitan el estado real de los intercambiadores de calor en los trenes de precalentamiento.
- Para el caso particular de la unidad 400 de la planta Hidrodesulfuradora de naftas, los cambios de flujo másico y las propiedades fisicoquímicas de la carga de alimentación a la sección de precalentamiento no afecta la eficiencia térmica de forma considerable, para tomarlo en cuenta como método de seguimiento, descartando el uso de métodos más sencillos.
- El coeficiente de limpieza, (CF) o factor de limpieza de los trenes de precalentamiento AB y CD se muestran en la figura 30, aportando un nuevo parámetro de monitoreo del ensuciamiento aunque, por la naturaleza del método no puede hacerse una comparación con parámetros, solamente en base a diseño, que por consecuente dificulta el modelo, ya que se sabe que se las condiciones de operación y diseño se encuentran alejados de estos parámetros.
- El factor c , metodología de Dillip Kumar para la evaluación de orificios, tubos, muestra el estado de los intercambiadores de calor lado tubos, Fig 31, no dando un parámetro, no representa la eficiencia, ni el ensuciamiento total del equipo. Solo una evaluación visual de las condiciones de los tubos.

CAPÍTULO 7. CONCLUSIONES

7.1 Conclusiones

La evaluación de la eficiencia térmica muestra que, la variación de flujo no afecta en gran medida la tendencia de rendimiento de los intercambiadores de calor en comparación al uso del perfil de temperaturas, beneficiando así el uso de métodos sencillos y prácticos para ser usado como herramienta para el monitoreo del rendimiento térmico, es decir la evaluación de la eficiencia térmica en función del perfil de temperaturas de la sección de precalentamiento, será el modelo utilizado para el seguimiento continuo del mismo.

Los métodos de evaluación como factor-C de [Dillip Kumar, et al (2011)] o el uso del término de resistencia térmica de [Jeronimo et al, 1997] implican una comparación con datos de diseño al no presentar parámetros de lo que implica un intercambiador sucio o limpio. No podría ser un análisis cuantitativo, que implique datos certeros de las condiciones actuales de la sección de a precalentamiento, aunque de forma demostrativa es notoria la tendencia de los flujos.

El método del índice de ensuciamiento propuesto basado en la degradación del ensuciamiento, incluyendo los parámetros que indican cuando el intercambiador se encuentra en condiciones sucias, por lo tanto, muestra el momento en el que los intercambiadores de calor pasan a condiciones críticas debido a las condiciones del área de transferencia de calor, por cuál será una metodología útil en el seguimiento continuo de los equipos.

La evaluación térmica mediante el método de perfiles de temperaturas en la sección de precalentamiento y el método del índice de ensuciamiento (propuesto por Jerónimo), será la metodología utilizada como base para los mantenimientos programados en la unidad hidrosulfuradora de naftas en la refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime.

BIBLIOGRAFIA

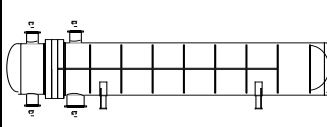
1. Bailey, K. Optimize heat exchanger operations by minimizing fouling. Hydrocarbon Processing, v. 78, n. 6, p. 113-116, 1999.
2. Barletta, A, F. Revamping crude units. Hydrocarbon Processing, v. 60, n. 6, p. 51-57, 1998.
3. Bott, T. R. Fouling of Heat Exchangers. 1st. ed. New York: ELSEVIER, 1995. 523 p.
4. Donald, Q. Kern. Procesos de Transferencia de Calor. McGraw Hill Book Company Inc. 1999.
5. Ebert, W. A. Analysis of Exxon Crude-Oil-Slip Stream Coking Data. In: Engineering Foundation Conference on Fouling Mitigation of Industrial Heat Exchangers, 1997, California, 18-23 de junio, pp. 451-460.
6. ExcelTM. Microsoft Corporation. Guía de usuario. Versión EXCEL 2010.
7. Holman, J. P. Heat transfer. 2nd. ed. New York: McGraw –Hill Book Company, 1968.
8. Incropera, F. P; Witt, D. P. de. Fundamentos de transferencia de calor y de masa. 1. ed. Rio de Janeiro - RJ: LTC - Libros técnicos e Científicos Editora S.A 1992. 600 p.
9. Jeronimo, M. A. S; Melo, L. F; Braga, A. S; Ferreira, P. J. B. F; Martins, C. Monitoring the thermal efficiency of fouled heat exchangers – a simplified method. Experimental Thermal and Fluid Science, v. 14, p. 455-463, 1997

10. B.V. Karlekar, R.M Desmond. Transferencia de calor. 2da edición. Mc Graw-Hill.1985.
11. Liu, H. Kakac, S, Heat Exchangers selection, rating and thermal design, CRC Press, 1998.
12. Mansoori, G.A. Deposition and fouling of heavy organic oils and other compounds. In: 9th International Conference on Properties and Phase Equilibriums for Product and Process Design, 2001, May 20-25, Okayama, JAPAN.
13. Mostafa M. Awad. Fouling of Heat Transfer Surfaces. *Mansoura University, Faculty of Engineering, Mech. Power Eng. Dept., Egypt*
14. Negrao C.O.R., P.C. Tonin, M. Madi. Supervisión of thermal performance of heat exchanger trains. Elsevier. Julio, 2006.
15. Oddgeir Gudmundson Olafur Petur Palsson, Halldor Palsson, Sylvain Lost. Method to detect fouling in heat exchanger Faculty of Industrial Engineering, 2009.
16. PEMEX REFINACIÓN. “Cronología de la refinación”, 2011. Disponible en la web: <http://www.ref.pemex.com/>
17. PETRÓLEOS MEXICANOS. “Comunicación Social” © 2012. México D.F. Disponible en la Web: www.pemex.com/
18. Pongo, John. Boras, Wayne. Schacter, Rob. Hanson, Kevin. Lowe, Chris. Forrest, Jacki. Reference HYSYS version 1.1. Volumen 1. Integrated System of Engineering Software. Hyprotech, 1996.

19. Polley, G. T; Wilson, D. I; Yeap, B. L; Pugh, S. J. Evaluation of laboratory Crude oil threshold fouling data for application to refinery pre-heat trains. *Applied Thermal Engineering*, v. 22, p. 777–788, 2002.
20. Leach, S.H. Factor, S.A. Monitoring Fouling in refinery and petrochemical plant exchange equipment. 20th National heat transfer conference. ASME, 1981.
21. Nguyen, Duyan Quang. Bagajewicz, Miguel. Optimization of preventive maintenance scheduling in Processing Plants. The University of Oklahoma. 2008.
22. Jaramillo, O.A. Centro de Investigación de Energía. Universidad Nacional Autónoma de México. Noviembre, 2007.
23. Welty, James R. Transferencia de calor aplicado para ingenieros. Universidad Estatal de Oregon, departamento de ingeniería mecánica. Limusa 1996.
24. Wilson, D. I; Watkinson, A. P. Chemical reaction fouling – a review. *Engineering and Thermal Sciences*, v. 14, p. 361-374, 1997.
25. Dillip Kumar Mohanty, Pravin M. Singru . Use of C-factor for monitoring of fouling in a shell and tube heat exchanger Original Research Article *Energy*, Volume 36, Issue 5, May 2011, Pages 2899-2904

ANEXOS

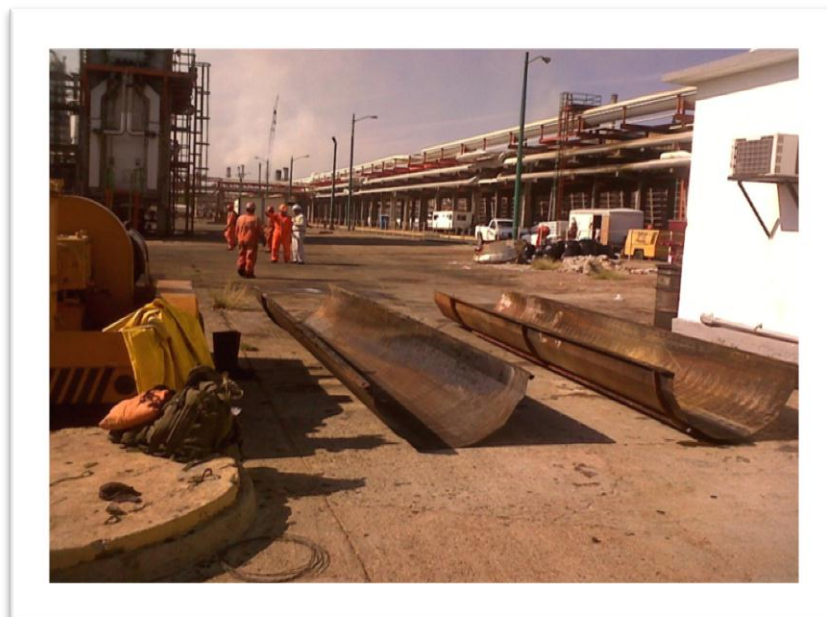
Anexo 1. Hoja de datos de los intercambiadores de calor

HOJA DE DATOS INTERCAMBIADOR DE CALOR EA-401A/B Y EA-401C/D							
Tamaño	1016.0 / 6096 mm	Tipo	BFU Horiz	Conectados en:	2 paralelo 2 serie		
Area/unidad(ef.)	2104.66 m ²	Coraza/unidad	4	Area/coraza (eff.)	526.17 m ²		
PERFORMANCE OF ONE UNIT							
UBICACION DEL FLUIDO		Lado Coraza		Lado Tubos			
Nombre del fluido		CARGA EA-401		EFLUENTE DC-401			
Flujo, TOTAL		kg/h		179.745		179.745	
Vapor (Entrada/Salida)		kg/h		143.61	179.44	179.44	147.64
Liquido		kg/h		36.12	0	0	32.09
No condensables		kg/h		0		0	
Temperatura (Entrada/salida)		C		46.44	251.91	300	95.25
Gravedad especifica		C					
Viscosidad		cp		0.0097/ 0.35	0.0240	0.0250	0.0119/ 0.2315
Peso molecular w t, Vapor							
Peso molecular w t, No condensables							
Calor especifico		kcal/(kg°C)		2.1257 V/L 0.509	0.7801	0.8636	1.4596 V/L 0.573
Conductividad termica		kcal/(h*m°C)		0.1474 V/L 0.094	0.1280	0.1393	0.1516 V/L 0.084
Calor latente		kcal/kg					
Presion de entrada		kgf/cm ² A		63.223		54.833	
Velocidad		m/s		8.16		13.34	
Caída de presión, Permic/Calculada		kgf/cm ²		1.750	1.043	1.750	1.568
Ensuciamiento (min)		m ² *h°C/kcal		0.00041		0.00041	
Calor intercambiado		38.1751 MM kcal/h		MTD corregida		36.2 C	
Coeficiente de transferencia, servicio		500.71 Kcal/ m ² -h ² - C		Limpio		985.16 kcal/(h*m ² *C)	
CONSTRUCCION DE UNA ENVOLVENTE				Imagén			
		Lado coraza		Lado Tubos			
Presión de diseño/prueba		kgf/cm ²		63/300 / Code			
Temperatura de diseño		C		398.90 / 454.40			
No. De pasos por envoltente		2		2			
Corrosión permisible		mm		1.6 / 1.6			
Conexiones		Entrada mm		16'' 900# RT JWN / 18'' 900# RT JWN			
Tamaño & Rango		Salida		16'' 900# RT JWN / 6'' 900# RT JWN			
No. Tubos		703-U		DE 19.050 mm		Esp. (prom) 2.108mm Log 6096.00mm Paso 22.504mm Arreglo 60	
Tipo de tubos		Twisted Trenzados		Material		SA-213 T9 / (9CR 1 MO) sin costura	
Coraza		SA-387 GR5 CL1		DI 1016.00mm		DE mm Tapa coraza SA-387 GR5 CL1	
Canal o bonete		SA-387 GR-5 CL1		Tapa canal		SA-387 GR5 CL1	
Espejo-esnacionario		SA-182 F5		Espejo-flotante		SA- 387 GR5 CL1	
Cubierta cabeza flotante		-----		Placa de choque		Chaqueta interna (SS-304)	
Dispositivo de sello soporte		1 1/4% Cr 1/2%Mo					
Mampara-long		5%Cr, 1%Mo		Tipo de sello		Tiro de sello de acero inox y Chemstar #1416	
Soportes-tubos		N/A		Retorno-U		Tipo: N/A	
Arreglos de sellos bypass		Periferico y longitudinal		Unión Tubo-espejo		ESTRENGTH WELDED	
Junta de expansión		NO		Tipo		-----	
RhoV2- voquilla entrada		kg/m-sec ²		Entrada al haz		Salida del Haz kg/m-sec ²	
Empaques-lado coraza		Ac. Inox T-304 DJNAF		Lado Tubos		Ac. Inox T-304 DJNAF	
Cabeza flotante		- N/A					
C O D I G O S		ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA clase		R - servicio refineria	
		API-660, NACE MR 01-75					

Anexo 2. Álbum fotográfico.



1.- Mantenimiento de los intercambiadores de calor con extracción de núcleos en marzo del 2012.



2.- Corazas desmontadas en el mantenimiento, anteriormente lavadas con agua a presión. Marzo 2012.



3.- Lavado a presión de los núcleos. Marzo 2012.



4.- Corrosión y ensuciamiento en el lado tubos del intercambiador de calor A. Los tubos seriamente gastados, con alto grado de incrustaciones.