

100  
205



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ANALISIS DE LOS FACTORES DE INCRUSTACION  
DE LOS EQUIPOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR  
EN PLANTAS DE REFINACION DEL PETROLEO

**T E S I S**  
QUE PRESENTA EL  
SR. EFRAIN OROZCO JACOB  
PARA OBTENER EL TITULO DE:  
**INGENIERO QUIMICO**



MEXICO, D. F.

1996

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENCIA:

M. en I. Alejandro Anaya Durand.

VOCAL:

Ing. Arnau Huerta Ramón.

SECRETARÍA:

Ing. Otilio Ramírez José Antonio.

PRIMERO SUPLENTE:

Ing. Justo Mesa José Agustín.

SEGUNDO SUPLENTE:

Ing. Pérez Camacho Mariano.

SITIO DONDE SE DESARROLLA EL TEMA:

Planta Catalítica Número Uno Refinería Miguel Hidalgo, Tula de Allende Hidalgo.

ASESOR DEL TEMA

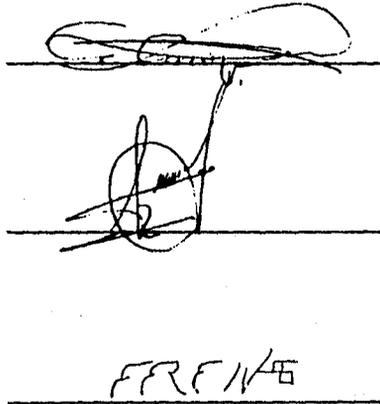
M. en I. Alejandro Anaya Durand

SUPERVISOR TÉCNICO

Ing. Rodolfo Pérez López

SUSTENTANTE

Efraín Orozco Jacob



FFRENE

---

# CONTENIDO

---

## AGRADECIMIENTOS

## OBJETIVOS

## ALCANCES DE PROYECTO

<b>1</b>	<b>Introducción</b>	<b>9</b>
<b>2</b>	<b>Antecedentes</b>	
	Refinación del petróleo	13
	Desintegración Catalítica Ortoflow "F" de la Refinería de Tula	16
<b>3</b>	<b>El fenómeno de Incrustación</b>	
	El fenómeno de Incrustación	19
	Cálculo de Rd's	24
<b>4</b>	<b>Resultados</b>	
	Rd's calculados para el tren de precalentamiento de la FCC	34
	Los coeficientes globales de transferencia y su relación con la eficiencia a la transferencia de calor	49
<b>5</b>	<b>Ciclos óptimos de limpieza</b>	
	Determinación de los ciclos óptimos de limpieza	55
<b>6</b>	<b>Conclusiones y Recomendaciones</b>	<b>66</b>
	<b>Apéndice</b>	<b>A1</b>
	Tablas estadísticas de proceso	<b>A2</b>
	Resultados de laboratorio	<b>A21</b>
	Dibujos de diseño mecánico y DFP	<b>A25</b>
	Bibliografía	<b>A30</b>

---

# AGRADECIMIENTOS

---

---

**A mi Mamá**

**Sra. Nohemí Jacob Alquicira**

**Este trabajo esta muy especialmente dedicado a ti Mamá.**

**Gracias a tu cariño, ejemplo y apoyo; sin estos, no tendría la capacidad de discernir entre lo bueno y lo malo que hasta el momento me ha dado la vida, y aunque, muchas veces me equivoco, de una cosa si estoy seguro: no podría haber tenido mejor amiga que tu.**

**Así pues... gracias Mamá.**

---

---

**A mi profesor y amigo:**

**M.I. Alejandro Anaya Durand**

**Por el amor que le tiene usted a sus alumnos, así como el empeño con el cual enseña a las nuevas generaciones, se ha ganado mi admiración y respeto.**

**Uno de los mejores profesores con los que he convivido en la Universidad.**

**Por ser el originador de la idea y por la confianza y apoyo que me prestó...**

**gracias.**

---

---

**A:**

**Ing Oliverio Moreno**

**Gerente del Departamento de Desarrollo de Procesos en PEMEX.**

**Por el apoyo invaluable que prestó a la presente tesis haciendo posible el acceso a instalaciones de la Refinería Miguel Hidaigo.**

**gracias**

---

---

**Al**

**Ing. Juan Balcazar Alejandro**

**Por apoyar el presente proyecto de forma Incondicional, sin el gran parte de este proyecto hubiera podido concretarse.**

**Con este agradecimiento le quiero expresar mi profundo agradecimiento, deseando a usted y su familia el que siempre exista la mejor unión familiar**

**gracias .**

---

---

**Al**

**ing. Rodolfo Pérez López**

**Jefe de la Planta Catalítica Numero Uno de la Refinería Miguel Hidalgo, Tula Hidalgo.**

**Por las facilidades proporcionadas dentro de las instalaciones de la refinería**

**gracias .**

---

---

A la Universidad Nacional Autónoma de México

Quiero también rendir un homenaje a todos aquellos profesores que hacen posible y se preocupan en que la Universidad sea una de las mejores del mundo.

Gracias a la Universidad por la oportunidad que ofrece a la juventud mexicana.

A todos aquellos compañeros de todas las Facultades que hacen el esfuerzo de no dejar caer el buen nombre de la Universidad.

---

---

Y por último  
pero no por eso menos importante:

a mis amigos y compañeros.

A todos aquellos, amigos, que me brindaron su amistad y comprensión; que escucharon mis problemas y me ayudaron. No quiero enumerarlos a todos, pues podría olvidar señalar a alguno, a todos ustedes...

gracias.

---

---

# OBJETIVOS

---

En el diseño de un Intercambiador de calor es importante conocer el factor de ensuciamiento con el que será calculado el equipo para un servicio determinado, estos coeficientes han sido tabulados desde el año de 1941 en el TEMA. En estas fechas, no se disponía de recursos técnicos y experimentales para el cálculo de coeficientes de transferencia de calor por el lado de la envolvente. Aunado a lo anterior, en esta publicación, no se menciona el periodo de operación que podría esperarse de un equipo, ni plantea alguna forma de estimarlo. Sin embargo si señala la importancia de los factores físicos y económicos que afectan a la determinación de los valores de resistencia de ensuciamiento pero no establece algún procedimiento para interrelacionar las contribuciones individuales de cada variable al efecto global del ensuciamiento.

El TEMA no hace distinción entre los flujos en tubos o en envolvente o efectos de geometría de las mamparas, dejando en todo caso al usuario y a su experiencia y necesidades, la selección de los valores de diseño.

La importancia de los conceptos anteriormente señalados y el poco entendimiento que se tiene del fenómeno, hace necesaria la determinación de los factores de obstrucción para un servicio determinado. En el presente proyecto, se determinaron los factores de obstrucción para cada uno de los equipos de transferencia del Tren de Precalentamiento de la Planta Catalítica Número Uno, localizada en la Refinería Miguel Hidaigo en Tula de Allende Hidalgo. Esta evaluación será la base en la determinación de los ciclos óptimos de limpieza. Por otro lado será posible estimar el sobrediseño de cada uno de los equipos, obteniendo así valores de  $Rd$ 's de diseño que sirvan como base en la construcción de trenes de precalentamiento similares.

---

## ALCANCES DE PROYECTO

---

El seguimiento de los factores de ensuciamiento en el Tren de Precalentamiento de la Planta Catalítica Número Uno en la Refinería Miguel Hidalgo, fue una de las actividades principales en el presente trabajo y en base a estas se desarrollo el análisis de las implicaciones económicas del ensuciamiento en aspectos de diseño, operación y mantenimiento del Tren de Precalentamiento.

Para evitar consideraciones que desvlen el propósito de los objetivos anteriormente descritos, se enumeran a continuación los alcances del presente proyecto:

- Determinación de la velocidad de ensuciamiento real del tren de precalentamiento de alimentación de la Planta Catalítica Número Uno.
- Determinación de los factores de ensuciamiento óptimos para el diseño de nuevas unidades o máximos operativos en unidades existentes.
- Definición del programa de mantenimiento que considere los periodos óptimos de limpieza de los intercambiadores.
- Análisis de opciones de mejoramiento en la operación y diseño para disminuir el ensuciamiento.
- Repercusiones de los factores de incrustación de los cambiadores de calor, en los costos de inversión y operación de los mismos.

---

# CAPITULO

# 1

---

## INTRODUCCION

### EL FENOMENO DE INCRUSTACION Y SU IMPORTANCIA ECONOMICA

Para que muchos procesos en la naturaleza se lleven a cabo, es necesario que exista un gradiente, como en el caso de la ósmosis en las plantas, el acarreo de los nutrientes a través de las paredes de la célula, etc. Este proceso también se presenta en fenómenos de aplicación en ingeniería, como es el caso de la transferencia de masa.

El fenómeno de transferencia de calor no es la excepción, en este caso, el gradiente de energía se manifiesta en una diferencia de temperaturas entre dos cuerpos, siendo esta la fuerza motriz mediante el cual el calor se transfiere de un cuerpo a otro. Sin embargo, esta transferencia no es total, sino que se ve limitada por las resistencias presentes en las superficies por donde tiene lugar la transferencia de calor. En el caso de los tubos que componen un intercambiador de calor, las resistencias encontradas son aquellas debidas a la película de fluido en las paredes interna y externa de los tubos, así como la resistencia ofrecida por el material que compone el tubo y que se expresa como la relación de  $L_m/k_m$ , así

$$\sum R = \frac{1}{h_i} + \frac{L_m}{k_m} + \frac{1}{h_o} \quad \text{E.1.1}$$

Siendo habitual el uso de  $1/U$ ; donde U se le llama al coeficiente total de transferencia de calor. Ya que el área interior y exterior por longitud lineal de un tubo es diferente, los coeficientes  $h_i$  y  $h_o$  se debe referir a la misma área exterior A del tubo, entonces  $h_i$  deberá multiplicarse por  $(A_i/A)$  para así calcular el valor que tendría  $h_i$  si se calculara originalmente en base al área mayor A, en lugar de  $A_i$ , así

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{h_i \left( \frac{A_i}{A} \right)} + \frac{23 D_o}{2k_m} \log \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} \quad \text{E.1.2}$$

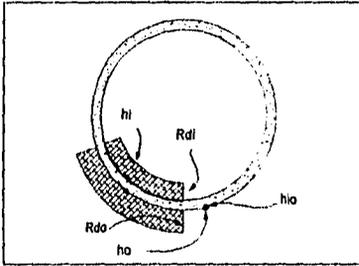
Siendo posible escribir esta en función de los diámetros del tubo

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{h_i \left( \frac{D_i}{D_o} \right)} + \frac{2.3 D_o}{2 k_m} \log \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} \quad E_c 1.3$$

Usando la simplificación de que la resistencia de la pared del tubo metálico es despreciable, esta se transforma en :

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{h_i \left( \frac{D_i}{D_o} \right)} + \frac{1}{h_o} \quad E_c 1.4$$

Los coeficientes totales de transferencia de calor **requeridos** para poder cumplir con las condiciones del proceso, deben ser calculados por medio de la ecuación de Fourier cuando la superficie del intercambiador es conocida, siendo el calor, así como la LMTD, calculadas a partir de condiciones de proceso. En el caso de que la superficie no se conozca, la  $U_c$  puede obtenerse independientemente de la ecuación de Fourier mediante los dos coeficientes de película; despreciando la resistencia del tubo tenemos



$$\frac{1}{U_c} = R_{i0} + R_o \quad E_c 1.5$$

$$R_{i0} = \frac{1}{h_{i0}} \quad E_c 1.6$$

$$R_o = \frac{1}{h_o} \quad E_c 1.7$$

$$U_c = \frac{h_{i0} \cdot h_o}{h_{i0} + h_o} \quad E_c 1.8$$

Fig. 1.1 Factores de obstrucción y localización de los coeficientes de transferencia de calor

En el equipo de transferencia de calor, el fenómeno de deposición o incrustación de basura en la superficie de la tubería, añade dos resistencias más de las que fueron incluidas en el cálculo de  $U_c$  por la Ecuación 1.5. La resistencia adicional reduce el valor original de  $U$  y la cantidad requerida de calor ya no se transfiere por la superficie original calculada, la temperatura de salida del fluido caliente aumenta y la temperatura de salida del fluido que se desea calentar disminuye respecto a las temperaturas deseadas aun cuando  $h_i$  y  $h_o$  se mantienen constantes. Para evitar esta eventualidad se hace necesario el cálculo de una nueva resistencia  $R_d$ , llamada el factor de obstrucción o de incrustación.

El coeficiente que incluye la resistencia debida al ensuciamiento es llamada de diseño o coeficiente total de todos  $U_b$ . Este valor proporciona las bases para calcular el valor del área en la que en última instancia debe ser calculado el intercambiador. La relación entre  $U_c$  y  $U_b$  es

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_{df} + R_{do}$$

$$R_d = R_{df}^* + R_{do}$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

- $\mathcal{E}.1.9$  Al estudiar la velocidad a la cual se acumula el lodo sobre la superficie conocida,  $U_C$  permanecerá constante siempre y cuando la incrustación no altere la velocidad de la masa reduciendo el área de flujo.  $U_D$  y  $\Delta t$  cambiarán a medida que pase el tiempo debido a que la temperatura del fluido variará a partir de la puesta en marcha del proceso donde la superficie del equipo se puede considerar limpia, hasta que se obstruya.
- $\mathcal{E}.1.10$
- $\mathcal{E}.1.11$

Si  $\Delta t$  se calcula de las temperaturas operacionales, puede entonces calcularse el valor de R para un periodo de tiempo

Cuando el valor de  $R_d$  calculado es mayor al  $R_d$  permitido, el equipo no cumplirá con la cantidad de calor que cumpla con los requerimientos de proceso, debiendo entonces ser limpiados.

$$Q = U_D A \Delta t \quad \mathcal{E}.1.12$$

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_C} \quad \mathcal{E}.1.13$$

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} \quad \mathcal{E}.1.14$$

## IMPLICACIONES ECONÓMICAS

Según un estudio efectuado por HTFS ( Heat Transfer and Fluid Flow Service ) en el año de 1978 el costo total del ensuciamiento de la superficie en intercambiadores de calor alcanzó un equivalente de 0.5% del Producto Interno Bruto en el Reino Unido. Este estudio en los costos relacionados con el fenómeno de incrustación tomó en cuenta los siguientes rubros:

- Costo de capital adicional
- Costo de mantenimiento
- Pérdidas de energía en proceso
- Pérdidas en producción

## COSTO DE CAPITAL ADICIONAL

- Para diseñar un equipo de transferencia de calor, se excede su superficie en un 10% y debido a la incertidumbre en ciertos casos hasta en un 200%. Un promedio en este sobrediseño puede estimarse entre 30 a 40%. Este valor puede traducirse en hasta 20 a 25% de costo adicional en la adquisición de un equipo de intercambio de calor.
- El costo en la instalación de este equipo es directamente proporcional al tamaño, el cual, como promedio es de 1.5 a 2 veces el costo base de inversión en el intercambiador.
- En operación, debe tomarse en cuenta el costo de energía en los motores de bombeo para poder hacer fluir el fluido a través del equipo limpio o sucio; así como para plantas auxiliares de tratamiento de aguas y costo de energía en sistemas y equipo de mantenimiento.

## **COSTO DE MANTENIMIENTO POR ENSUCIAMIENTO**

El costo por mantenimiento es función de operación en plantas de tratamiento de aguas, costo de agua, costo de tratamiento químico y aditivos anti-ensuciamiento, así como, el gasto de energía para poner en marcha los servicios anteriormente mencionados.

Los datos de costos por concepto de mantenimiento son limitados, un estimado efectuado por la Process Plant Working Party sugiere que los gastos en los equipos de transferencia de calor fue el equivalente a aproximadamente \$ 60 mil. Siendo así, es razonable suponer una proporción de \$ 30 mil a \$ 40 mil solo por concepto de ensuciamiento, pues corresponde correctamente al valor reportado con la literatura de \$ 5 - 10 / m<sup>2</sup>.

Datos publicados de costos por concepto de químicos en el tratamiento de agua son también limitados. En los Estados Unidos se dispone de información que sugiere que el gasto en químicos anti-incrustantes en sistemas de agua de enfriamiento, es de alrededor de 200 mil dólares. Si se supone que en el Reino Unido el gasto por químicos anti-incrustantes es del mismo valor, se gastarán en promedio de \$ 20 mil a \$ 25 mil al año.

En el caso de la industria petrolera en México, dicho costo es del orden de \$38,147 millones de pesos al año, equivalente a un 3% del monto de la inversión de los equipos de transferencia.

## **PERDIDAS DE ENERGÍA DEBIDA AL ENSUCIAMIENTO**

En particular, esta pérdida de energía se debe al equipo de transferencia de calor, pues influye de manera importante el tipo de arreglo en flujos y la calidad en la transferencia de calor. En muchos casos de transferencia de calor y especialmente en enfriadores, el calor que podría usarse con algún propósito, se desecha en la atmósfera, generando una menor eficiencia en el desempeño del intercambiador, este puede ser parcialmente compensada por recuperación de calor, como en el caso de precalentadores. De cualquier forma, el gasto de energía por ensuciamiento de equipo puede ser considerable.

Además, pérdidas de energía son causadas debido a la calda de presión por la formación de los depósitos que ensucian los equipos, produciendo el incremento en costos de bombeo.

## **PERDIDAS EN PRODUCCIÓN**

Cuando es necesario parar los equipos de transferencia de calor para limpiarlos y repararlos, representa pérdidas por dejar de producir. Considerando la industria petrolera en México a título ilustrativo, cada paro de diez días para propósitos de mantenimiento representa una pérdida global del orden de \$28,209 dólares, equivalente al 14% del total de las ventas interiores registradas en el año de 1985 para los productos petrolíferos y petroquímicos.

De las consideraciones y repercusiones económicas antes mencionadas resulta evidente la influencia que representa el fenómeno de la incrustación en el diseño y operación de los equipos.

**NOTA:** En los apartados anteriores se hace referencia en la mayor parte a datos recopilados por el HTFS en Inglaterra, debido a que esta publicación plantea la no existencia en todo el planeta de un estudio de repercusión económico a profundidad, por lo que se dio a la tarea de realizar este estudio en el año de 1978, debido a la importancia económica que representa el fenómeno de incrustación.

---

# CAPITULO

# 2

---

## ANTECEDENTES

### REFINACION DEL PETROLEO

En la industria de Refinación del petróleo, los pentanos y los hexanos, son generados en grandes cantidades debido a que se encuentran de origen en el petróleo crudo, en la fracción líquida recuperada del gas natural, y en las corrientes producidas en el proceso de reformación catalítica de naftas.

La isomerización de n-parafinas a iso-parafinas, es una reacción reversible que desde el punto de vista termodinámico se favorece a temperaturas relativamente bajas siendo ligeramente exotérmica. su mecanismo se lleva a cabo por la formación del ion carbonio.

Las investigaciones sobre el proceso de isomerización, están orientadas al desarrollo de catalizadores que tengan una alta actividad a bajas temperaturas, de esta manera se conocen tres generaciones de catalizadores. Dentro de la primera generación se encuentran los del tipo Friedel - Crafts a base de  $AlCl_3$ , activados con HCl que operan en fase líquida a temperaturas menores de 100 °C. Los rendimientos de isoparafinas obtenidos mediante este proceso son bajos (60-65%), y el catalizador es fácilmente sublimable y se envenena con compuestos aromáticos. Este proceso requiere de equipo resistente a la corrosión y genera ácidos de difícil disposición final.

Los catalizadores de segunda generación operan en fase vapor, bajas presiones y temperaturas de aproximadamente 200°C. Están constituidos de metales como el platino, paladio y níquel soportados en alúmina activada con halógeno, zeolitas o silico aluminatos. Debido a que la temperatura de operación de estos procesos es relativamente mayor que la de los procesos mencionados anteriormente, la velocidad de conversión al equilibrio es inferior, por lo que para obtener corrientes con números de octanos suficientemente alto, es necesario remover las parafinas normales por medio de mallas moleculares.

La ventaja que presentan los catalizadores de la segunda generación es que ofrecen una mayor resistencia al envenenamiento ante contaminantes, siendo su desventaja la alta temperatura de operación.

La tercera generación está constituida por catalizadores bifuncionales de hidroisomerización los cuales operan a temperaturas de 200 °C. Estos catalizadores son preparados con metales como el platino, el paladio y el níquel, los cuales están soportados en gama alúmina y promovidos con halógenos que incluyen los nuevos materiales zeolíticos denominados estereoselectivos.

Las ventajas que presentan estos catalizadores son la mayor proporción a isopentanos e isoheptano en el producto, y a la alta estabilidad bajo condiciones normales de operación. Su desventaja es su alta susceptibilidad al envenenamiento con azufre y agua.

El proceso de reformación catalítica en su esquema más sencillo consiste en hacer pasar una mezcla de hidrocarburos-hidrógeno sobre un catalizador formulados a base de metales nobles soportados en gama alúmina. Las condiciones de operación en el reactor normalmente varían entre los siguientes intervalos: presión de 4 a 30 Kg/cm<sup>2</sup> ; espacio velocidad de 0.5 a 3hr-1, relación hidrógeno/hidrocarburos de 3 a 15 molar y temperaturas de 470 a 530 °C.

Industrialmente se encuentran patentados una serie de procesos cuyas principales diferencias aprovechan las propiedades de los diferentes catalizadores, cargas y necesidades al número de octano; el proceso más comúnmente empleado es el de tipo semiregenerativo, en el que se encuentra con tres o cuatro reactores colocados en serie, interconectados con un calentador (ya que el proceso es altamente endotérmico), el producto reformado efluente del último reactor pasa hacia un separador en el cual se obtiene una fase gaseosa que constituye el hidrógeno producido y de recirculación, así como una fase líquida que constituye el reformado de alto número de octano.

Dentro del proceso mejorado para la obtención de gasolinas de alto número de octanos se encuentra el denominado Powerforming, en este sistema se cuenta con un reactor adicional. El cual puede ser alineado indistintamente en el proceso con objeto de alinear el más desactivado de los que se encuentren en operación; mediante este proceso es posible obtener altos rendimientos de gasolina empleando condiciones de operación muy severas.

El proceso más moderno de reformación es el llamado CCR o de regeneración continua y consiste de tres a cuatro reactores apilados y dentro de los cuales es posible tener un fluido de catalizador de manera que se puede obtener un reformado de alta calidad durante la operación con condiciones muy severas. El catalizador efluente del último reactor se envía a una torre regeneradora, donde se efectúan las etapas de quemado de carbón y oxidación quedando listo el catalizador para ser incorporado al proceso.

Los catalizadores empleados en estos procesos se caracterizan por ser bifuncionales; poseen una función metálica que promueven las reacciones de hidrogenación - deshidrogenación y una función ácida promovida por un halógeno y que es importante para el desempeño de las reacciones de isomerización e hidrosulfuración.

Uno de los principales contribuyentes de gasolina de alta calidad en la producción total de gasolinas se debe a la desintegración catalítica en lecho fluidizado (FCC).

En la década de los 20s, el rendimiento de gasolina era de apenas 20% del volumen de crudo procesado y el número de octanos fluctuaba entre 50 y 55. Para 1935, con la introducción de los procesos de desintegración térmica, el rendimiento de gasolina aumentó substancialmente y el octano llegaba a 78, no obstante, las gasolinas obtenidas por desintegración térmica adusaban

dos defectos: alto contenido de olefinas y diolefinas (precursores de gomas) y poca susceptibilidad a los aditivos antidetonantes.

La desintegración catalítica conocida desde principios de siglo, se aplicó industrialmente en el año de 1936 con un proceso de lecho fijo desarrollado por Eugene Houdry de la Socony Oil. Este proceso evolucionó rápidamente y para 1940 se tenían las unidades de desintegración catalítica en lecho móvil y para 1943 inició operaciones en Baton Rouge Louisiana la primera unidad FCC. Los diseñadores rápidamente comprendieron las ventajas de este nuevo proceso y lo impulsaron de tal modo que su evolución ha sido una de las más espectaculares de la industria petrolera.

En la actualidad las plantas FCC, son consideradas como la parte medular de las refinerías dada su gran capacidad de conversión de residuales de vacío en gasolinas, cuyo octanaje fluctúa entre 90 y 96 RONC.

Paralelamente al desarrollo de las unidades FCC, los catalizadores empleados en ellas, evolucionaron también. Los primeros catalizadores de desintegración catalítica eran arcillas activadas con ácido, posteriormente se emplearon catalizadores sintéticos de sílica-alúmina; de alta y baja alúmina; sin embargo, con los descubrimientos de las zeolitas sintéticas por Plank Roginski, desde 1963 se emplearon para este proceso, catalizadores zeolíticos de alta actividad y estabilidad que superan notablemente a los catalizadores anteriores.

El proceso FCC convierte fracciones pesadas de petróleo (gasóleos y residuos) en fracciones más ligeras y valiosas como son el gas L.P., la gasolina y el aceite cíclico, que puede ser usado como componente del combustible diesel. La conversión se efectúa en un reactor de lecho fluidizado en el cual las moléculas de cadena larga son fragmentadas en moléculas de cadena más corta mediante el mecanismo del ion carbonio. El alto octanaje de la gasolina obtenida en este proceso obedece fundamentalmente al alto contenido de olefinas, compuestos aromáticos y parafinas ramificadas producto de las diversas reacciones que ocurren en el reactor.

El octano de gasolina FCC está en función principalmente del tipo de carga; cargas de carácter aromático producen gasolina de 94 - 98 octanos; la temperatura de reacción tiene un efecto positivo en el número de octano, pues al aumentarse ésta, la producción de olefinas aumenta, y por lo tanto el octano; el tipo de catalizador empleado también afecta al octano. Desde principios de la década de los 80 se estudia el efecto de las zeolitas tipo ZSM-5 como aditivos promotores de octano, los resultados han sido satisfactorios y desde 1984 se aplican industrialmente observándose incrementos en el octano de la gasolina de FCC de 0.5 a 4 unidades RONC. La forma en la que actúan estos aditivos es como desintegradores selectivos de las parafinas normales, cuyo octanaje es bajo, teniendo como resultado una menor concentración de estos compuestos en la gasolina y por consecuencia el octano de ésta es mayor.

Los procesos y catalizadores para FCC continúan desarrollándose aceleradamente, contando en la actualidad con diseños para desintegración de residuos HOCFCC y diseños para desintegración en lecho fluidizado FCC. Con los cuales se incrementará notablemente el aprovechamiento del petróleo crudo.

## DESINTEGRACION CATALITICA ORTOFLOW "F" DE LA REFINERIA DE TULA

En el año de 1976 PEMEX inicio la operación de su primera planta Catalítica modelo Orto Flow "F", en la Refinería Miguel Hidaigo, en Tula, Hgo.

Esta planta inicialmente estuvo en periodo de prueba para obtener los máximos rendimientos que se aplicaron después en las plantas Catalíticas de Salamanca, Salino Cruz Oax y en Cadereyta N.L.

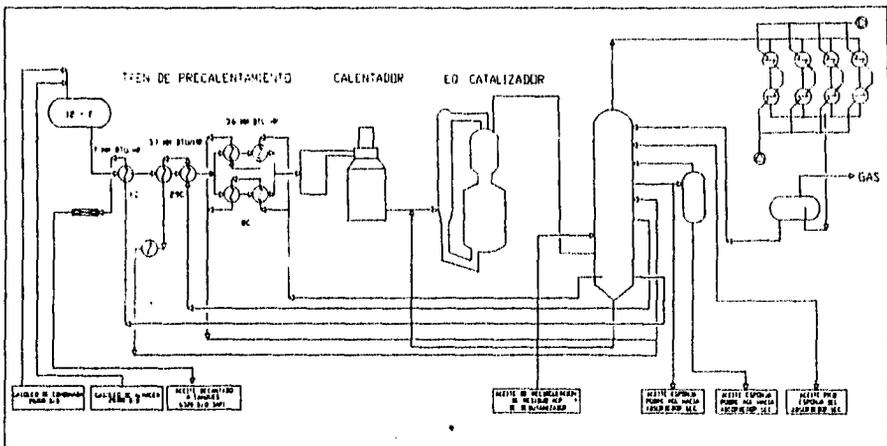
El diseño de la planta estuvo bajo la responsabilidad de la M.W. Kellog Co.

La Planta Catalítica de Tula, en el elevador que aquí se describe se ha diseñado para una carga de 40 MB/D de gasóleo virgen y produce: gas ácido para recuperación de azufre, gas residual desulfurado para gas combustible, propano propileno L.P.G, gasolina debutanizada, aceite ciclico ligero y aceite decantado.

Se ha diseñado con la flexibilidad necesaria para trabajar, usando un catalizador tipo "mallas moleculares" en cualquiera de las dos formas siguientes, muy diferentes entre si:

- a ) Producción máxima de gasolina con una conversión de 82.5% en volumen y una recirculación del 5% en volumen formada con residuo de la decantación y aceite ciclico pesado.
- b ) Producción máxima de destilado medio con una conversión de 63% en volumen y una recirculación de 30% en volumen de aceite ciclico pesado y 5% en volumen de residuo.

La carga de gasóleo se bombea a través de cambiadores de calor y del calentador de carga para calentar ésta a la temperatura requerida. En el paso por cambiadores de calor, la carga recupera calor del aceite decantado que sale a tanques, del aceite ciclico pesado que se recircula a la fraccionadora y de la recirculación de residuo.



La carga caliente se reúne con la recirculación y fluye hacia el elevador. En la operación de máxima gasolina, el líquido recirculado es una corriente pequeña, un 5% de la carga en volumen, la cual tiene como finalidad retornar catalizador del asentador de residuo al Convertidor y es una mezcla de fondos de la fraccionadora con algo de aceite pesado para diluir la concentración de catalizador en el residuo. En la operación de máximo destilado medio, el líquido recirculado es una corriente considerable que equivale al 35% en volumen con respecto a la carga y que esta formada principalmente por aceite cíclico pesado, para aumentar el rendimiento de destilado medio y por la corriente de residuo de la Fraccionadora como en el caso anterior.

En la parte inferior del Elevador, la carga se mezcla con vapor de dispersión, y luego se inyecta al Elevador a través de un juego de seis boquillas localizada perimetralmente. Se dispone de dos sistemas de inyección de carga. El superior deberá usarse normalmente. El inferior se ha diseñado para cargas bajas y deberá usarse para cargas inferiores al 80% de la carga de diseño.

En el elevador, la carga se reúne con el catalizador regenerado de la "bota" y el vapor de fluidización lateral. El catalizador caliente vaporiza la carga, la calienta a la temperatura de reacción y proporciona el calor necesario para la desintegración. La temperatura de salida del Elevador se controla por admisión de catalizador mediante una válvula de tapón.

Esta temperatura deberá ser de 527 °C para la operación de máxima gasolina y de 477 °C para operación de máximo destilado medio. La mezcla de catalizador y vapor fluyen en forma ascendente en el Elevador y ahí la reacción se efectúa. La parte inferior del elevador se ha dimensionado para proporcionar suficiente velocidad de elevación. Tomando en cuenta que la reacción de desintegración procede con mucha rapidez, el diámetro del Elevador se aumento para manejar el volumen creciente y proporcionar el tiempo de reacción deseado. La mezcla fluye en el tramo vertical restante del elevador, pasa a la línea horizontal de transferencia y finalmente desciende por la bajante vertical hasta la parte inferior de la cámara de separación. Los cambios de dirección se llevan a cabo en codos de diseño especial que permiten al catalizador de alta velocidad deslizarse sobre una capa estacionaria de catalizador, en lugar de hacerlo sobre las paredes del evaporador. El Elevador termina en la parte inferior de la cámara de separación. En este lugar ocurre una separación burda del catalizador y de los vapores mediante un separador ranurado. La mayor parte de los vapores fluyen horizontalmente por las ventanas laterales al separador; en tanto que la mayor parte del catalizador fluye hacia abajo por el fondo abierto del elevador sumergido en catalizador.

Los vapores de los hidrocarburos desintegrados, los inertes, el vapor de dispersión y el vapor del agotador del catalizador, fluyen hacia arriba de la Cámara de Separación. Los vapores fluyen de la Cámara de Separación a la Fraccionadora.

El catalizador agotado que contiene el coque formado durante la reacción de desintegración, pasa hacia abajo a través de un cono dentro del agotador de catalizador gastado. El agotador se localiza directamente abajo de la Cámara de Separación y cuenta con mamparas tipo disco y dona para asegurar el contacto eficiente del catalizador descendente con el vapor del agotamiento que fluye hacia arriba.

Del agotador, el catalizador fluye en fase densa descendente por un tubo a través de una válvula de tapón que controla el nivel de la cama arriba del agotador. Distribuida a lo largo de la bajante, hay ocho boquillas de aereación con vapor para asegurar un fluido uniforme del catalizador descendente.

El catalizador agotado sube a través de un pozo y es distribuido por tres brazos al primer paso de regeneración para alcanzar un contenido muy bajo de carbón en el catalizador regenerado.

En el primer paso se quema 80% del carbón. Dependiendo de la operación se alcanza una temperatura de 607 °C a 641 °C. El aire llega al primer paso a través de un anillo que lo distribuye eficientemente. El catalizador del primer paso fluye a través de ranuras en la placa de contención hacia el segundo paso. El resto del carbón se quema en el segundo paso a temperaturas más elevadas, de 627 °C a 677 °C, dependiendo del tipo de operación. Se inyecta aire al segundo paso a través de un distribuidor tubular, que se ha diseñado para proporcionar distribución uniforme de aire y permitir el ajuste a bajos flujos,

El gas effuente de la combustión de coque atraviesa la cama fluidizada y asciende a la fase diluida, donde con seis juegos de ciclones de dos pasos, se retorna a la cama del catalizador que arrastraron los gases secundarios. El effuente de los ciclones fluye a través de la cámara plena y a través de la línea de salida. En esta línea una válvula deslizante restringe el paso del gas effuente y controla la presión del Regenerador, de la válvula deslizante, el gas fluye a la cámara de orificios que reduce el valor requerido por la caldera de CO.

El separador de aire para la combustión se mueve por turbina de vapor. El Calentador de aire, parte integral de la línea de entrada al anillo de distribución del primer paso, se usa durante la puesta en operación de la planta.

---

## CAPITULO

# 3

---

## EL FENOMENO DE INCRUSTACION

El ensuciamiento es uno de los principales factores que afectan el desempeño de equipo de transferencia de calor, pudiendo ocasionar problemas de tipo financiero a los ingenieros operadores de planta.

Un número definido de diferentes tipos de ensuciamiento han sido reconocidos y estudiados, pero desafortunadamente aún no es posible proporcionar a los diseñadores ecuaciones, las cuales puedan predecir de modo preciso los efectos de ensuciamiento de los intercambiadores de calor para condiciones particulares.

Afortunadamente, algunos éxitos han sido logrados minimizando los efectos de ensuciamiento, adoptando acciones preventivas o correctivas, una vez que los mecanismos del fenómeno de ensuciamiento que afectan a la planta son conocidas.

El fenómeno de ensuciamiento puede ser descrito como la deposición o incrustación de material extraño en la superficie de transferencia. Este material puede presentarse en forma de cristales, sedimentos, crecimiento biológico, productos de reacciones químicas, productos de corrosión, o aún más, la combinación de uno o más de los mecanismos mencionados. El fenómeno de incrustación puede ser función de la temperatura de la superficie, velocidad de fluido, tipo de material de superficie, así como, condiciones de superficie y composición de fluido. Este ensuciamiento se incrementa a través del tiempo, pudiéndose mantener constante. Aunque muy frecuentemente algunas variaciones importantes pueden ocurrir.

La cantidad de calor transferido por unidad de área es dependiente de la diferencia de temperaturas entre los fluidos, así como, de la resistencia que ofrezca el medio conductor. Esta resistencia es una combinación de las resistencias ofrecidas por las propiedades de los fluidos, la pared que los contiene, así como la capa de material depositado a ambos lados de la pared (ensuciamiento).

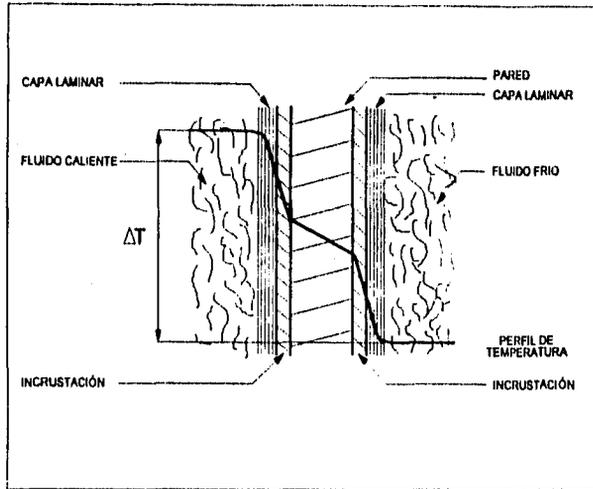


Fig. 3.1 Perfil de temperatura a través de la pared de intercambio.

La transferencia de calor se lleva a cabo por convección a través del cuerpo de los fluidos y por conducción a través de los depósitos de material, así como de la pared y a través del flujo laminar en la capa límite del material adyacente a la pared. Siendo así, la convección y conducción los principales fenómenos de transferencia en los fluidos, haciendo prácticamente normal el uso del concepto de coeficientes de transferencia de calor de la película de fluido (  $h$  ), en cálculos de transferencia de calor que involucran fluidos. Los valores de ' $h$ ', pueden ser evaluados de forma experimental y bajo condiciones teóricas, siendo más común expresar las propiedades de transferencia de calor en términos de la conductividad.

Según la ecuación de transferencia de calor.

$$Q = U_D A \Delta T \quad \text{E. 3.1}$$

Donde

$$U_D = \frac{1}{R_T} = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} + \frac{L_m}{k_m} + R_o + R_{i0}} \quad \text{E. 3.2}$$

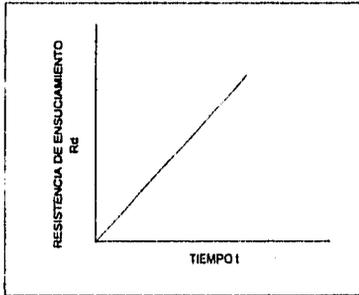
(  $h_i$  ,  $h_o$  son coeficientes en cada uno de los lados de la pared ).

En caso de que exista una diferencia apreciable entre las áreas de transferencia de calor de cada lado de la pared, como en el caso de los tubos, las correcciones debidas a esta diferencia deben ser realizadas.

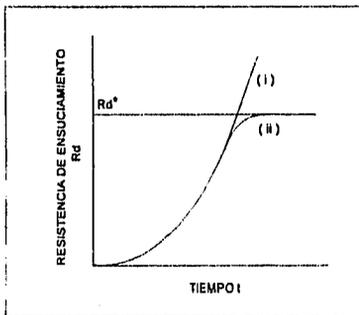
Debido a que en la mayoría de los casos de transferencia de calor se usan paredes metálicas, cuya resistencia térmica atribuible es pequeña; la transferencia de calor en intercambiadores de calor limpios, es función de las propiedades de las películas de los fluidos en contacto con la pared metálica.

El ensuciamiento esta formado principalmente por materiales que presentan un escasa conductividad térmica, siendo posible que delgadas capas puedan adicionar una apreciable resistencia a la transferencia de calor.

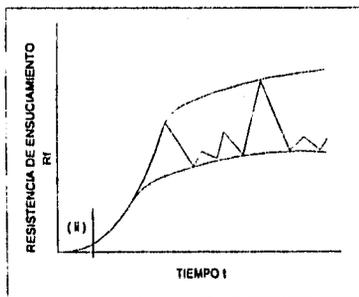
Esta resistencia se incrementa con el tiempo. En las *Figuras 3.2, 3.3 y 3.4* se muestran algunos casos típicos. En cada uno de estos casos, la vida útil de operación de los Intercambiadores es limitada.



*Figura 3.2* En esta se muestra el incremento invariable del fenómeno de incrustación con respecto al tiempo.



*Figura 3.3* La variación de  $R_d$  se incrementa a partir de cero durante un periodo conocido como el tiempo de introducción. Este entonces, primeramente se incrementa y poco a poco disminuye tendiendo a presentarse una segunda curva (ii). Siendo así posible crear que  $R_d$  se aproxima a un valor constante, determinado por el comportamiento asintótico de la resistencia debida al ensuciamiento, la cual se a denotado por  $R_d^*$ .



*Figura 3.4* De cualquier modo, en muchos casos no es posible observar un valor asintótico, siendo más evidente un comportamiento de gradual incremento de  $R_d$  con el tiempo. Si fuera posible conocer un valor de  $R_d^*$ , este podría permitir diseñar intercambiadores de calor de una manera más racional siendo este valor importantísimo en el diseño de intercambiadores.

El fenómeno de resistencia debida al ensuciamiento, puede llegar a ser la resistencia controlante en el flujo de transferencia de calor en el intercambiador.

El ensuciamiento debe ser considerado como un material indeseable, el cual se adhiere a la superficie de un intercambiador reduciendo así la capacidad de transferir calor por el intercambiador. En adición al efecto que tiene sobre la disminución en la transferencia de calor, una película delgada de depósito en el intercambiador puede reducir el área de sección transversal por donde fluye el flujo incrementando así la rugosidad y caída de presión a través del intercambiador. Este incremento en la caída de presión causa una disminución en el flujo requiriéndose una mayor cantidad de bombeo. En algunos casos la caída de presión puede ser más importante que la eficiencia en la conductividad térmica.

La relación entre  $R_d$  y  $t$  puede ser expresado por una ecuación de la forma

$$\frac{dR_d}{dt} = \varphi_D - \varphi_R \quad \text{Eq. 3.3}$$

la relación de cambio debida a la resistencia por ensuciamiento con respecto al tiempo  $dR_d/dt$ , ha llegado a ser considerado como la diferencia entre la proporción de deposición  $\varphi_D$  y la proporción de remoción  $\varphi_R$ . Sin embargo, esta ecuación debe ser usada como una ecuación de forma general de  $R_d$ , tomándose en cuenta que el fenómeno de incrustación responde a fenómenos inciertos que aún no han sido totalmente explicados. Existen algunos conceptos que deben tomarse en cuenta para interpretar el concepto de  $R_d$ :

- a) El valor de  $R_d$  puede incluir dos resistencias, una de cada lado del intercambiador; usualmente es necesario conocer la temperatura de la pared del tubo para poder distinguir entre cada una de estas dos
- b) El modelo del flujo de fluido en el intercambiador de calor debe conocerse, y por tanto, la distribución de temperaturas, un valor promedio de el coeficiente de transferencia de calor de diseño  $U_D$  puede ser obtenido de la Ecuación 3.2. La distribución de temperaturas dentro del intercambiador puede influenciar el verdadero valor de las "driving forces" usadas en la Ecuación 3.1. De cualquier forma se ha supuesto que el coeficiente de transferencia de calor no varía en función de la posición.
- c) Usualmente el espesor del ensuciamiento en el intercambiador variará de un punto a otro, así como la distribución de temperaturas, y por tanto, la temperatura de la interface fluido-sólido. Si el flux de transferencia de calor total se mantiene constante pero sabiendo que el flux local de calor es controlado por el espesor de ensuciamiento, existirá una variación de la temperatura interfacial fluido-sólido. Así, si el valor del flux de calor es proporcionado por una reacción nuclear, reacción química o calentamiento eléctrico, la temperatura de la superficie será fijada por las características de la capa de fluido sobre la superficie.  
  
Si un intercambiador de calor es operado con un flujo local de calor constante, la resistencia por ensuciamiento será dada por el incremento en la temperatura entre el metal y el flujo, dividido por el flux de calor por unidad de área.
- d) Si la temperatura en el depósito se incrementa lo suficiente, el líquido atrapado puede vaporizarse incrementando significativamente la resistencia térmica de la incrustación.

- e) Una vez que la incrustación ha sido formada, la estructura de este sólido no necesariamente permanezca constante, pues la formación de pequeños cristales dentro de estructuras más grandes puede tener lugar.
- f) Las variaciones en el espesor del ensuciamiento crea variaciones en la rugosidad de los depósitos pudiendo de esta manera, alterar el coeficiente de transferencia entre la pared del tubo y el fluido. Estos cambios tendrán como consecuencia una redistribución de la temperatura, la cual en su caso puede afectar el proceso de Incrustación.
- g) Debido al ensuciamiento, el área de flujo es gradualmente reducida y para algunas condiciones dadas de valores de flujo, el valor del coeficiente de transferencia de calor adyacente a la capa de incrustante, se incrementa propiciado serias consecuencias en la interpretación del valor de Rd. En estas circunstancias, la resistencia térmica de la incrustación podría ser la dominante siempre y cuando el bloqueo sea severo.

Todas estas notas deben considerarse para poder asignar un valor a la resistencia de el ensuciamiento, la cual puede esconder considerables variaciones locales, además, la forma en que se comporta el ensuciamiento a través del tiempo depende de la forma en que es operado el intercambiador.

El cambio en el coeficiente de transferencia de calor, así como, el del crecimiento de la incrustación se asocia a un cambio en la caída de presión. Este último en particular debido a la pérdida de área, pero siendo este el efecto menor si consideramos el substancial bloqueo que ocurre en la superficie del tubo. La principal causa, es usualmente el cambio en la rugosidad del tubo. La base física es la analogía entre el momento y la transferencia de calor como ha sido ilustrado por la analogía de Reynolds, en la cual

$$St = f / 2 \quad E. 3.4$$

Donde f, es el factor de fricción dado por

$$f = \tau / \frac{1}{2} \rho \bar{u}^2 \quad E. 3.5$$

donde  $\tau$  es la resistencia al rayado del material,  $\rho$  la densidad del fluido y  $\bar{u}$  es la mean velocidad. El número de Stanton, esta entonces dado por

$$St = \alpha / \rho \bar{u} C_p \quad E. 3.6$$

donde  $\alpha$  es el coeficiente de transferencia de calor y  $C_p$  el calor específico del fluido.

La generalización semiempírica de esta relación que toma en cuenta la resistencia de la capa sublaminar de el fluido es

$$j = Pr^{1/4} St = f/2 \quad E. 3.7$$

donde j es el j-factor para la transferencia de calor y Pr es el número de Prandtl. Un cambio en la caída de presión ( y por tanto  $\tau$  ) implica un cambio  $\alpha$ .

Como la deposición incrementa el espesor en el ensuciamiento se pueden presentar hendiduras.

El proceso de ensuciamiento debe ser clasificado dentro de al menos cinco grupos principales.

- Depositación de partículas.
- Cristalización ( puede presentarse en escamas o escarchado ).
- Corrosión de la superficie de transferencia.
- Medio de reacción química ( puede la superficie no ser uno de los participantes en la reacción )
- Biológico.

#### DETERMINACIÓN DE LOS VALORES DE INCRUSTACION

Inicialmente para el cálculo de  $R_d$ 's es necesario recopilar información de proceso, siendo preferible dividir esta en dos tipos; en la primera de las cuales se compone por estadística de temperaturas de operación, hojas de datos, así como, información de construcción de los equipos del Tren de Precalentamiento y Diagramas de Flujo de Proceso La segunda consiste en características físicas de los fluidos que ceden calor así como del fluido que es necesario calentar. Es importante sobre todo conocer el factor acéntrico y de grados API, pues a partir de estos dos, es posible conocer todas las características físicas suficientes, para realizar el cálculo de factores de ensuciamiento.

Cabe señalar que en un equipo de proceso de transferencia de calor como los equipos que componen el Tren de Precalentamiento de la Planta Catalítica, no es posible determinar coeficientes de transferencia individuales debido a la imposibilidad de poder realizar medidas de temperatura superficial en los tubos que componen un intercambiador, y a menos, que se este seguro que uno de los fluidos no incrusta en forma determinante, no se pueda determinar el valor del coeficiente de transferencia restante. Por otro lado el cálculo de los  $R_d$ 's se determina de una forma indirecta ya que se calcula a partir del conocimiento de los coeficientes de transferencia globales:

$$R_d = \frac{U_c \cdot U_D}{U_c \cdot U_D} \quad \text{E. 3.3}$$

Siendo el valor de  $U_c$  determinado por el ingeniero de diseño, tomándose de referencia para la limpieza del equipo, mientras que el valor de  $U_D$  es el resultado del cálculo del coeficiente de transferencia de calor a partir de los valores de temperatura que arroja la literatura así como de las características de los equipos de transferencia de calor. Esta última se determina por la ecuación de transferencia:

$$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T \quad \text{E. 3.4}$$

El hecho de calcular coeficientes de transferencia de calor globales da lugar a que el cálculo que a continuación se describe, proporcione  $R_d$ 's globales.

### Cálculo de temperaturas calóricas

Debido a las diferencias en la construcción para los intercambiadores del Tren de Pre calentamiento, no es posible realizar el cálculo para los factores de diferencia de temperatura ( $Ft$ ) con una sola ecuación para todo el Tren; pues el primer intercambiador, 6C, está diseñado con diez pasos por los tubos y uno por la coraza, mientras que el intercambiador 29C está construido para dos pasos por los tubos y dos por la coraza; finalmente, el cambiador 8C ha sido diseñado para seis pasos por los tubos y dos por la coraza. Estos cambios en construcción tienen diferentes ventajas uno de otros, pues, por ejemplo se han comparado los valores de  $Ft$  en intercambiadores 1-2 y 2-4 para fluidos que operan con idénticos rangos de temperatura, demostrándose mayores ventajas en el arreglo 2-4, debido a los mayores cruces de temperaturas permisibles.

La Ecuación 3.10 fue usada para calcular el factor de diferencia de temperatura para el cambiador 6C, mientras que para los intercambiadores 29C y 8C se usó la Ecuación 3.11.

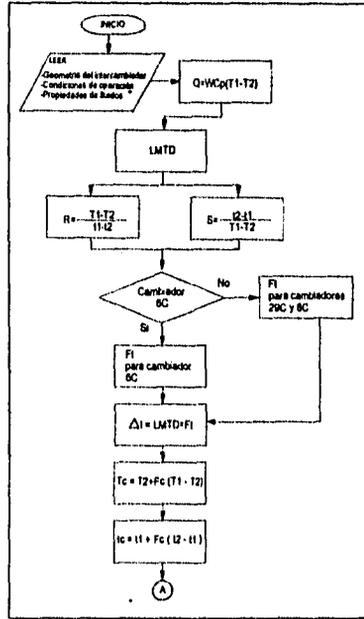


Fig. 3.5 Cálculo de temperaturas calóricas.

La ecuación aplicada para el cambiador 6C es:

$$Ft = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln(1-S) / (1-R \cdot S)}{(R-1) \ln \frac{2-S(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-S(R+1+\sqrt{R^2+1})}} \quad E.3.10$$

mientras que para los cambiadores 29C y 8C fue:

$$Ft = \frac{\left[ \sqrt{R^2 + 1 / 2(R-1)} \right] \ln(1-S) / (1-R \cdot S)}{\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S) \sqrt{(1-S)(1-RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{2/S - 1 - R + (2/S) \sqrt{(1-S)(1-RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}} \quad E.3.11$$

### **Cálculo de coeficientes de pared**

#### **Lado tubos**

Sieder y Tate realizaron una correlación en base a los datos de Morris y Whitman para el calentamiento como el enfriamiento de varios fluidos, principalmente fracciones de petróleo, en flujos horizontales y verticales, llegando a una ecuación para flujos después del rango de transición en la siguiente forma.

$$\frac{h_i D}{k} = 0.027 \left( \frac{DG}{\mu} \right)^{0.8} \left( \frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad E. 3.12$$

Esta ecuación dio una desviación máxima de aproximadamente +15% y -10% para número de Reynolds arriba de 10,000. Esta fue obtenida para tubos, pero puede ser usada indiscriminadamente para tuberías; siendo esta última más rugosa y por lo tanto producen más turbulencia para el mismo número de Reynolds.

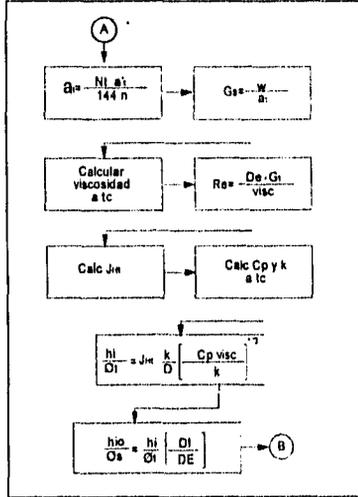


Fig. 3.6 Cálculo de coeficientes de pared lado tubos.

### **Cálculo de coeficientes de pared**

#### **Lado coraza**

Debido a que se dirige el flujo del fluido de la coraza a través de los tubos, desde la parte superior hasta la inferior, los coeficientes de transferencia de calor son mayores que para el flujo libre a lo largo de los ejes de los tubos. Los mayores coeficientes de transferencia se originan por un aumento en la turbulencia como consecuencia de las fluctuaciones debidas a la reducción en el área entre los tubos adyacentes comparados con el área de flujo entre las hileras sucesivas.

El coeficiente de transferencia individual para el lado de la coraza, para valores de 2,000 a 10,000, 000 se representan con bastante exactitud por la ecuación:

$$\frac{h_o D_o}{k} = 0.36 \left( \frac{D_o G_s}{\mu} \right)^{0.55} \left( \frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad E. 3.13$$

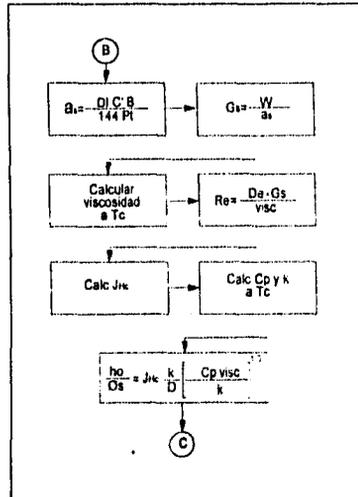


Fig. 3.7 Cálculo de coeficientes de pared lado coraza.

### Cálculo de coeficientes

La temperatura de la pared del tubo puede ser computada a partir de las temperaturas calóricas cuando tanto  $h_i$  como  $h_o$  son conocidas.

Por otro lado es costumbre despreciar la diferencia de temperatura a través del metal del tubo y se considera que el tubo en su totalidad está a la temperatura de la superficie externa de la pared  $t_w$ . Si la temperatura calórica exterior es  $T_c$  y la temperatura calórica interior es  $t_c$  y  $h_{io} = h_i(D_i/DE)$ , donde el subíndice  $io$  se refiere al valor del coeficiente dentro del tubo, referido a la superficie exterior del tubo.

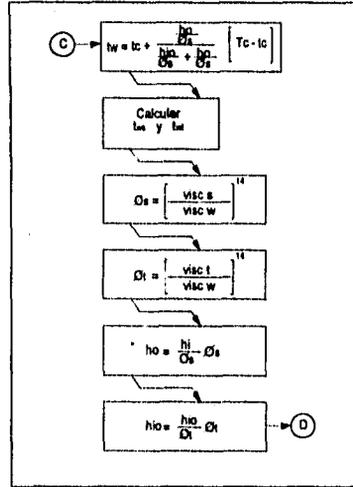


Fig. 3.8 Cálculo de coeficientes individuales.

$$Q = \frac{\Delta t}{\sum R} = \frac{T_c - t_c}{R_o + R_{io}} = \frac{t_w - t_c}{R_{io}} \quad \text{Ec. 3.14}$$

Reemplazando las resistencias en los dos últimos términos para coeficientes de película,

$$\frac{T_c - t_c}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}}} = \frac{t_w - t_c}{h_{io}} \quad \text{Ec. 3.15}$$

Resolviendo para  $t_w$ ,

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \quad \text{Ec. 3.16}$$

$$t_w = T_c - \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \quad \text{Ec. 3.17}$$

### ***Cálculo de $R_d$ 's***

Determinar la resistencia de ensuciamiento de un fluido, requiere de alguna técnica de monitoreo. El procedimiento, cualquiera que este sea, se basa en determinar la degradación que sufren los coeficientes globales de transferencia de calor. Desde luego, se requiere de algún dispositivo de tipo experimental que permita obtener la información deseada. La obtención de los valores locales o globales de ensuciamiento, el tipo de calentamiento o enfriamiento utilizado y cualquier otra información adicional requerida, son los factores que determinan el diseño del equipo experimental.

En general, es preferible determinar valores locales más que globales de ensuciamiento, aunque esto no sea posible, sobre todo cuando la geometría del equipo es compleja. Por lo que hace al medio de calentamiento, éste puede ser eléctrico directo e indirecto, por condensación de un vapor o por calentamiento sensible con un fluido usualmente líquido.

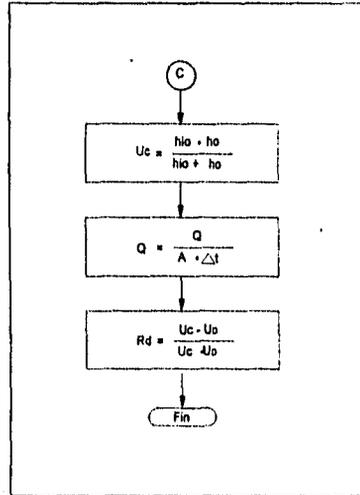


Fig. 3.9 Cálculo de  $R_d$ 's.

Lo anterior queda determinado por la localización de la instalación, cuando ésta se ubica dentro del área de una planta de operación.

El método de monitoreo más utilizado es el térmico. Este consiste en registrar por medio de termocoples las temperaturas de la superficie de transferencia de calor y del seno del fluido. Con estos valores se pueden estimar los valores del coeficiente de transferencia de calor a través del tiempo.

Otras técnicas de monitoreo disponibles incluyen la observación visual, técnicas fotográficas, uso de microscopía, medición de caída de presión, por radioactividad, análisis químico, etc.

No debe perderse de vista que, cualquiera que sea la técnica utilizada, la determinación del comportamiento ensuciamiento-tiempo y su predicción no es fácil, dada la gran cantidad de variables involucradas en el proceso.

## METODOLOGÍA DE LINEALIZACIÓN

Después de haber calculado los correspondientes valores de  $R_d$ 's, se puede observar que existen grandes variaciones del fenómeno. Por lo que será necesario suavizar la curva para poder desarrollar los cálculos del estudio económico y por tanto en la determinación de los ciclos óptimos de limpieza. De acuerdo a los estudios de Kern, la curva que describe el fenómeno de la incrustación a través del tiempo puede aproximarse empíricamente por medio de la siguiente ecuación.

$$R_t = R^* (1 - e^{-\beta t}) \quad \text{E. 3.18}$$

Donde  $R_t$  = Valor de la resistencia por incrustación en el tiempo  $t$  ( $\text{h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$ )

$R^*$  = Valor asintótico de  $R_t$

$t$  = Tiempo de operación (cualquier unidad de tiempo)

$\beta$  = Constante que describe la proporción de ensuciamiento (cualquier unidad de tiempo)<sup>-1</sup>

$e$  = Base de los logaritmos naturales

Como una simplificación podemos considerar:

$$R_t = \frac{X_t}{K} \quad \text{E. 3.19}$$

Donde  $X_t$  = es el espesor del depósito formado al tiempo  $t$  (ft).

$K$  = Conductividad térmica del material depositado ( $\text{Btu/h ft } ^\circ\text{F}$ )

Estudios teóricos han determinado que la Ecuación 3.18 es válida en la mayoría de los casos. Siendo así, es necesario conocer dos conjuntos de datos de  $R^*$  y  $\beta$  para realizar el cálculo de acuerdo a la Ecuación 3.18. El método más simple para conocer estos dos valores es realizar dos mediciones de la resistencia por ensuciamiento  $R_1$  al tiempo  $t_1$  y  $R_2$  a un tiempo  $t_2$ ; obviamente  $t_2 > t_1$  y  $R_2 > R_1$ . Así, la ecuación Ecuación 3.18 se puede resolver simultáneamente para así conocer el valor de las constantes  $R^*$  y  $\beta$ .

Afortunadamente un método más simple ha sido desarrollado para resolver el sistema de ecuaciones anteriormente mencionado, siendo necesario el uso de las monogramas para encontrar el valor de  $R^*$  y  $\beta$ .

Para usar estos nomogramas es necesario seguir una serie de pasos después de haber calculado los siguientes valores:

$$\theta = \frac{t_1}{t_2} \quad \text{y} \quad \alpha = \frac{R_1}{R_2}$$

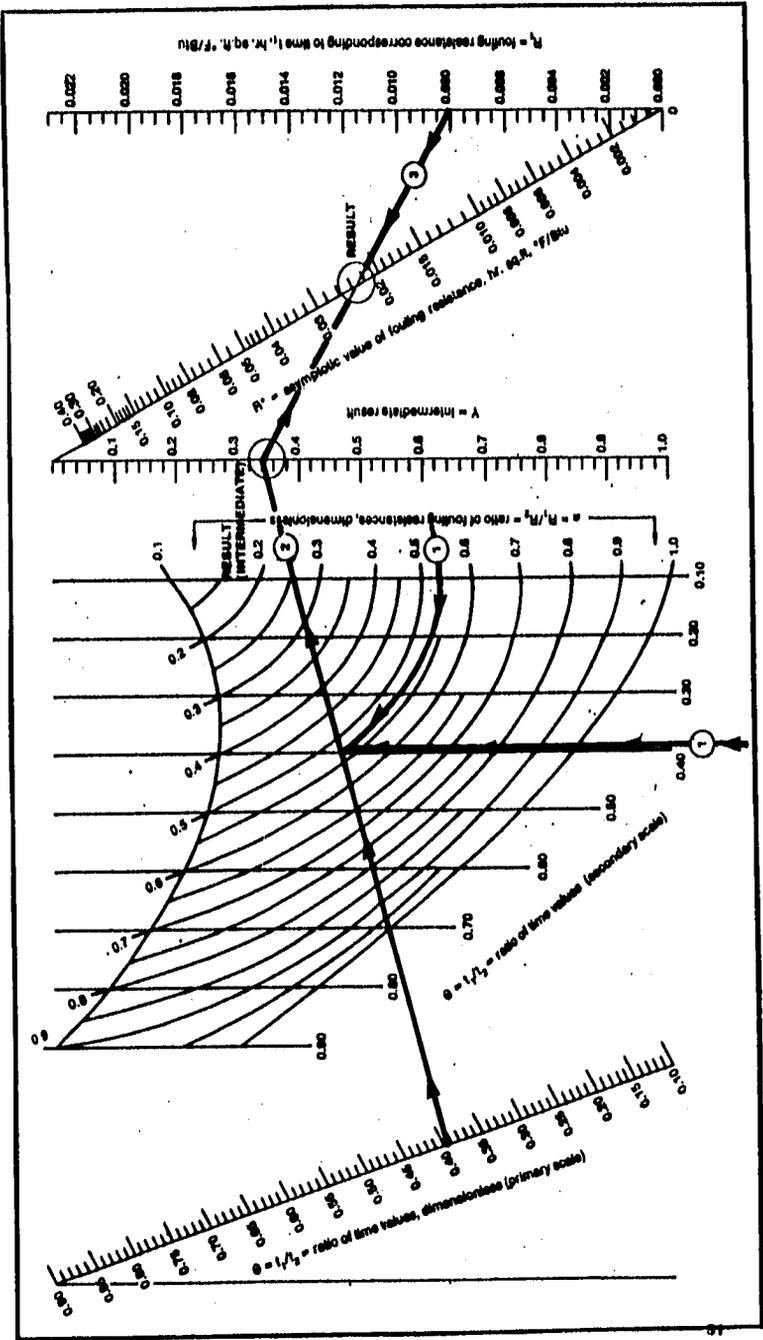
en los siguientes pasos es necesario el uso de los nomogramas.

- Encontrar el punto de intersección (punto A) entre los valores conocidos de  $\theta$  y  $\alpha$  en el nomograma No 1.
- Trazar una línea recta entre el punto A, con el valor conocido de  $\theta$  en la primera regla del nomograma, extendiendo esta línea hasta la regla titulada "Y"
- Trazar una nueva línea desde el punto encontrado en la regla "Y" hasta el valor conocido de  $R_1$ .

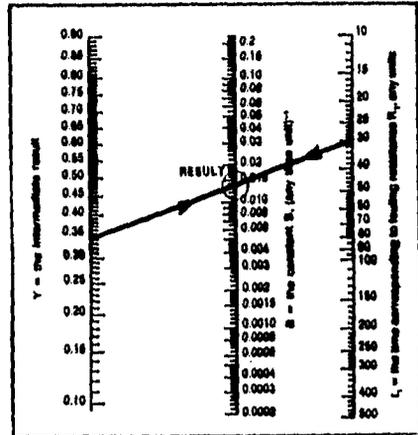
Así puede conocerse el valor de  $R^*$  en el punto de intersección dado por las reglas "Y" y "R1"

- En el segundo nomograma, será necesario trazar una línea entre el valor "Y", que es el valor intermedio que se encontró por medio del anterior nomograma y  $t_1$ .
- Así, se leerá el resultado de  $\beta$  en el punto de intersección dado por la escala nombrada " $\beta$ ".
- Trazar una nueva línea desde el punto encontrado en la regla "Y" hasta el valor conocido de  $R_1$ .

Debe enfatizarse que el valor de  $t$  y  $\beta$  son recíprocos, es decir si las unidades de  $t$  son días, entonces las unidades de  $\beta$  serán días<sup>-1</sup>.



El tercer nomograma puede ser usado de diferentes maneras, por ejemplo, puede determinarse cual es el valor de la resistencia debida al ensuciamiento,  $R_1$ , cual será este valor a un determinado tiempo,  $t$ , proveer la conductividad térmica de un material conocido o calcular la conductividad térmica siempre y cuando conozcamos el espesor de este depósito.

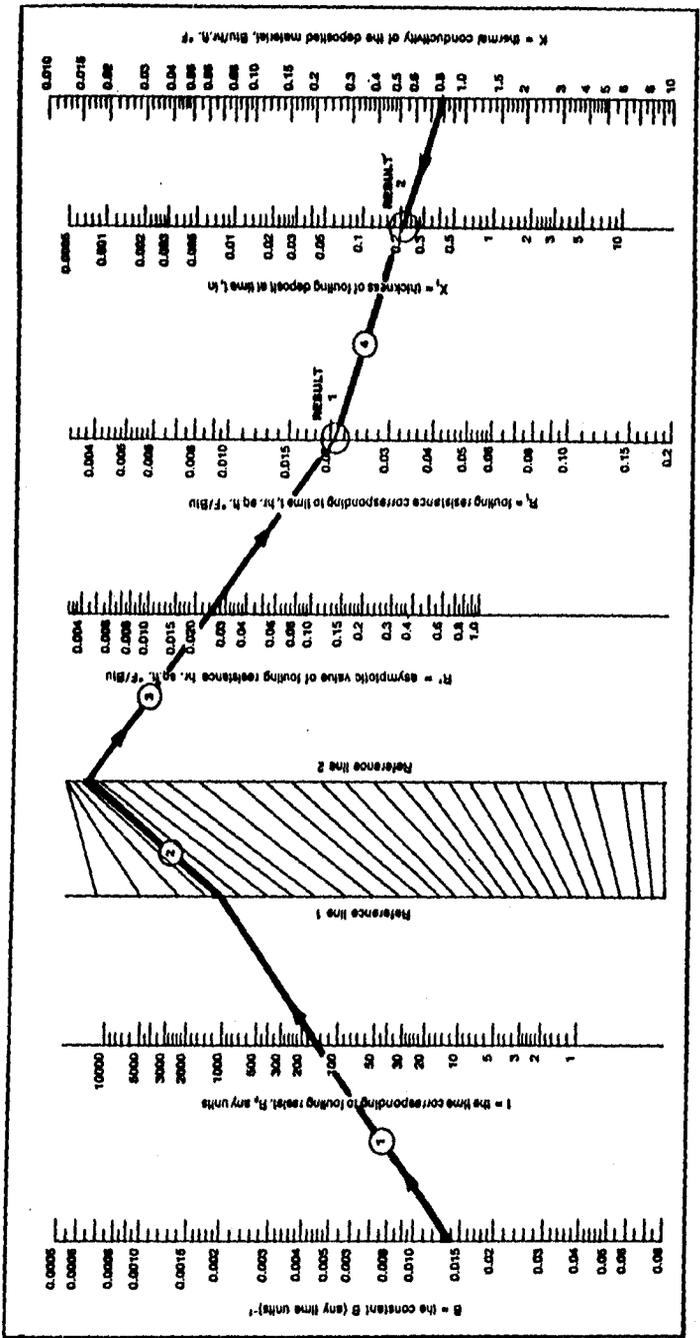


Nomograma 4.2 Cálculo del valor de  $\beta$

- Trazar un recta entre los valores conocidos de  $\beta$  y  $t$  en cada una de las respectivas escalas, extendiendo esta hasta la línea de referencia uno. Nombrar este punto como A.
- Transferir este valor A de la línea de referencia uno, hasta la línea de referencia dos, usando como ayuda las líneas guía. Nombrar este punto como A<sup>1</sup>.
- Conectar el punto A<sup>1</sup> con el valor conocido de  $R^*$ , extendiendo esta línea hasta la intersección con  $R_1$ , siendo este el resultado para  $R_1$ .
- Si lo que se desea saber es el valor del espesor de la incrustación,  $Xt$ , y el valor de la conductividad es conocido, será necesario trazar una línea recta entre el valor de  $Rt$  y el valor conocido de  $K$  y leer el valor de  $Xt$  en la respectiva escala. Consecuentemente, se puede conocer el valor de  $K$ , conociéndose el valor de  $Xt$ .

Por último, el último nomograma puede ser usado en la predicción de la resistencia por ensuciamiento a un porcentaje determinado del valor asintótico de  $R^*$  o del valor de  $R$  deseado. El procedimiento para este propósito es el siguiente.

- Buscar el valor deseado o calculado de  $R$  en la escala de  $Rt$  y trazar una línea entre este valor y el valor conocido de  $R^*$ ; extendiendo esta, hasta la Línea de Referencia 2. Nombrar este punto como A1.
- Transferir el punto A1, de la Línea de Referencia 2, hasta la Línea de Referencia 1, usando las líneas guía. Marcar este punto como A.
- Trazar una línea recta entre el punto A y el valor de  $\beta$ . Leer el resultado final de  $t$ , en el punto de intersección con la escala de  $t$ .



# CAPITULO

# 4

# RESULTADOS

### Rd's CALCULADOS PARA EL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE LA FCC

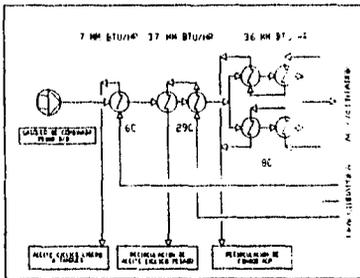


Fig. 4.1 Tren de precalentamiento de la Planta Catalítica Número Uno

A continuación se aplica la metodología explicada anteriormente al cálculo de Rd's para los intercambiadores del tren de precalentamiento de la Planta Catalítica Número Uno de la Refinería Miguel Hidalgo.

Como se explicó en el capítulo 2, el gasóleo fresco de carga entra a la planta ya sea caliente a 188 °C procedente de la planta de Destilación Combinada, o frío a 66 °C de los tanques de almacenamiento.

Para que el gasóleo pueda ser procesado en la Planta, es necesario que cumpla las condicio-

nes de diseño para la temperatura de entrada del Reactor ( 337 °C ). Esta deberá ser proporcionada por los intercambiadores que componen el tren de precalentamiento (6C, 29C y 8C) y por el calentador. El objetivo del tren de precalentamiento es aprovechar el calor del fondo de la torre precalentando la materia prima — gasóleo —, para que en el calentador no se quemé una cantidad de combustible, cuyo calor, puede ser proporcionado por las corrientes calientes dentro de la planta, en este caso del aceite decantado a tanques, del aceite cíclico pesado que se recircula a la Fraccionadora y de la recirculación de residuo.

## **Rd's CALCULADOS**

Debido a que en la Planta Catalítica no se cuenta con una relación de fechas de limpieza, no se pudo contar con un punto de referencia, a partir del cual se pudiera contabilizar el fenómeno de incrustación. Así que el primer paso que se dio para la localización de este punto fue la recopilación de información de mantenimiento correctivo al que habían sido sometido los Intercambiadores así como la recopilación de estadística de proceso. Fue así, que se determinó hacer los primeros cálculos de Rd's para el cambiador 29C, pues este cuenta con un haz de tubos renovado, siendo de esta manera, el equipo más "nuevo" del tren de precalentamiento.

Debido a que la limpieza del equipo de intercambio de calor no es del todo efectiva, que las velocidades de los flujos son muy pequeños al iniciar la operación y siendo el arranque de la planta la parte más delicada en la operación; los valores mínimos de Rd's que arroja el cálculo en base a la estadística de operación, nunca podrán contabilizarse a partir de cero.

Teniendo lo anterior en mente, el cálculo de Rd's que se realizaron para el intercambiador 29C, señalan que la última limpieza en el Tren de Precalentamiento fue efectuado en el mes de Diciembre de 1994, ya que se observa que el proceso llegó a estabilizarse a mediados del mes de Enero de 1995; como se deduce de la gráfica de Rd's v.s. Tiempo para el mismo intercambiador.

Con referencia a este punto, y suponiendo que todo el tren de precalentamiento fue limpiado en la fecha anteriormente señalada, se procedió a la recopilación de estadística operacional para el resto de los equipos del Tren de Precalentamiento, realizándose después el cálculo de Rd's y el estudio comparativo para cada uno de ellos.

A continuación se describen gráficamente los resultados de Rd's para cada uno de los equipos del Tren de Precalentamiento y al final del capítulo, se describe el estudio económico de operación, así como, los ciclos óptimos de limpieza respectivos.

**Rd's CALCULADOS PARA EL CAMBIADOR 6C**

Customer					Job No.		
Address					File		
Plant location					Inquiry No.		
Service of unit	DECANTED OIL-FRESH FEED EXCHANGER				Date		
Size	34 in X 240 in X 2837 R <sup>2</sup>	Type	1-36-64H (AET)	Item No.	6-C	Surface/shell	1781 R <sup>2</sup>
No. units	1	Shells units	1	Conn In		Surface/unit	1781 R <sup>2</sup>
		Series	1	Parallel	1		
PERFORMANCE OF ONE UNIT							
Fluid Allocation				Shell side	Tube Side		
Fluid Name				Gas Oil	Aceite decantado		
Total Fluid	lb/hr	527400			50680		
API Promedio							
Specific Gravity				0.794	0.907		
Viscosity Liquid	C P	1.8	1.5		0.6	1.7	
Molecular Wght. Liquid							
Molecular Wght. Vapor							
Specific Heat	BTU/lb F	0.576			0.534		
Thermal Conductivity							
Latent Heat							
Temperature (In Out)				370	393	660	400
operation Pressure	psig	140			90		
Velocity	f/sec	4.46			49.54/FT <sup>3</sup>		
Pressure Drop. Allow / Calc.	psig	10			5.5*		
Fouling Resistance							
Heat Exchanged - BTU/HR	700000				M.T.D. (Corrected)	93.4	
Transfer Rate Service	42	Clean	58.4	Total Fouling Allowance			0.0068
CONSTRUCTION OF UNIT							
	Shell side			Tube Side			
Desing Pressure	340			220			
Desing Temperature	435			690			
No. Passes	1			10			
Conections	in 8 in OUT 6 in						
Size and							
Rating	300 RF			301 RF			
Tube No.	350	OD	1 in	Length	240 in	BWG	12
						Sup INT	0.5 in <sup>2</sup>
						Pitch	1.25
Tube caract.	ID	0.782 in	Material	C'	0.25	Sup EXT	0.2818 R <sup>2</sup>
Shell	ID	34 in	OD	De	0.99 in		
Deflectores	Espaciado (B)	16 in**			* Pressure drop for alternate operation equal to 15.5 PSIG		
					** Free net area = 94.5 SQ. IN		

Se siguió la metodología para el cálculo de Rd's obteniéndose los siguientes resultados

TABLA DE RESULTADOS PARA CAMBIADOR 6C

FECHA	UD	Uservicio	Rd's
5 Enero	64	30	0.0175
12 Enero	21	6	0.1245
19 Enero	29	10	0.0616
2 Feb.	58	31	0.0151
9 Feb.	41	20	0.0248
17 Feb.	55	34	0.0108
24 Feb.	60	26	0.0215
3 Marzo	55	34	0.0108
10 Marzo	78	48	0.0091
17 Marzo	60	26	0.0215
28 Marzo	53	30	0.0151
7 Abril	46	27	0.0149
14 Abril	48	24	0.0199
21 Abril	42	20	0.0264
28 Abril	48	27	0.0167
1 Junio	33	13	0.0463
15 Junio	7	2	0.2970
22 Junio	30	19	0.0190
7 Julio	10	3	0.2061
14 Julio	18	7	0.0896
21 Julio	39	27	0.0118
28 Julio	13	4	0.1551

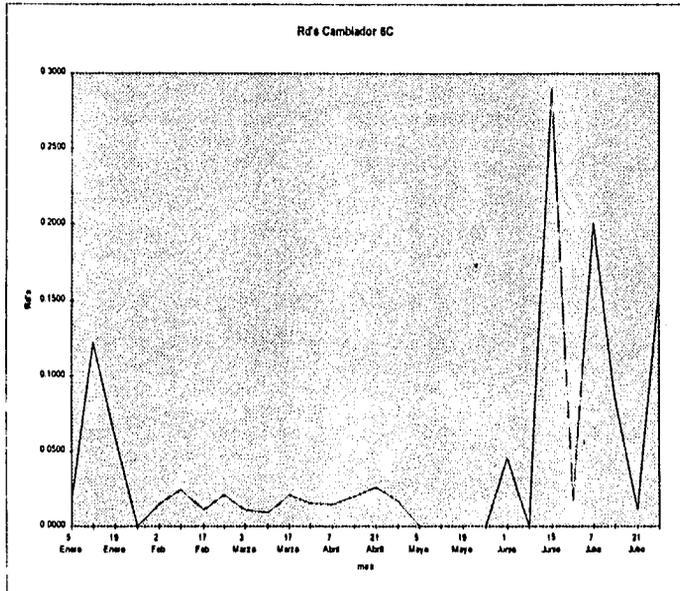


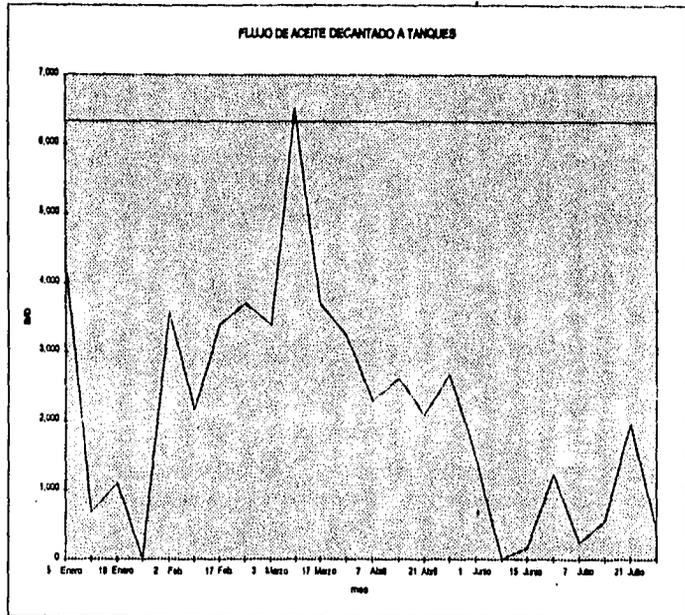
Fig. 4.2 Factores de obstrucción correspondientes al intercambiador 6C

La evaluación de los coeficientes de transferencia individuales, depende de diversos factores tales como: propiedades físicas de los fluidos, geometría del equipo así como de las velocidades de los fluidos del lado de la coraza y dentro de los tubos.

En la *Figura 4.2*, se puede notar una variación fuera de lo esperado -consultar capítulo 3-, para el primer intercambiador del Tren de Precalentamiento. Se ha podido observar en el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor de los intercambiadores del Tren de Precalentamiento que la película controlante en los intercambiadores se encuentra dentro de los tubos, pues pequeñas variaciones en la velocidad de los fluidos, así como de sus características físicas, tienen una gran influencia en el valor calculado de los coeficientes de transferencia de calor individuales y por tanto del valor del coeficiente de ensuciamiento (Rd's).

Existe un gran aumento en los valores calculados para los Rd's en las fechas correspondientes al 12 de Enero, 15 de Junio y 7 de Julio, como se puede observar en la *Figura 4.2*. Haciendo una comparación con la *Figura 4.3*, puede apreciarse, que estas variaciones de Rd's van acompañados por la presencia de bajos flujos del aceite decantado a tanques del lado de los tubos.

La baja velocidad del lado de los tubos, asegura una disminución de los coeficientes de transferencia individual y global, lo que induce a la necesidad de un aumento en el área de transferencia de calor requerida, es decir, el intercambiador es incapaz de trabajar con la carga térmica para la cual fue diseñado.



*Fig. 4.3 Variación de flujo para el Aceite Decantado a Tanques en el equipo 6C de acuerdo a su condición de incrustación*

El valor del flujo de diseño del aceite decantado a tanques, es de 6320 B/D, sin embargo, como puede observarse en los valores calculados de este flujo, la mayor parte del tiempo se opera a un porcentaje muy inferior al señalado por el diseño.

Debido a lo anterior, los valores de  $Rd$ 's reportados para el cambiador crecen en forma desmesurada, pero no porque el intercambiador este sucio, sino por condiciones de operación fuera de límites racionales de diseño. Siendo de esta manera, no se pudo realizar el estudio económico y mucho menos la determinación de los ciclos óptimos de limpieza para este intercambiador.

Es importante reconocer, que existen algunos problemas operativos para este Intercambiador, pues se ha notado en la estadística de diseño, y después constatado por mí en planta, el hecho de que en algunos casos el intercambiador no cumple con su función de precalentador, pues las fechas correspondientes al 26 de Enero de 1995 y 8 de Junio del mismo año, el intercambiador enfrió la carga. Tal vez, el problema anterior pueda resolverse dando un mantenimiento más periódico a la instrumentación, pues carece de sentido el hecho de tomar una estadística con instrumentos en mal estado.

Rd's CALCULADOS PARA EL CAMBIADOR 29C

Costumer			Job No.		
Address			File		
Plant location			Inquiry No.		
Service of unit	HEAVY CICLE OIL EXCHANGER-FRESH FEED EXCHANGER		Data		
Size	34 in X 240 in X 2837 ft <sup>2</sup>	Type	1-38-84H (AET)	Item No.	29-C
No. units	1	Shells units	1	Conn in	Series
					1 Parallel 1
				Surface/unit	3440 ft <sup>2</sup>
<b>PERFORMANCE OF ONE UNIT</b>					
Fluid Allocation		Shell side		Tube Side	
Fluid Name		Gas Oil		Aceite decantado	
Total Fluid	lb/hr	527400		618100	
API Promedio		24.9			
Specific Gravity		0.792	0.754	0.778	0.819
Viscosity Liquid CP	CP	1.8	0.96	0.47	0.62
Molecular Wght. Liquid					
Molecular Wght. Vapor					
Specific Heat	Btu/lb F	0.59		0.602	
Thermal Conductivity					
Latent Heat					
Temperature (In Out)		382	488	600	510
operation Pressure	psig	130(4)		75(4)	
Velocity	ft/sec	(1)		(1)	
Pressure Drop. Allow / Calc.	psig	10-(1)		10-(1)	
Fouling Resistance		0.003		0.003	
Heat Exchanged - BTU/ HR	33,500,000	M.T.D. (Corrected)			
Transfer Rate Service	Clean	Total Fouling Allowance			
<b>CONSTRUCTION OF UNIT</b>					
	Shell side		Tube Side		
Desing Pressure	340		225		
Desing Temperature	515		825		
No. Passes	1		2		
Conections					
Size and					
Rating					
Tube No.	684	OD	1 in	Length	240 in
		BWG	12	Sup INT	0.5 in <sup>2</sup>
		Sup EXT	0.2818 ft <sup>2</sup>	Pitch	1.25
Tube correct. ID	0.782 in	Material	C'	0.25	
Shell ID	39 in	OD	De	0.99 in	
Deflectores	Espaciado (B)	18 in**			
			(1). By vendor (2). Sec. sheet of general remarks (3). Atmospheric pressure. (4). Tentative		

El segundo intercambiador por el que se calienta el gasóleo es el conocido con el nombre de 29C. Este equipo es del tipo 1-2, puesto que existe una corriente en serie ( lado coraza ) y dos corrientes en paralelo ( lado tubos ). Este equipo fue diseñado para un servicio de 3.7 MM Btu / hr. Desafortunadamente los datos de coeficiente de Transferencia de calor limpio y sucio, no fueron proporcionados por el fabricante, sin embargo sí se proporciona el dato del ensuciamiento permitido para el equipo, siendo este de .003

Siguiendo la metodología de cálculo par Rd's se obtuvieron los siguientes datos:

TABLA DE RESULTADOS PARA CAMBIADOR 29C

FECHA	U <sub>b</sub>	U servicio	Rd's
5 Enero	47	44	0.0017
12 Enero	47	45	0.0013
19 Enero	51	48	0.0010
26 Enero	56	51	0.0016
2 Feb.	48	43	0.0026
9 Feb.	51	42	0.0043
17 Feb.	46	37	0.0051
3 Marzo	44	34	0.0069
10 Marzo	50	37	0.0069
17 Marzo	51	37	0.0076
28 Marzo	43	34	0.0061
7 Abril	51	39	0.0062
14 Abril	51	41	0.0048
21 Abril	45	33	0.0076
28 Abril	55	27	0.0191
1 Junio	42	29	0.0103
8 Junio	48	34	0.0087
15 Junio	47	31	0.0112
22 Junio	41	26	0.0138
7 Julio	39	27	0.0117
14 Julio	32	21	0.0176
21 Julio	31	24	0.0089
28 Julio	39	23	0.0174

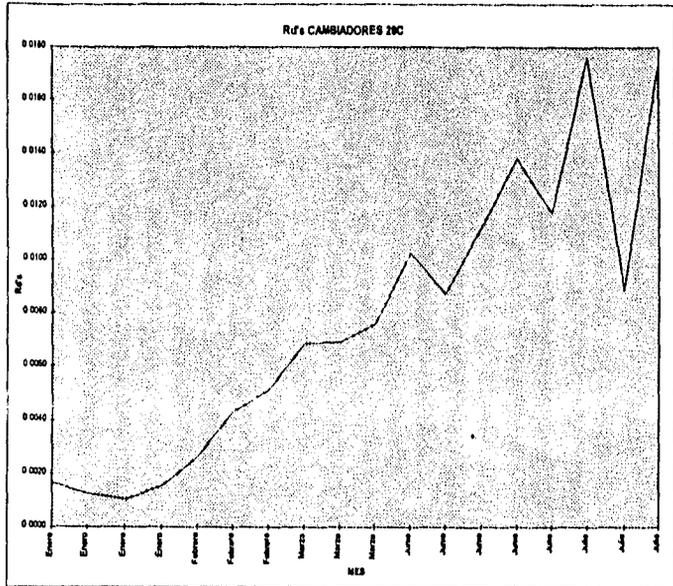


Fig. 4.4 Factores de obstrucción correspondientes al intercambiador 29C

En la gráfica de Rd's se puede observar perfectamente el periodo de inducción a lo largo del mes de Enero, la existencia de este periodo implica que el material que usualmente se deposita encuentra alguna dificultad para adherirse a la superficie del metal, y solo después de algún tiempo ( a finales de Enero ), se adhieren pequeñas partículas que forman una película delgada sobre la superficie del tubo, donde a otras partículas se les facilitará la acumulación y por tanto se observará un aumento en el ensuciamiento, como puede observarse a partir del mes de Febrero.

El factor que influye en la existencia del periodo de introducción es aquel proporcionado por la remoción  $\varphi_R$  cuando es mayor que la deposición  $\varphi_D$ .

$$\frac{dR_f}{dt} = \varphi_D - \varphi_R \quad \text{E.4.1}$$

Sin embargo la ecuación anterior debe tomarse como una ecuación de forma general de Rf, ya que debe tomarse en cuenta que el fenómeno de Incrustación responde a fenómenos inciertos que aún no han sido del todo explicados.

A partir de los últimos días del mes de Enero, se puede observar un incremento en la proporción de la deposición, presentándose este fenómeno hasta finales del mes de Marzo. Siendo en este momento predominante el fenómeno de la deposición  $\varphi_D$ .

Gráfica de descripción de ensuciamiento para cambiador 29C

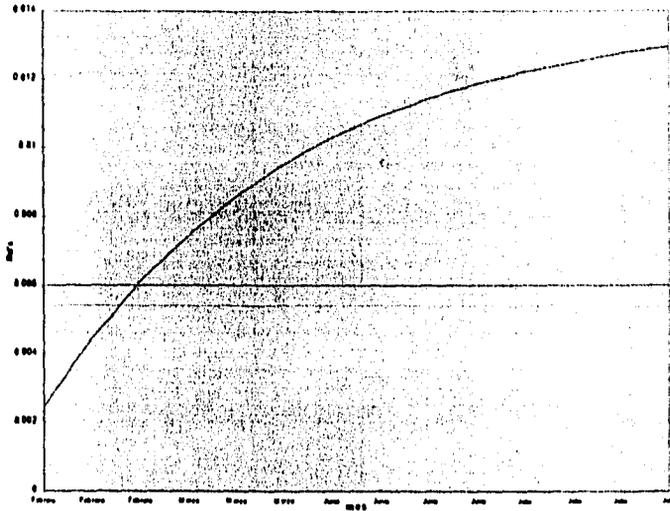


Fig. 4.5 Descripción del ensuciamiento como una función del tiempo

La proporción a la deposición, así como, la proporción al arrastre, solo se equilibran a partir de mediados de Julio, como se puede deducir a partir del comportamiento errático de los valores de  $Rd's$  a partir de este mes. Esto puede deberse a que el material más incrustante se encuentra en el interior de los tubos, llegando a disminuir el área libre por el cual corre el fluido, aumentando la velocidad del flujo y de esta manera, desprendiendo parte de la incrustación, dando como consecuencia que el valor de  $Rd's$  decaiga como se puede apreciar en los últimos meses en la gráfica de  $Rd's$ .

A partir de este momento, se observa una caída brusca en el valor del coeficiente de transferencia de calor de diseño, que se ha comportado hasta ese momento de forma casi lineal a través de los meses de Enero hasta finales de Marzo.

Como puede observarse, el valor del ensuciamiento permitido que fue calculado por el fabricante con un valor de 0.006, fue rebasado a partir del mes de Febrero, llegando a ser de hasta 0.0176 en el mes de Julio, donde el fenómeno ha llegado ya a un valor asintótico.

El valor del ensuciamiento a través del tiempo puede ser representado por la siguiente ecuación:

$$R_f^* = 0.0139 (1 - e^{-0.1930t})$$

E. 4.2

Donde  $t$  está representado por 1, 2, 3, ... semanas a partir de Febrero de 1995.

Esta ecuación ha sido graficada en la *Figura 4.5*, en la cual se puede observar que el fenómeno no comienza desde un valor de cero, como algunos libros de la bibliografía consideran, entre ellos HTFS.

Debido al hecho de que el haz de tubos del intercambiador 29C es el más nuevo de los intercambiadores que comprenden el Tren de Precalentamiento de la Planta Catalítica, las tres etapas por las que usualmente debe pasar el ensuciamiento se presentan, esto es: inducción, incremento y estabilización.

Un haz nuevo influye en el fenómeno de incrustación, debido a que el material que usualmente ensucia la superficie de los tubos no encuentra hendiduras en donde iniciar el crecimiento de escamas que forman el ensuciamiento, pues la corrosión no ha afectado la superficie del tubo haciéndolo más rugoso y efectuándose el proceso anterior. Así, debido a que este equipo funciona como "nuevo", tarda más tiempo en ensuciarse.

El fenómeno de incrustación se presenta en la superficie de los tubos debido a que las sales disueltas en los fluidos tienen una mayor concentración en la superficie de transferencia, debido a que las sales disueltas en el fluido caliente, en la superficie de los tubos se enfría, creando una capa pequeña en la que la concentración es mayor debido a la supersaturación en la concentración de sales de esta capa.

El fenómeno de incrustación en la Refinería se presenta debido a que las sales disueltas en los fluidos tienen a sobresaturarse a este último cuando se enfría, este fenómeno se desarrolla en la superficie interior de los tubos creando una capa pequeña en esta, preparando así, la superficie del tubo a materiales más grandes observándose un crecimiento más rápido a partir de este fenómeno.

**Rd's CALCULADOS PARA EL CAMBIADOR 8C**

Customer		Job No.	
Address		File	
Plant location		Inquiry No.	
Service of unit	HEAVY CICLE OIL EXCHANGER-FRESH FEED EXCHANGER	Date	
Size	34 in X 240 in X 2837 ft <sup>2</sup>	Item No.	8-C1, 2, 3, 4
No. units	1	Surfaca/shell	2837 ft <sup>2</sup>
Shells units	4	Surfaca/unit	11348 ft <sup>2</sup>
Conn In	2	Series	2
Parallel	2		

PERFORMANCE OF ONE UNIT			
		Shell side	Tube Side
Fluid Allocation		Gas Oil	Acete decantado
Fluid Name			
Total Fluid	lb/hr	527400	290000
API Promedio			
Specific Gravity		0.785	0.843
Viscosity Liquid CP	C P	0.744	0.941
Molecular Wght. Liquid		1.35	0.59
Molecular Wght. Vapor		0.87	1.3
Specific Heat	Btu/lb F	0.8144	0.5485
Thermal Conductivity			
Latent Heat			
Temperature (In Out)		400	870
operation Pressure	psig	130	65
Velocity	ft/sec	2.58	2.48
Pressure Drop. Allow / Calc.	psig	11	10
Fouling Resistance			

Heat Exchanged - BTU/HR	35000000	M.T.D. (Corrected)	75.8
Transfer Rate Service	40.7	Clean	55
		Total Fouling Allowance	0.0063

CONSTRUCTION OF UNIT			
	Shell side	Tube Side	
Desing Pressure	340	115	
Desing Temperature	510	173	
No. Passes	1	8	
Conexions			
Size and Rating			

Tube No.	542	OD	1 in	Length	240 in	BWG	12	Sup INT.	0.5 in <sup>2</sup>	Pitch	1.25
Tube caract.	IC	0.782 in	Material	C	0.25	Sup EXT.	0.2618 ft <sup>2</sup>				
Shell	IC	39 in	OD	De	0.99 in						
Deflectores	Espaciado (B)	12 in"									

El último intercambiador del Tren de Precaentamiento, fue nombrado 8C. Este equipo esta formado por cuatro intercambiadores cuyas corrientes fueron arregladas en forma dos serie, dos paralelo. Siendo diseñados para el intercambio de 3.6 MMBtu/hr en una superficie total de 11348ft<sup>2</sup> con un coeficiente de transferencia limpia de 55, uno de servicio de 40.7 y un factor de incrustación de .0063.

TABLA DE RESULTADOS PARA CAMBIADOR 8C

	U:	U servicio,	Rd's
12 Enero	59	34	0.0129
19 Enero	48	27	0.0155
17 Feb.	38	27	0.0111
24 Feb.	47	19	0.0322
3 Marzo	59	27	0.0199
10 Marzo	67	32	0.0167
17 Marzo	59	39	0.0088
28 Marzo	69	37	0.0127
14 Abril	67	37	0.0118
21 Abril	70	38	0.0121
28 Abril	88	33	0.0155
1 Junio	49	24	0.0222
8 Junio	52	25	0.0208
15 Junio	52	27	0.0172
22 Junio	46	26	0.0159
7 Julio	54	25	0.0214
14 Julio	54	25	0.0213
21 Julio	54	23	0.0244
28 Julio	55	20	0.0328

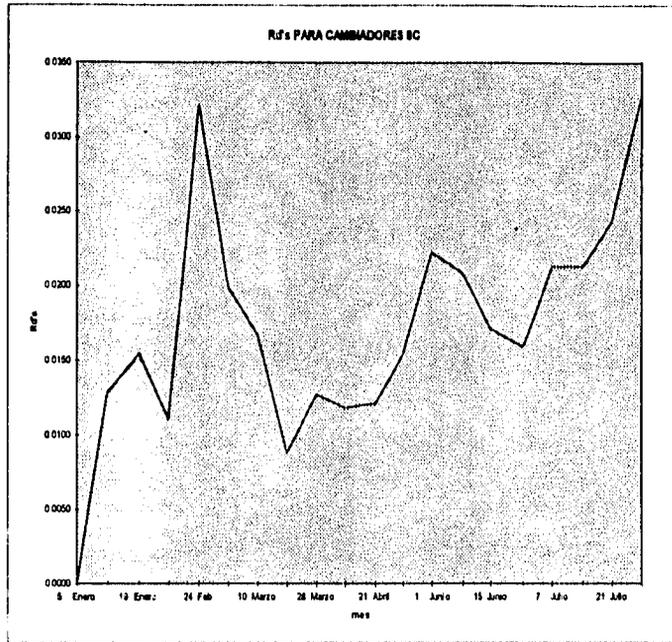
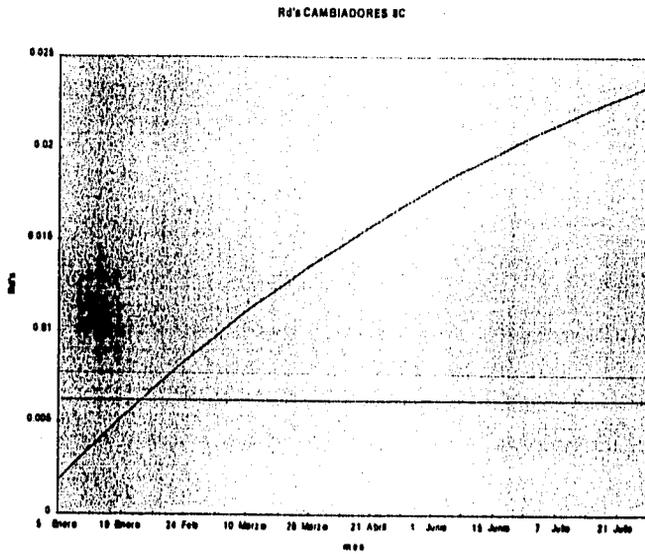


Fig. 4.6 Factores de obstrucción correspondientes al intercambiador 8C.

El fenómeno de incrustación del intercambiador 8C, tiene un comportamiento más errático que el del intercambiador 29C, sin embargo esta dentro del comportamiento previsto por la literatura. El comportamiento errático del fenómeno de incrustación en este intercambiador puede deberse al haz de tubos, el cual tiene un tiempo de mayor uso respecto a los otros dos intercambiadores, pues como puede esperarse, este haz de tubos por ser más viejo, tiende a incrustarse más rápido debido a la gran cantidad de imperfecciones presentes en la superficie de los tubos, teniendo de esta manera una mayor desventaja operativa a bajas velocidades que el intercambiador intercambiador 29C, pues aún cuando este limpio el intercambiador 8C, es más fácil la deposición de material incrustante debido a las imperfecciones presentes en el equipo debido a su corrosión e imperfecciones originadas en su limpieza.

$$\frac{dR_f}{dt} = \varphi_D - \varphi_R \quad \text{Ec. 4.3}$$

Se puede deducir que la proporción a la remoción  $\varphi_R$  es mucho menor que la proporción a la deposición  $\varphi_D$  como consecuencia de las imperfecciones en los tubos, por lo cual es poco probable que se presenten las diferentes etapas por las que debe atravesar el fenómeno de incrustación o si estas se presentan, se darán en forma imperceptible.



*Fig. 4.7 Descripción del ensuciamiento  
como una función del tiempo*

El valor del factor de ensuciamiento recomendado por el fabricante es de .0063. Después de consultar la  $J_{\text{para 4.11}}$ , se puede constatar que este valor ha sido sobrepasado a partir de mediados del mes de Febrero.

El valor a través del tiempo puede ser representado por la siguiente ecuación:

$$R_f^* = 0.065 (1 - e^{-0.0174 \theta})$$

*C. 4.3*

Donde  $\theta$  esta representado por 1, 2, 3, ... semanas.

## LOS COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA Y SU RELACIÓN CON LA EFICIENCIA A LA TRANSFERENCIA DE CALOR

A través del tiempo se puede notar un decremento en la transferencia de calor de los equipos del Tren de Precalentamiento. Esta disminución puede apreciarse de mejor forma por la *Figura 4.5* en la cual se han graficado la eficiencia de operación con respecto al tiempo para los intercambiadores 29C y 8C.

La ecuación que predice la variación de la transferencia de calor es:

$$Q = U A \Delta T \quad \text{Ecuación 4.5}$$

Sabemos que para un intercambiador del Tren de Precalentamiento, el área es conocida y constante a través del tiempo, así que la variación en la transferencia de calor solo puede deberse al coeficiente de transferencia y a la diferencia de temperaturas. Esta última es dependiente de características físicas de los fluidos del proceso y a su vez del ensuciamiento que se presenta en el equipo, es por esto, que el coeficiente global de transferencia es un factor muy importante en la *Ecuación 4.5*.

Como sabemos, existen dos tipos del coeficiente global de transferencia de calor, los cuales explican diferentes fenómenos en el equipo. El primero, es el coeficiente de diseño  $U_D$ , este es usado por el ingeniero de diseño, para realizar el cálculo de un equipo para el cual se está tomando en cuenta el ensuciamiento que presenta el equipo a través del tiempo, siendo así un factor muy importante para la eficiente transferencia de calor en el equipo.

En las *Figuras 4.10 y 4.11* se puede apreciar un comportamiento para  $U_D$  casi lineal en los dos intercambiadores, debido a las pocas variaciones de la velocidad del gasóleo. Este comportamiento se mantiene hasta el mes de Junio, donde para el intercambiador 29C se observa una caída brusca como consecuencia, en estas fechas, de la alimentación accidental de sal al proceso, debiéndose variar condiciones de operación de una manera drástica.

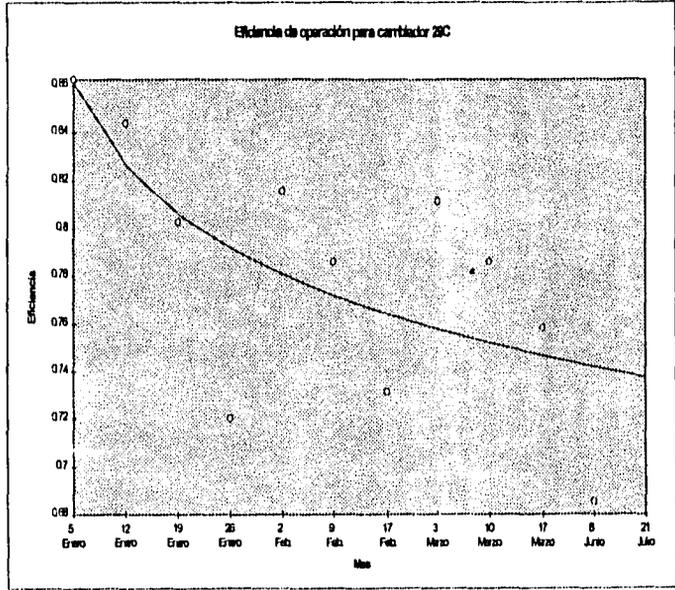


Fig. 4.8 Variación de la eficiencia de operación para cambiador 29C

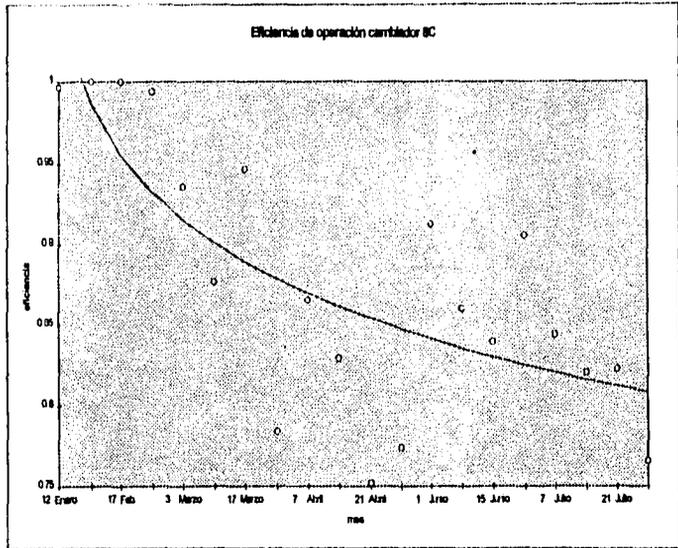


Fig. 4.9 Variación de la eficiencia de operación para intercambiador 8C

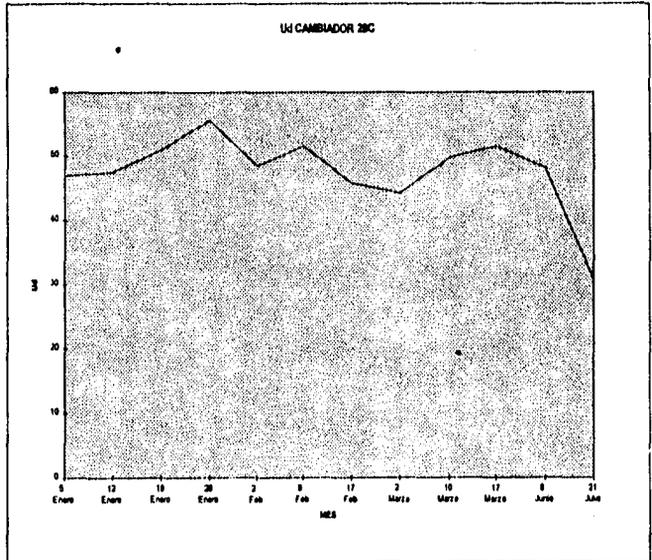


Fig. 4.10 Coeficiente de transferencia de calor de diseño para el intercambiador 29C

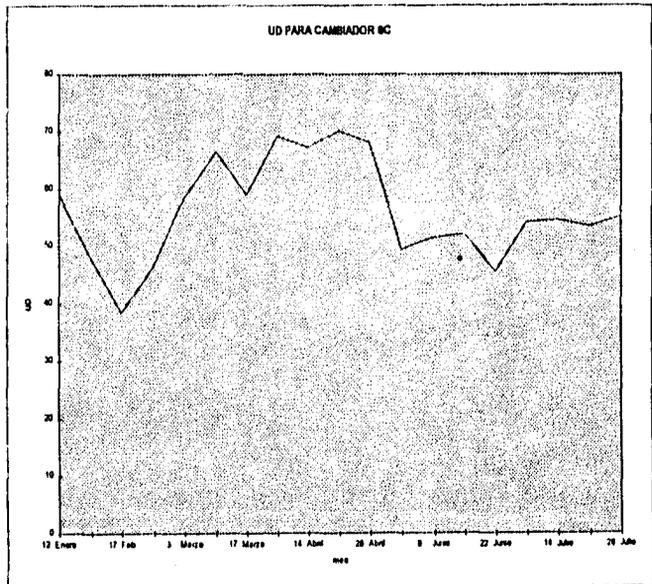


Fig. 4.11 Coeficiente de transferencia de calor de diseño para el intercambiador 8C

El otro coeficiente de transferencia de calor, es el llamado de servicio  $U_s$ , este hace referencia a las condiciones de operación, y por lo tanto, a la variación de las temperaturas a través del tiempo para el intercambiador.

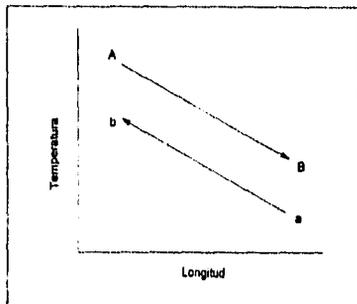


Fig. 4.12

Inicialmente el intercambiador se encuentra limpio y para un arreglo en contracorriente, el perfil de temperatura en función de la longitud del equipo, se muestra en la *Figura 4.2*.

A través del tiempo, el intercambiador comienza a ensucarse, afectándose la transferencia de calor. En las *Figuras 4.12 y 4.13* se pueden observar las consecuencias de esta variación en la transferencia. En estas se han representado las temperaturas de entrada del fluido frío y caliente con los puntos (A y a), las cuales se consideraron constantes a través del tiempo. La temperatura de salida de los fluidos (B y b) tienden a desplazarse con el tiempo hacia los puntos (C y c) como consecuencia del fenómeno de incrustación que se presenta en el equipo.

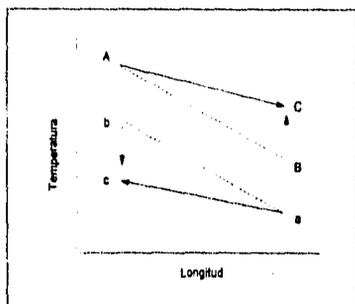


Fig. 4.13

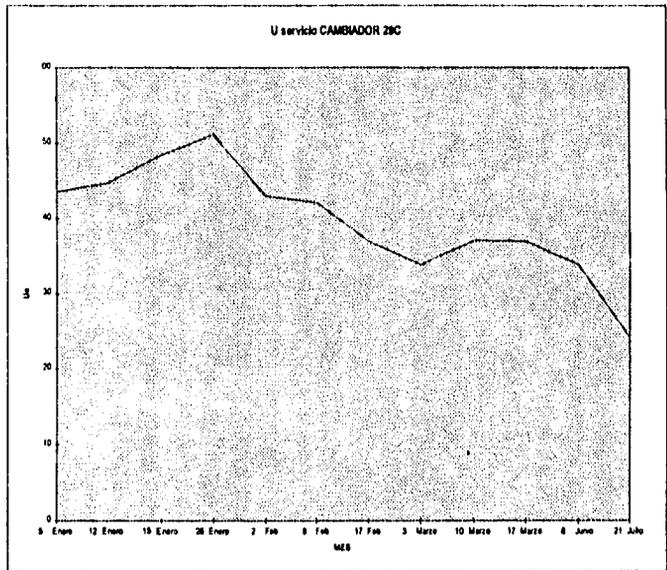
La cantidad de calor transferido por unidad de área es dependiente de la diferencia de temperaturas entre los fluidos, así como, de la resistencia que ofrezca el medio conductor. Esta resistencia es una combinación de las resistencias ofrecidas por las propiedades de los fluidos, la pared que los contiene, así como la capa de material depositado a ambos lados de las paredes. Esta transferencia esta dada por la ecuación :

$$Q = U A \Delta T \quad (4.6)$$

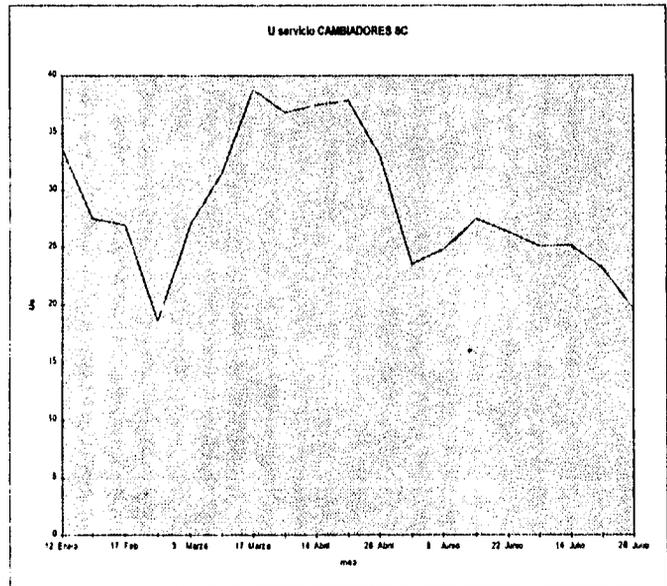
donde

$$U = \frac{1}{R_T} = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} + \frac{L_m}{k_m} + R_o + R_{i0}} \quad (4.7)$$

El aumento del acercamiento de los fluidos, tiene como consecuencia una disminución en la transferencia de calor, así como, de los coeficientes individuales  $h_i$  y  $h_o$ , disminuyendo el valor del coeficiente global "U", como se muestra en las *Figuras 4.14 y 4.15*.



*Fig. 4.14 Coeficientes de transferencia de calor de servicio para el intercambiador 29C*



*Fig. 4.15 Coeficientes de transferencia de calor de servicio para el intercambiador 8C*

---

## CAPITULO

# 5

---

## CICLOS OPTIMOS DE LIMPIEZA

### CICLOS OPTIMOS DE LIMPIEZA.

La determinación de los ciclos óptimos de limpieza es uno de los principales objetivos del presente proyecto; estos son de primordial importancia para mantener un buen funcionamiento de operación, dando la oportunidad al ingeniero de proceso de conocer el tiempo más adecuado para efectuar el mantenimiento del Tren de Precalentamiento. Así, se evitará el derroche de gas en el calentador como resultado del ensuciamiento del Tren.

Estos ciclos de limpieza fueron determinados para los equipos nombrados 29C y 8C; mientras que, para el equipo 6C, el estudio no fue realizado, debido a problemas operacionales consistentes en bajas velocidades que presenta este.

## DETERMINACIÓN DE LOS CICLOS ÓPTIMOS DE LIMPIEZA

Existen muchos modelos muy simples de ensuciamiento en la literatura que calculan el óptimo período para la operación de un equipo. Esto se debe a que las suposiciones y simplificaciones en que se basan estos modelos, proporcionan un período óptimo. Sin embargo, un análisis más riguroso indica que los costos debidos al ensuciamiento, los cuales queremos minimizar, puede observarse un mínimo y un máximo en ciertas condiciones; esto debe ser aprovechado para encontrar el punto adecuado del tiempo de operación.

El modelo que se empleó para calcular el fenómeno de incrustación, fue el de Kern-Seaton, ya que según la literatura es el más adecuado en el estudio de corrientes en una refinería.

$$R_f(\theta) = R_f^* (1 - e^{-\beta \theta}) \quad \text{E. 5.8}$$

Este modelo asume que el intercambiador esta totalmente limpio en el estado inicial -después que se limpio el equipo-, es decir que  $R_f=0$  cuando  $\theta=0$ . En un caso real, esto no suele ser así, ya que la efectividad en la limpieza debe ser tomada en cuenta

$$R_f(\theta) = R_f^* - ((R_f^* - R_f^o) e^{-\beta \theta}) \quad \text{E. 5.9}$$

Donde  $R_f^o$  es el sobrante del ensuciamiento lado tubo y coraza a  $\theta = 0$ .

Los costos descritos en los siguientes párrafos se explicarán en forma general para el esquema de la *Figura 5.1* y después se aplicaron al problema que nos ocupa.

### ✓ Ecuaciones para determinar el comportamiento del equipo de transferencia.

Con el fin de hacer un modelo general se usara el número de unidades de transferencia (NTU)

$$\epsilon_n = \frac{\left[ \frac{1 - \epsilon_1 \cdot C}{1 - \epsilon_1} \right]^n - 1}{\left[ \frac{1 - \epsilon_1 \cdot C}{1 - \epsilon_1} \right]^n - C} \quad \text{E. 5.12}$$

La eficiencia en la transferencia de calor viene dada por la relación:

$$\epsilon = \frac{Q}{Q_{\max}}$$

$\epsilon_1$  es la eficiencia de un intercambiador con 2, 4, 6, etc, pasos por los tubos

E. 5.10

es decir, la relación entre el calor real que debe transferir el intercambiador y la máxima cantidad de calor que puede transferir el intercambiador.

$$\epsilon_1 = \frac{2}{1 + \exp(-NUT \cdot \sqrt{1 + C^2}) + 1 + C + \frac{1 - \exp(-NUT \cdot \sqrt{1 + C^2})}{\sqrt{1 + C^2}}} \quad \text{E. 5.13}$$

Así, la cantidad de calor que debe ser transferida por el intercambiador es: siendo C el valor del cociente:

$$Q = Q_{\max} \cdot \epsilon_n$$

E. 5.11

$$C = \frac{C_{\min}}{C_{\max}} \quad \text{E. 5.14}$$

donde el signo  $\epsilon_n$  se refiere a la eficiencia de un intercambiador con  $n$  pasos por el lado de la coraza y  $2n, 4n, 6n, \text{ etc.}$ , pasos por los tubos.

$$C = \frac{(W \cdot Cp)_{\min}}{(W \cdot Cp)_{\max}} \quad \text{E. 5.15}$$

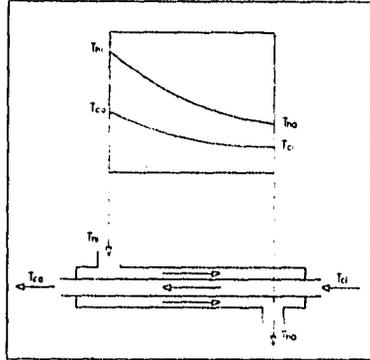


Fig. 5.16 Descripción de un tren de precalentamiento

$$Q(\theta) = Q_{\max} \varepsilon(\theta) = W \Delta H(\theta) \quad \mathcal{L}. 5.20$$

Donde  $\Delta H(\theta)$  involucra la diferencia de temperaturas para la corriente caliente, (lo mismo sucede para la corriente fría).

Con base a la ecuación de Lee-Kesler tenemos

$$Q_{\max} \varepsilon(\theta) / W_h = (A_1 T_{hi} + A_2 T_{hi}^2 + A_3 T_{hi}^3) - (A_1 T_{ho}(\theta) + A_2 T_{ho}^2(\theta) + A_3 T_{ho}^3(\theta)) \quad \mathcal{L}. 5.21$$

El Numero de Unidades de Transferencia esta dado por:

$$NTU(\theta) = U(\theta) A_0 / C_{\min} \quad \mathcal{L}. 5.22$$

Debe tomarse en cuenta que el valor de  $C_{\min}$  y  $U(\theta)$  esta dado por hace referencia a la corriente que calienta.

$$Q_{\max} = C_{\min} (T_{hi} - T_{ci}) \quad \mathcal{L}. 5.16$$

$$U(\theta) = \frac{1}{\frac{1}{U_C} + R_f(\theta)} \quad \mathcal{L}. 5.23$$

C puede ser calculado conociendo:

$$C = (W C_p)_x (\Delta T)_x \quad \mathcal{L}. 5.17$$

donde x puede ser min o max; por ejemplo para la corriente fría

combinando las ecuaciones anteriores nosotros podemos calcular el valor de la eficiencia en el tiempo  $\varepsilon_n(\theta)$

$$C = \frac{Q}{(\Delta T)_{\min}} = \frac{Q}{(\Delta T)_{\max}} \quad \mathcal{L}. 5.18$$

representando la ecuación anterior en función de temperaturas.

$$C = \frac{(T_{hi} - T_{ho})}{(T_{co} - T_{ci})} \quad \mathcal{L}. 5.19$$

Como es de suponerse la efectividad decae en función del tiempo y tomando  $T_{hi}$  y  $T_{ci}$  constantes, cuando  $T_{ho}$  y  $T_{co}$  son funciones de tiempo, podremos calcular el calor en función del tiempo de la siguiente manera

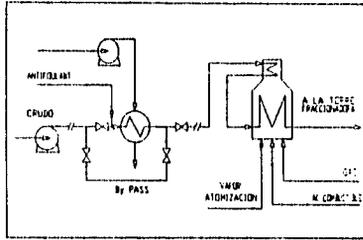


Fig. 5.17 Descripción de un tren de precalentamiento

① Antifouling.

Si consideramos el uso de un anti-incrustante y este es usado en una proporción constante entonces

$$C_{AF}(\theta) = 148 \times 10^{-3} \cdot ppm \cdot \rho \cdot q \cdot C_{AD} \cdot A_D \cdot \theta \quad \text{E. 5.28}$$

Podemos observar que el costo del anti-incrustante esta expresado en US \$ / lb ft<sup>2</sup> de la superficie de los intercambiadores para distribuir el consumo proporcionalmente a cada uno de ellos.

① Consumo adicional de combustible debido a la caída de eficiencia de la transferencia de calor.

Para una operación continua entre el día cero y el día  $\theta$

$$C_H(\theta) = 24 \cdot \left(\frac{100}{\theta}\right) \cdot \left(\frac{C_{FOEB}}{FOEB}\right) \cdot \int_0^\theta \Delta Q(\theta) d\theta \quad \text{E. 5.29}$$

donde  $\Delta Q$  es el calor no recuperado por el intercambiador, el cual es suministrado por el combustible quemado en el calentador para mantener la temperatura de salida del crudo.

$$\Delta Q(\theta) = Q_{max} \epsilon_n(\theta) \Big|_{\theta=0} - Q_{max} \epsilon_n(\theta) \quad \text{E. 5.25}$$

$$\Delta Q(\theta) = Q_{max} (\epsilon_n^0 - \epsilon_n(\theta)) \quad \text{E. 5.26}$$

donde  $\epsilon_n^0$  pertenece a  $R_f^0$ .

$$FOEB = 6.05 \times 10^6$$

FOEB "Fuel Oil Equivalent Barrel".

② Vapor adicional de atomización para combustible.

Si la proporción del flujo del vapor de atomización tiene una relación proporcional con el consumo de combustible entonces

$$C_s(\theta) = 24 \cdot \left(\frac{100}{\theta}\right) \cdot (F_{OIT} \cdot F_{SIO} \cdot C_{SI} / NHV) \cdot \int_0^\theta \Delta Q(\theta) d\theta \quad \text{E. 5.27}$$

① Costo de limpieza.

Para poder usar el modelo la constante  $C_c'$  ( el costo de limpieza por día ) deberá ser definido como el costo total de limpieza dividido entre los días de operación del equipo.

$$C_c = C_c' \cdot \theta_c \quad \text{E. 5.29}$$

② Consumo adicional de combustible durante la limpieza del equipo.

Si la unidad de proceso no es parada y la materia prima se baypasea directamente al calentador, existirá una cantidad adicional que deberá ser proporcionado por este último. Esta cantidad será igual a la cantidad de calor que sería proporcionado por el intercambiador de calor cuando se llega al valor de  $R_f^0$ .

$$C_A = 24 \cdot \left(\frac{100}{\theta}\right) \cdot \left(\frac{C_{FOEB}}{FOEB}\right) \cdot Q_0 \cdot \theta_c \quad \text{E. 5.30}$$

① Otros costos.

Este tipo de costos ( $C_M$ ), tienen una relación indirecta con el ensuciamiento; algunos de estos son: el costo de arranque y paro de la planta, mantenimiento de los filtros materia prima, mantenimiento del equipo de inyección del anti-incrustante, etc.

## MODELO DE OPTIMIZACIÓN ECONÓMICA

### Modelo de optimización económica.

El ciclo de operación para un intercambiador cuenta de dos períodos: el operacional ( de  $\theta$  días ), y el de limpieza ( de  $\theta_c$  días ).

$$\theta_{cic} = \theta + \theta_c \quad \mathcal{L} 5.31$$

El costo total por paro debido a ensuciamiento del equipo esta dado por la suma de los costos señalados anteriormente.

$$C_{cic}(\theta) = C_H(\theta) + C_S(\theta) + C_{AF}(\theta) + C_C + C_A + C_M \quad \mathcal{L} 5.32$$

El costo total a través del tiempo de operación está dado por

$$C_T(\theta) = \left( \frac{C_{cic}(\theta)}{\theta + \theta_c} \right) \cdot D \quad \mathcal{L} 5.33$$

derivando la ecuación anterior e igualándola a cero podremos obtener la función de optimización.

$$F(\theta) = \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \theta - \epsilon_n(\theta) (\theta + \theta_c) + \theta_c \cdot \epsilon' = 0 \quad \mathcal{L} 5.34$$

Donde  $\epsilon'$

$$\epsilon' = \epsilon_n^0 + \frac{C_{AF} - \left( C_C + C_A + \frac{C_M}{\theta_c} \right)}{(k_H + k_S) \cdot Q_{max}} \quad \mathcal{L} 5.35$$

El valor de  $\theta$  para el mínimo valor de  $C_T(\theta)$  se resuelve a partir de la ecuación 26 por un procedimiento de prueba y error. Sin embargo en la siguiente sección exploraremos las condiciones para que este mínimo pueda existir.

### Condiciones para la existencia de un punto óptimo.

La función  $C_T(\theta)/D$ , tiene algunas características que explican la relación existente entre el decaimiento de la eficiencia de operación y los costos asociados a la limpieza del intercambiador. Es así, que la simple solución de la ecuación 26 no indica que el óptimo exista. Para establecer las condiciones necesarias para la existencia de este óptimo, es necesario evaluar la función de optimización en sus valores extremos.

$$F(\theta)|_{\theta=0} = \theta_c \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^0) = F^0 \quad \mathcal{L} 5.36$$

$$\lim_{\theta \rightarrow +\infty} F(\theta) = \lim_{\theta \rightarrow +\infty} \left[ \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \theta \right] + \theta_c \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^*) = A^* + \theta_c \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^*) = F^* \quad \mathcal{L} 5.37$$

donde  $F^0 < F^*$  en cualquier caso.

Podemos observar de la ecuación 29 la definición del término  $A^*$ , la cual podemos interpretar como un factor de conservación de energía en el límite durante la caída de la eficiencia

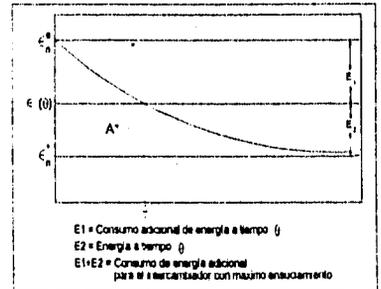


Fig. 5.18 Curación de transferencia de energía

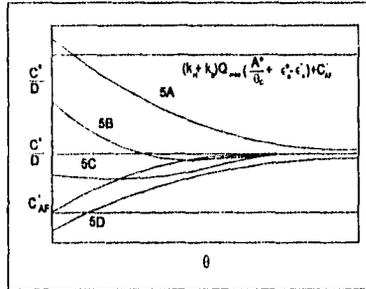


Fig. 5.19 Mínimos posibles en funciones de optimización

La función de  $F(\theta)$  deberá ser continua en su dominio y deberá cumplir las siguientes condiciones para que el óptimo de  $\theta$  exista para poder calcular el valor mínimo de  $C_T(\theta)/D$

- ⊕  $F^0$  y  $F^*$  deberán ser de signos opuestos.
- ⊕  $C_T(\theta)/D$  deben incrementarse entre 0 y  $\theta$ , e incrementarse para valores mayores de  $\theta$ .

Ambas condiciones serán satisfechas solo si  $F^0 < 0$  y  $F^* > 0$ . Entonces,  $C_T(\theta)/D$  puede presentar una de las siguientes características.

- ⊕ Si  $F^0 < F^* < 0$ ,  $C_T(\theta)/D$  decrecerá hasta un valor límite,  $C_T^*/D$  (Curva 5A, Figura 5)
- ⊕ Si  $F^0 < 0 < F^*$ ,  $C_T(\theta)/D$  tendrá un mínimo (Curvas 5B y 5C, Figura 5)
- ⊕ Si  $0 < F^0 < F^*$ ,  $C_T(\theta)/D$  será decreciente hasta el valor mínimo,  $C_T^*/D$ , (Curva 5D).

Podemos observar los valores extremos de la función  $C_T(\theta)/D$ :

$$\frac{C_T(\theta)}{D} \Big|_{\theta=0} = C_C + C_A + \frac{C_M}{\theta_C} = \frac{C_T^*}{D} \quad \mathcal{L} 5.38$$

$$\lim_{\theta \rightarrow +\infty} \frac{C_T(\theta)}{D} = (K_1 + K_2) Q_{\max} \cdot (\epsilon_n^* - \epsilon_n^*) + C_{AF} = \frac{C_T^*}{D} \quad \mathcal{L} 5.39$$

Combinando y reorganizando las ecuaciones desarrolladas para las ecuaciones de  $F^0$  y  $F^*$  en la desigualdad,  $F^0 < 0 < F^*$ , podemos obtener la relación fundamental entre los parámetros que relacionan el decaimiento de la eficiencia,  $\epsilon_n^*$ ,  $\epsilon_n^*$ ,  $A^*$  y los términos que relacionan al costo debida al ensuciamiento,  $\epsilon^*$ , para encontrar el óptimo en el tiempo de operación:

$$\epsilon_n^* - \frac{A^*}{\theta_C} < \epsilon^* < \epsilon_n^0 \quad \mathcal{L} 5.40$$

## CICLOS ÓPTIMOS DE LIMPIEZA (MODELO DEL MÍNIMO ECONÓMICO)

La determinación de los ciclos óptimos de limpieza pueden establecerse a partir de mecanismos diferentes al método anteriormente explicado, el cual se basó en un estudio de eficiencias que tuvo como objetivo la determinación del comportamiento de los equipos de transferencia de calor con respecto al tiempo de operación. A continuación se expondrá un método diferente para la determinación de los ciclos óptimos de limpieza, este involucra los diferentes tipos de costos que determinan una buena operación del Tren de Precalentamiento.

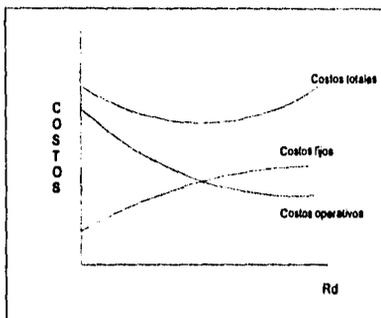


Fig. 5.20 Relación de los costos fijos y de operación en la obtención de un óptimo de operación

Como se observa en la *Figura 5.20*, en la determinación de un óptimo en los costos totales de operación, se deben tomar en cuenta la variación de los costos fijos y los costos de operación.

Los costos fijos son aquellos que involucran el costo de inversión del equipo, es importante señalar que no solo se debe tomar en cuenta cuanto cuesta el equipo, sino también, los gastos en que se incurre al instalarlo, así como, la depreciación con la que se ve afectada el valor del equipo a través de su tiempo de vida útil.

Los costos de operación involucran la cantidad de dinero que deberá invertirse en el proceso, tal es el caso del costo de la energía eléctrica para el bombeo de los fluidos a través del equipo así como del costo de mano de obra en la limpieza de los mismos.

## COSTOS FIJOS

Un aumento en los factores de incrustación  $R_d$ 's, con los que se evalúa el coeficiente de transferencia de diseño  $U_D$ , traerá como consecuencia que el intercambiador sea de una mayor área, pues al ser los  $R_d$ 's mayores, se está definiendo que el fenómeno de Incrustación se manifiesta de una manera muy grande en poco tiempo, siendo necesario, una mayor área de transferencia. Esto traerá como consecuencia que el costo de inversión del equipo aumente conforme uno decida aumentar el valor de  $R_d$ 's.

La evaluación de los costos fijos debe determinarse por la siguiente ecuación.

$$\text{Costos Fijos} = (\text{Inversión del equipo}) (\text{Factor de costos fijos variables (FCFV)}) \quad \text{E. 6.1}$$

$$\text{FCFV} = \left( \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right) + \text{Factor de Mantenimiento} \quad \text{E. 6.2}$$

Se sabe por experiencia que el valor del porcentaje del mantenimiento varía entre 4 a 5% de la inversión a un año de los costos de cada equipo

## COSTOS DE OPERACION

Al aumentar el valor de  $R_d$ 's, se tendrá un equipo de transferencia de calor que podrá aprovechar de una manera más eficiente el calor de las corrientes calientes dentro del proceso, disminuyendo de esta forma el costo del gas combustible; el cual es quemado en el calentador que se encuentra después del Tren de Precalentamiento. Sin embargo, al aumentar el área de transferencia de calor en un intercambiador de calor, traerá como consecuencia el aumento en la capacidad de bombeo y por tanto también de los costos de energía eléctrica. Sin embargo esta variación se da de manera más pequeña por parte de la energía eléctrica en comparación con los gastos que involucran el de quemar gas en el calentador, pues si se quema menos gas en el calentador, la inversión en la compra de este último será menor, así como su mantenimiento.

Los costos fijos en la Planta Catalítica Número Uno comprenden los siguientes rubros:

	Dólares/ Día	Dólares / mes
Combustóleo	0	0
Gas combustible	1,857.09	51,998.75
Energía eléctrica	751.83	21,051.23
Sustancias químicas	7838.20	219,469.63
Aceites y lubricantes	34.86	976.13
Mano de obra de operación	5870.82	164,384.27
Mano de obra de mant.	906.75	25,389.24
<b>Costo tot. de operación</b>	<b>17,259.55</b>	<b>483,269.25</b>

Valor del dólar para mediados de Enero de 1996: 7.5 pesos por dólar

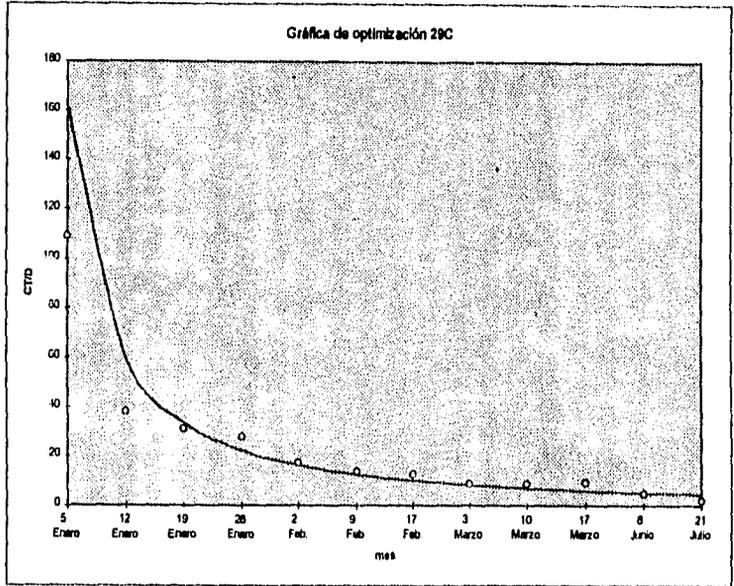


Fig. 5.21a Gráfica de optimización para el intercambiador 29C (Primer método)

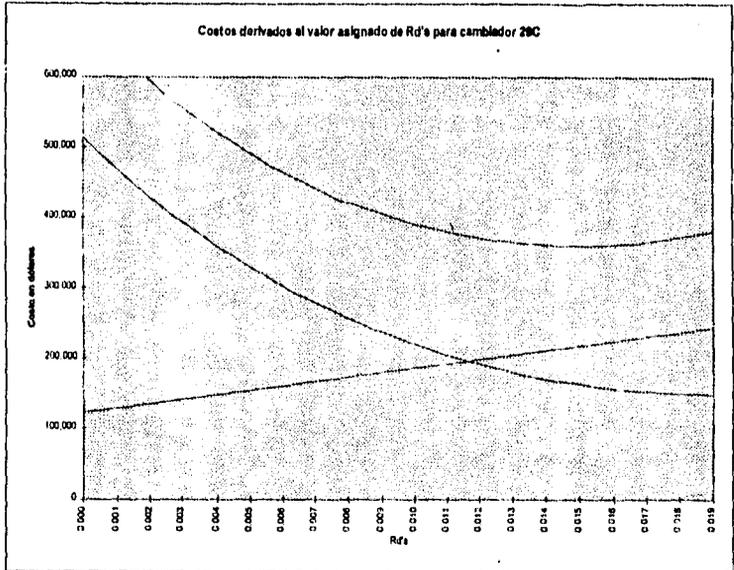


Fig. 5.21b Gráfica de optimización para el intercambiador 29C (Segundo método)

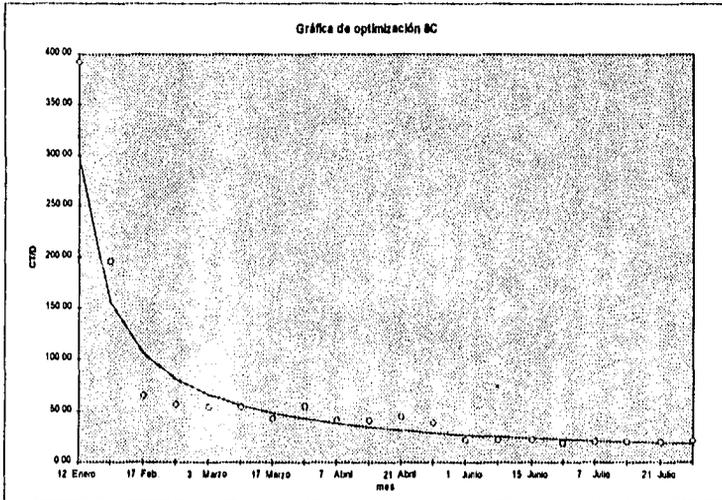


Fig. 5.22a Gráfica de optimización para el intercambiador 8C (Primer método)

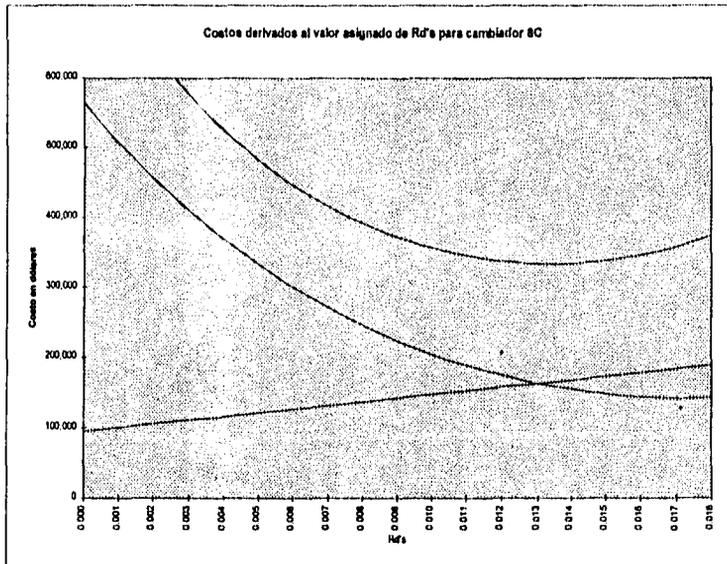


Fig. 5.22b Gráfica de optimización para el intercambiador 8C (Segundo método)

## COMPARACIÓN DE METODOLOGÍA

En las *Figura 5.21 y 5.22 a y b*, se pueden determinar los ciclos óptimos de operación para los intercambiadores 29C y 8C del Tren de Pre calentamiento de la Planta Catalítica Número Uno. La *Figura 5.21a y 5.22 a*, fueron determinadas con el primer método expuesto en este capítulo, estas representan un comportamiento asintótico, parecidas a la curva 5A de la *Figura 5.19*. Este tipo de línea no muestra un mínimo en su comportamiento, por lo que en este caso es preferible usar un método que nos auxilie en la determinación del ciclo óptimo de limpieza.

Sin embargo, la metodología plantea que se puede tener una aproximación del óptimo al tomar un punto de la curva en la cual nos parezca la se vuelva más asintótica, así, para la *Figura 5.21a*, se tomó a mi parecer, como punto asintótico el periodo que comprende del mes de Enero hasta principios del mes de Marzo. es decir, tres meses para establecer un ciclo óptimo de limpieza con la primera metodología. En la *Figura 5.21b*, se tienen las curvas correspondientes a los costos fijos y costos operacionales para el intercambiador 29C. Estas señalan que el mínimo en los costos totales se hayan en el punto en el que se intersectan los costos fijos y los costos operacionales. El valor de  $R_d$  para esta intersección es de

$$0.012 \frac{h \dot{n}^2 F}{Btu}$$

También sabemos, que los valores de  $R_d$ 's para este intercambiador se comportan de la forma:

$$R_d^* = 0.0139 (1 - e^{-0.1930 \theta})$$

*E. 4.2*

de la cual se deduce que para el valor de  $R_d$  de  $0.012 \text{ h ft}^2 \text{ F} / \text{Btu}$  anterior mente señalado, el tiempo de operación comprende un periodo de 10.31 semanas, es decir dos meses y medio, a este tiempo hay que sumarle un mes más de operación, pues en este mes se dio el fenómeno de introducción para el intercambiador 29C en el fenómeno de incrustación, siendo que este último no es calculable a través de la ecuación anterior. Así pues, para el intercambiador 29C, se tiene un ciclo óptimo de tres meses y medio.

Los dos métodos para la determinación de los ciclos óptimos de limpieza anteriormente explicados, también se aplicaron para el equipo 8C. El primer método, señala que el equipo 8C también tiene un comportamiento asintótico como el que presenta el intercambiador 29C. Para el 8C, se puede señalar un ciclo óptimo de limpieza, determinado por el primer método, de tres meses, esto se puede observar debido a que el fenómeno tiende a hacerse asintótico a principios del mes de Marzo, sin embargo no puede asegurarse por este método que el valor sea el correcto. En la *Figura 5.22b*, se observa una evaluación de los costos operacionales para este intercambiador, se puede observar que el cruce en los dos tipos de costos da como resultado un valor para  $R_d$  de

$$0.013 \frac{h \dot{n}^2 F}{Btu}$$

El comportamiento de  $R_d$ 's para el intercambiador 8C se puede calcular a partir de la ecuación

$$R_d^* = 0.065 (1 - e^{-0.0174 \theta})$$

*E. 4.4*

a partir de la cual, se puede determinar que el ciclo óptimo de operación es de 12.82 semanas, es decir, tres meses de operación.

El primer método tiene la desventaja de no poder establecer con precisión los ciclos óptimos de limpieza si la curva de la función de optimización no presenta un mínimo al cual se le pueda aplicar las condiciones establecidas para  $F^*$  como se explica en la primera metodología, es decir, si la curva no presenta un comportamiento similar a las representadas por las curvas 5B y 5C en la *Figura 5.19*, difícil será establecer un ciclo óptimo de limpieza.

El segundo método es más versátil, y desde mi punto de vista se pueden usar como complementarios, pues gracias a la segunda metodología, comportamientos de la función de optimización representados por las curvas 5A y 5D, pueden determinarse a partir de una estimación de los costos fijos y operacionales involucrados en la Planta.

Otra característica que hace atractivo la segunda opción, es la facilidad como se puede aplicar las ecuaciones establecidas para el comportamiento de los  $Rd$ 's, pudiendo así establecerse de manera exacta el valor del tiempo de operación para la determinación de los ciclos óptimos de limpieza.

---

## CAPITULO

# 6

---

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### CONCLUSIONES

El estudio desarrollado en los intercambiadores 6C, 29C y 8C que comprenden los equipos del Tren de Pre calentamiento de la Planta Catalítica Número Uno en los costos derivados al valor asignado al Rd, mismos que comprenden la suma de costos por consumo adicional de combustible (debida a la caída en la eficiencia de transferencia de calor), costos en el consumo de combustible durante la limpieza del equipo, costos de mantenimiento y costo por depreciación del equipo; determinó que el factor de incrustación representó para PEMEX, en el primer semestre de 1995, la cantidad de 150,000 dólares para el cambiador 29C y de 325,000 dólares para el cambiador 8C. El periodo típico operacional del Tren de Pre calentamiento de la Planta Catalítica Número Uno es de un año, al término del cual se procede con el mantenimiento de los equipos. Esto trae como consecuencia que los costos derivados al valor asignado de Rd's para el cambiador 29C fueran de 635,900 dólares, mientras que para el cambiador 8C fueran de 741,200 dólares. Esto suma un total de 1,377,100 dólares que deben ser costeados por PEMEX en el transcurso del año.

Uno de los puntos que se señalan más adelante, es la recomendación operacional que determina que la limpieza del Tren de Pre calentamiento se debe hacer cada tres meses, pues en éste, los costos fijos y los costos operacionales suman para el intercambiador 29C la cantidad de 327,000 dólares y para el intercambiador 8C la cantidad de 388,400 dólares. Es decir, PEMEX podría ahorrarse al implementar los ciclos óptimos de limpieza recomendados para el Tren de

Pre calentamiento la cantidad de 661,700 dólares anuales; siendo esta cantidad consecuencia de la inexistencia de ciclos óptimos de limpieza para los equipos que componen el Tren de Pre calentamiento, una prueba de lo anterior es el hecho de que no se pudo contabilizar los costos para el intercambiador 6C, debido a que una parte del aceite decantado a tanques que pasa a través de los tubos de este equipo, es by-passeado para poder así cumplir con el flujo de esta corriente que sale del fondo de la torre.

Los altos valores de  $Rd$ 's no solo son el resultado de las bajas velocidades a través del Tren de Pre calentamiento, pues a esto se le debe adicionar el hecho de que el gasóleo, materia prima para la Planta Catalítica, no cumple con las características de alimentación, pues según el laboratorista en jefe de la Refinería, el gasóleo puede considerarse como sucio debido a su fuera de especificación de sales, metales y compuestos, cuyas concentraciones rebasan en algún grado mediano las normas establecidas para su concentración.

Todo lo anterior se conjuga, teniendo como consecuencia que las coeficientes de transferencia tengan valores elevados, ocasionando que en poco tiempo los intercambiadores se ensucien dejando de operar de una manera económicamente aceptable en un corto periodo de tiempo.

#### RECOMENDACIONES OPERACIONALES

- ① El estudio llevado a cabo en el Tren de Pre calentamiento de la Planta Catalítica Número Uno, ha dado la pauta para establecer un ciclo óptimo de limpieza de tres meses y medio para el intercambiador 29C, el cual maneja por los tubos aceite ciclico pesado como medio de calentamiento, mientras que para el Intercambiador 8C, se estableció un ciclo óptimo de limpieza de tres meses de operación; mismo que maneja como medio de calentamiento el residuo de fondos de la torre fraccionadora.
- ② No se pudo establecer un ciclo óptimo de limpieza único para los dos intercambiadores debido a que el fenómeno de incrustación se comporta de manera diferente para cada uno de los intercambiadores en el Tren de Pre calentamiento. pues mientras que el fenómeno de incrustación para el intercambiador 29C presenta tres etapas (introducción, crecimiento y estabilización), en el intercambiador 8C este fenómeno solo presenta las de crecimiento y estabilización.
- ③ Un Tren de Pre calentamiento en buenas condiciones operativas ahorrará energía (la cual debe ser proporcionada por el gas alimentado al quemador), mientras que si se le descuida, puede ser un punto importantes de fugas monetarias para la Planta.

## RECOMENDACIONES PARA DISEÑO

Los coeficientes de transferencia son dependientes de diversos factores tales como las propiedades físicas de los fluidos, la geometría del equipo y de manera muy importante de la velocidad de los fluidos en el cambiador de calor. Así, se puede apreciar que un aumento en la velocidad de los fluidos, da como resultado un aumento en los coeficientes individuales y globales, lo que desde luego permite una disminución en el área de transferencia de calor requerida así como en los costos fijos del equipo:

- ① Sin embargo, un cambio en la velocidad del flujo afectará la caída de presión por fricciones en el equipo, afectando así el costo de operación de los mismos. En términos generales, un incremento en las velocidades de flujo podría ser una buena opción para aumentar los coeficientes globales de transferencia requerida, disminuyendo con esto los costos fijos proporcionales a la inversión, debiéndose hacer un estudio para balancearlos con los costos de operación debido a un mayor consumo de energía de bombeo.
- ② Es importante el dar mantenimiento continuo a cada uno de los instrumentos, pues de ninguna manera se puede llegar a realizar un estudio confiable si estos están en malas condiciones.
- ③ Es necesario, después de este estudio, comenzar a preguntarse que tan válido es usar los datos publicados por el TEMA o en que caso es aceptable usarlos, pues la misma publicación hace advertencias respecto al uso de los datos publicado por la misma. Los resultados obtenidos para el factor de incrustación que afectan a los intercambiadores que componen el Tren de Precalentamiento de la Planta Catalítica, traen como resultado el establecimiento de factores de incrustación mayores a los inicialmente establecidos en la hoja de datos.
- ④ Uno de los puntos recomendados para el diseño de los intercambiadores es establecer que la limpieza sea efectuada cada año. Sin embargo, el presente estudio señala un ciclo óptimo de limpieza para el Tren de Precalentamiento de la Planta Catalítica de tres meses, siendo los valores para el factor de incrustación para el cambiador 29C de

$$0.012 \frac{hR^2 \cdot F}{Btu}$$

mientras que para el cambiador 8C de

$$0.013 \frac{hR^2 \cdot F}{Btu}$$

## RECOMENDACIONES DE LINEAS DE INVESTIGACION DERIVADAS DEL PRESENTE ESTUDIO

La manera como se esta llevando a cabo la operación, hace necesario una revisión en los criterios heurísticos que se aplican para diseñar un equipo de transferencia de calor. Sin duda será muy difícil conciliar las necesidades de los ingenieros de proceso con las características de operación que establece el diseñador para el dimensionamiento de los equipos. Es importante así, que una parte de la Investigación se de en el campo operacional, pues el crear modelos matemáticos que describen un proceso por resultados de laboratorio, no tendrán una aplicación amplia para la solución de problemas reales.

Después de realizar el estudio presente, se nota de forma evidente la relación entre los coeficientes de transferencia y las velocidades con que fluyen los fluidos a través del tubo y la coraza, cuya relación se menciona repetidamente en la bibliografía. Por otro lado, no se encontrarán datos de la relación existente entre el fenómeno de incrustación con el estado físico del equipo, jugando un papel muy importante para el factor de incrustación el hecho de que un equipo en mejor estado presentará una menor incrustación que un equipo con mayor tiempo en su uso; para condiciones de operación similares. Teniendo esto en mente, se puede explicar de una manera razonable el porque algunos casos de incrustación presentan un proceso de introducción en el fenómeno de incrustación y porque otros equipos carecen de este mismo proceso.

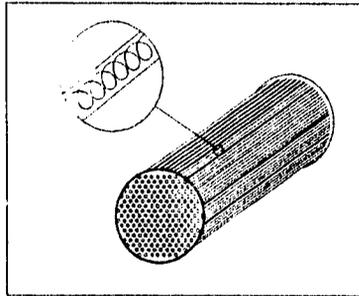


Fig. 6.1 Intercambiador de calor con serpentín dentro de sus tubos

Un procedimiento al que muchos les parecerá un poco extraño y difícil de implementar para disminuir el fenómeno de incrustación dentro de los tubos, es la implementación de serpentines dentro de los tubos, los cuales al girar, tengan la posibilidad de limpiar parte de la suciedad en la superficie de los tubos retardando la incrustación del equipo y haciendo posible bajar los costos de operación al limpiar menos frecuentemente los equipos. En el dibujo anexo, se puede apreciar que la implementación de tales serpentines se puede implementar a cualquier tubo del intercambiador de calor, y esto sin necesidad de soldar partes o colocar grandes objetos que hagan una calda de presión inconveniente.

El dispositivo que sostiene el serpentín puede ser diseñado para colocarse a mano, siendo sencillo colocarlo con una presión firme en los extremos para así introducir el dispositivo que sostenga el serpentín dentro del tubo, para cuando este regrese a su forma original, las pestañas en los extremos hacen una presión suficiente en el interior del tubo, sosteniendo así toda la estructura. La forma helicoidal del elemento que va dentro del tubo, asegura el que este gire y la distancia entre cresta y cresta determinará el que tan rápido gire así como la calda de presión que más nos convenga

## VARIACION DEL $R_d$ DEBIDA A LA VELOCIDAD DE FLUJO

El fenómeno de incrustación es variable de diferentes condiciones, entre estas, la velocidad del fluido juega un papel muy importante.

El factor de incrustación esta dado como se ha señalado por la ecuación:

$$\frac{dR_f}{dt} = \varphi_D - \varphi_R \quad \text{E. 6.1}$$

donde  $\varphi_R$  representa el factor de proporción a la remoción

y  $\varphi_D$  representa el factor de proporción a la deposición

Al disminuir la velocidad del fluido, el factor a la deposición aumenta siendo obvio la disminución en el tiempo de operación del equipo incrementando los costos debidos a la limpieza correspondiente.

Al aumentar la velocidad del fluido, el factor a la remoción aumenta esto como consecuencia que la alta velocidad del fluido disminuye la capa límite sobre la superficie de transferencia y por tanto se arrastre una mayor cantidad del incrustante.

En la figuras siguientes se representa la varación del ensuciamiento en función del número de Re. La línea logaritmica representa a la regresión que más se aproxima a la descripción del fenómeno, se puede observar que el fenómeno de incrustación disminuye como se esperaba, al aumentar la velocidad del fluido como consecuencia del aumento en el factor a la remoción y a la disminución en la proporción a la deposición.

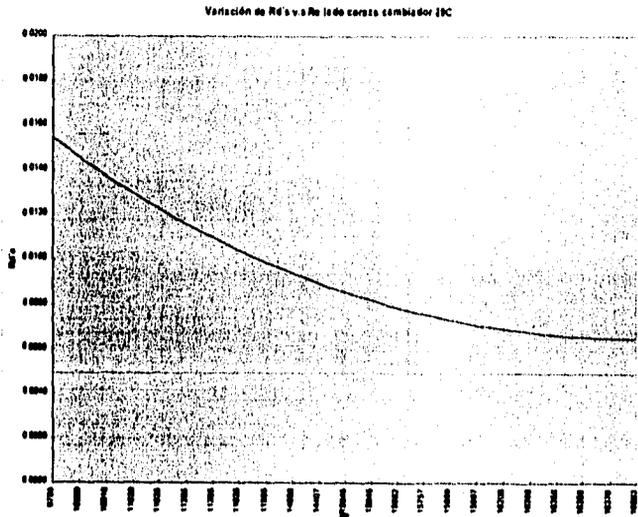


Fig. 6.2 Variación de  $Rd$ 's lado coraza para cambiador 29C

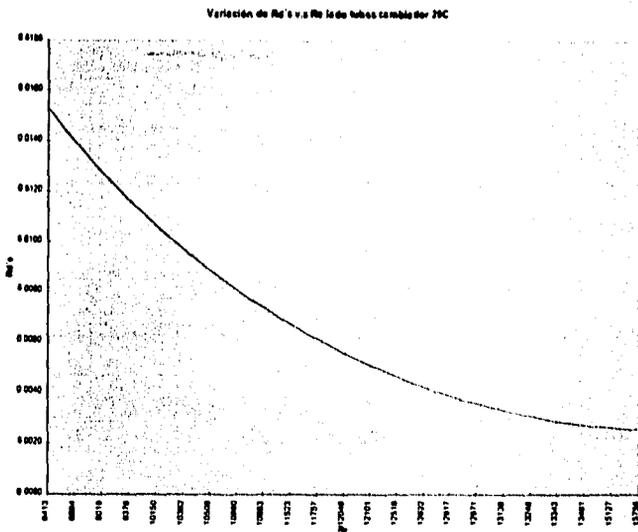
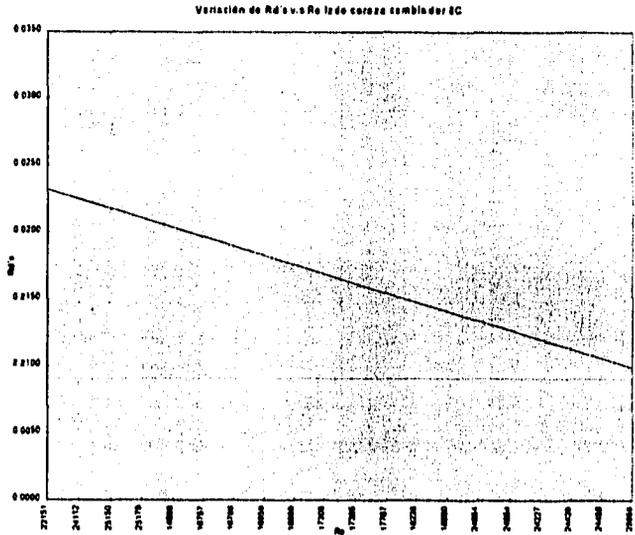
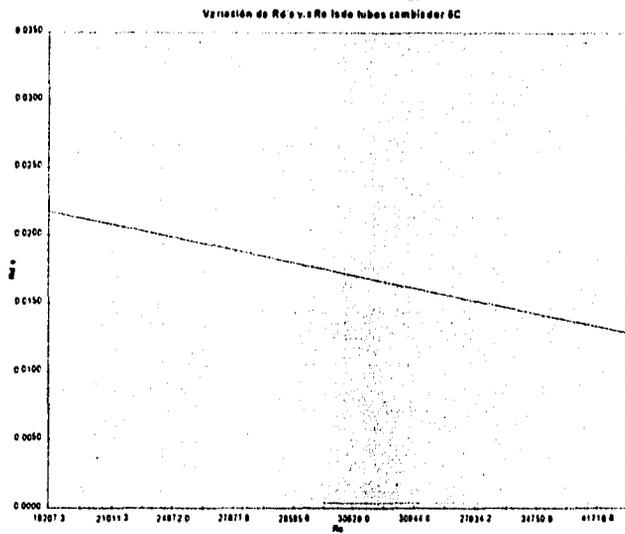


Fig. 6.3 Variación de  $Rd$ 's lado tubos para cambiador 29C



*Fig. 6.4* Variación de  $Rd$  v.s  $Re$  lado coraza para cambiador 8C



*Fig. 6.5* Variación de  $Rd$  v.s  $Re$  lado tubos para cambiador 8C

## COMPARACION ENTRE EL Rd REAL CON RESPECTO AL Rd TIPICO (TEMA)

El mejor valor para el factor de incrustación de diseño escogido, tomando en cuenta los aspectos físicos así como los económicos proplamente evaluados, darán como resultado un costo mínimo en la Inversión Inicial, - los cuales son incrementados al aumentar el valor del factor de incrustación-, así como en los gastos de limpieza y tiempo de paro, - los cuales decrecen aumentando el factor de incrustación -. Debido a la naturaleza de los factores de ensuciamiento, el diseñador basado en su experiencia puede especificar el valor del factor de incrustación en los casos particulares en los cuales haya podido involucrarse anteriormente.

De esta manera se han podido construir tablas con valores típicos para los valores de incrustación en diferentes publicaciones. Los más importantes son los establecidos por el TEMA, el cual ha sido ya por mucho tiempo, el estandar a seguir para el diseño de cualquier Intercambiador.

El TEMA establece un valor para el factor de incrustación. Para la corriente de carga en un Reformadora Catalítica el valor es de :

$$0.002 \frac{h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{\text{Btu}}$$

Siendo que este mismo valor en el actual estudio fue para el cambiador 29C de :

$$0.012 \frac{h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{\text{Btu}}$$

y para el cambiador 8C de :

$$0.013 \frac{h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{\text{Btu}}$$

La diferencia en estos valores demuestra que para las condiciones que prevalecen en la Planta Reformadora de la Refinería de Tula, los valores para diseño en los factores de incrustación debieron ser seis veces más grandes, es decir que los dos Intercambiadores anteriormente mencionados son seis veces más pequeños de lo realmente requerido.

## VARIACION DEL R<sub>d</sub> RESPECTO AL %API DEL FLUIDO

El petróleo es una mezcla de gran variedad de compuestos químicos. Algunos se pueden aislar fácilmente. Muy frecuentemente no hay necesidad de obtener compuestos puros, puesto que el uso último de una mezcla de compuestos similares tendrá el mismo resultado que el uso de compuestos puros. Así, los aceites lubricantes son una mezcla de compuestos de alto peso molecular, todos ellos apropiados como lubricantes. Similarmente, la gasolina, que en última instancia se quema, estará compuesta de cierto número de compuestos volátiles combustibles. Todos estos productos del petróleo que son comunes en él, estaban presentes en el aceite crudo cuando se extrajo de la tierra o se formaron por reacciones subsiguientes y se separaron por destilación. Cuando se habla de ellos en un proceso o se venden como mezclas, estos productos se llaman fracciones o cortes. A estos se les dan nombres comunes o se denotan por una operación de la refinería por la cual se producen, y su gravedad específica se define por una escala establecida por el American Petroleum Institute, y se les llama ya sea grados API o °API. Los °API se relacionan con la gravedad específica por :

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

La variación de los R<sub>d</sub>'s respecto a los grados API, bien son representados en la figura siguientes para el cambiador 29C y para el cambiador 8C respectivamente pudiéndose observar en ambas gráficas que la disminución de los °API tiene como consecuencia que los factores de incrustación se incrementen. Lo anterior es lógico, pues una disminución en los °API representan físicamente formas más pesadas de las fracciones de los hidrocarburos; siendo de esta manera las velocidades de flujo serán menores y lógicamente disminuirá el factor a la remoción, pues mientras disminuya el API será más difícil mover el fluido a través de los tubos y coraza aumentando el factor a la deposición.

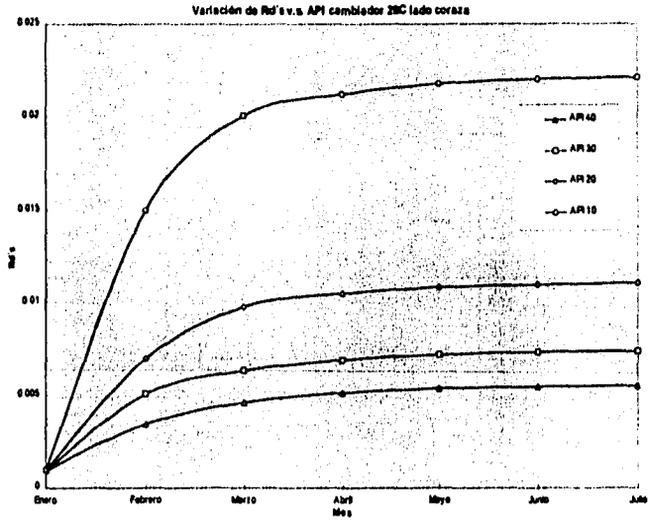


Fig. 6.6 Variación de  $R_d$ 's respecto a la variación en los °API para cambiador 29C lado coraza

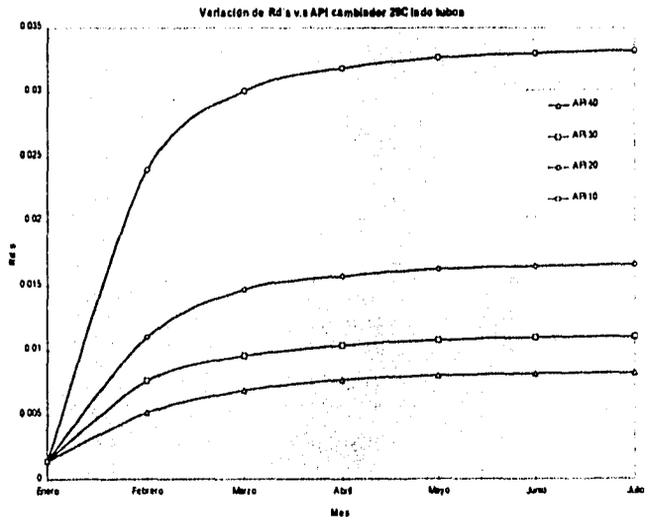


Fig. 6.7 Variación de  $R_d$ 's respecto a la variación en los °API para cambiador 29C lado tubos

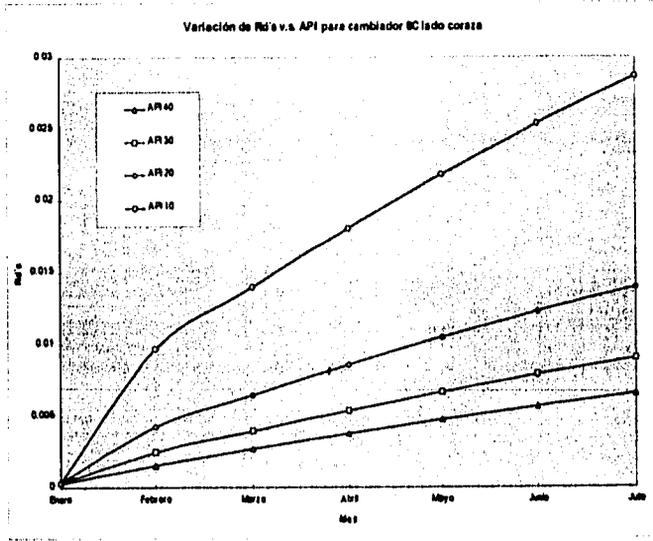


Fig. 6.8 Variación de  $Rd$ 's respecto a la variación en los  $^{\circ}API$  para cambiador 8C lado coraza

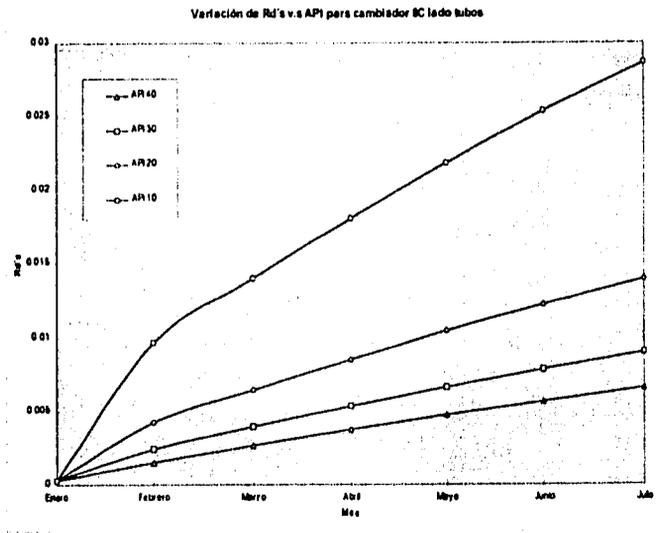


Fig. 6.9 Variación de  $Rd$ 's respecto a la variación en los  $^{\circ}API$  para cambiador 8C lado tubos

---

# APENDICE



## **INFORMACION OPERACIONAL DE LA PLANTA CATALITICA NUMERO UNO**

En las siguientes paginas, se describe toda la información con la que se contó para poder realizar el proyecto. Esta se distribuye en los siguientes apartados:

Información estadística recopilada en campo

Información de diseño de equipo (hojas de datos)

Diagrama de Flujo de Proceso

---

## EST. OPER



### HOJAS DE ESTADÍSTICA DEL LOS EQUIPOS DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO

La estadística presentada a continuación fue tomada de datos de operación de la Planta Catalítica Número Uno de la Refinería Miguel Hidalgo, Tula Hidalgo. Esta comprende estadística de operación del primer semestre del año de 1995. Los datos estadísticos del mes de Mayo, fueron reportados como perdidos, mientras que los datos del mes de Agosto no se recopilaron debido a un paro de operación que fue necesario hacer para el mantenimiento de la planta; cabe señalar que este paro fue forzoso después de reportarse una cantidad de sal en el gasóleo fuera de especificación..

Para la creación de estas tablas se requirieron dos tipos de estadística de operación: estadística de campo y estadística del cuarto de control. En la estadística de campo están reportadas las temperaturas de salida de todas las corrientes del tren de precalentamiento, estos datos son tomados directamente de los instrumentos en campo. Para tener un juego de datos coherente para el desarrollo del balance de materia y energía, fue necesario complementarla con datos reportados en la estadística del cuarto de control, pues en esta están reportados los datos de temperaturas del fondo de la Fraccionadora, así como los flujos de las corrientes calientes, temperatura con que entra el gasóleo al tren de precalentamiento y flujo de entrada de esta última.

No se pudo recopilar información en campo de presiones debido a que los manómetros de todo el tren de precalentamiento no están en buenas condiciones debido a las condiciones de temperatura que impera al rededor de los intercambiadores que componen el tren de precalentamiento.

MES DE ENERO DE 1995  
CAMBIADOR 6C

Enero 5 de 1995				
Intercambiador 6C				
L.V.	T entrada carga	T salida carga	T entrada A.D.	T salida A.D.
%	t1	t2	T1	T2
7.2	78	95	287	135
7.2	78	95	283	135
7.2	76	95	287	135
7.2	73	95	286	135
7.2	75	95	298	135
7.2	74	95	286	135
7.2	73	95	296	135
7.2	73	95	290	135
7.2	75	102	289	126
7.2	75	102	290	126
7.2	77	104	298	114
7.2	77	104	297	114
7.20	75.33	97.67	290.58	130.00

Enero 12 de 1995				
Intercambiador 6C				
L.V.	T entrada carga	T salida carga	T entrada A.D.	T salida A.D.
%	t1	t2	T1	T2
7.1	80	88	290	117
7.1	80	88	288	117
7.1	77	88	292	117
7.1	74	88	290	117
7.1	82	88	292	116
7.1	86	88	291	116
7.1	90	88	296	116
7.1	91	88	294	116
7.0	91	90	287	120
7.0	89	90	291	120
7.0	89	90	293	120
7.0	88	90	293	120
7.07	84.75	88.67	291.42	117.67

Enero 19 de 1995				
Intercambiador 6C				
L.V.	T entrada carga	T salida carga	T entrada A.D.	T salida A.D.
%	t1	t2	T1	T2
6.9	80	90	324	120
6.9	83	90	325	120
6.9	79	90	326	120
6.9	80	90	322	120
7.0	76	90	325	106
7.0	76	85	325	106
7.0	81	85	325	106
7.0	80	85	325	106
7.0	85	88	323	120
7.0	82	97	325	110
7.0	81	88	326	120
7.0	90	88	327	120
6.97	81.08	88.83	324.83	114.50

Enero 26 de 1995				
Intercambiador 6C				
L.V.	T entrada carga	T salida carga	T entrada A.D.	T salida A.D.
%	t1	t2	T1	T2
6.2	81	54	291	80
6.2	81	54	289	80
6.2	81	54	287	80
6.2	76	54	219	80
6.2	77	70	249	106
6.3	78	70	259	106
6.3	81	70	229	106
6.3	80	70	249	106
6.3				
6.3				
6.3				
6.3				
6.26	79.38	62.00	259.00	93.00

### Febrero 2 de 1995

#### Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.1	86	112	305	133
7.1	82	115	306	136
7.1	82	111	306	121
7.1	79	111	306	121
7.3	81	97	305	119
7.3	80	97	303	119
7.3	76	90	303	126
7.3	81	90	303	126
7.2	82	100	303	120
7.2	81	100	303	120
7.2	81	100	303	120
7.2	82	100	304	120
7.20	81.08	101.92	304.17	123.42

### Febrero 9 de 1995

#### Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.2	77	98	284	129
5.2	80	97	286	124
5.2	79	82	288	104
4.8	82	82	291	104
4.8	94	110	288	120
4.8	90	110	289	120
4.8	92	110	288	120
4.8	98	110	290	120
4.8	99	110	285	120
4.8	81	110	283	120
4.8	82	110	286	120
4.8	83	110	285	120
4.90	86.42	103.25	286.92	118.42

### Febrero 17 de 1995

#### Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
6.4	86	108	287	119
6.4	85	108	289	119
6.4	92	110	287	119
6.4	93	110	288	119
6.4	90	110	288	119
6.4	92	110	288	119
6.4	91	110	288	119
6.4	90	110	289	119
6.4	90	110	289	119
6.4	90	110	289	119
6.4	88	110	288	122
6.4	87	110	286	122
6.40	89.50	109.67	288.00	119.50

### Febrero 24 de 1995

#### Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.1	85	100	289	144
7.1	83	104	290	144
7.4	87	104	293	144
7.4	86	104	292	144
6.8	86	103	292	136
6.8	87	103	297	136
6.8	87	103	293	136
6.8	90	103	291	136
6.8	88	112	294	134
6.8	87	110	294	134
6.8	86	110	290	134
6.8	85	110	294	134
6.95	86.42	105.50	292.42	138.00

Marzo 3 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
6.4	86	108	287	119
6.4	85	108	289	119
6.4	92	110	287	119
6.4	93	110	288	119
6.4	90	110	288	119
6.4	92	110	288	119
6.4	91	110	288	119
6.4	90	110	289	119
6.4	90	110	289	119
6.4	90	110	289	119
6.4	88	110	288	122
6.4	87	110	286	122
6.4	89.50	109.67	288.00	119.50

Marzo 10 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.3	87	120	283	140
7.2	89	120	283	140
7.2	87	120	282	140
7.2	88	120	281	140
7.3	88	120	285	142
7.3	89	129	285	142
7.3	89	112	283	142
7.3	88	112	282	142
7.3	88	112	282	142
7.3	88	112	279	142
7.3	88	112	277	142
7.3	88	112	280	142
7.3	88.08	116.75	281.83	141.33

Marzo 17 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.1	85	100	289	144
7.1	83	104	290	144
7.4	87	104	293	144
7.4	86	104	292	144
6.8	86	103	292	136
6.8	87	103	297	136
6.8	87	103	293	136
6.8	90	103	291	136
6.8	88	112	294	134
6.8	87	110	294	134
6.8	86	110	290	134
6.8	85	110	294	134
7.0	86.42	105.50	292.42	138.00

Marzo 28 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.0	74	98	293	110
7.0	77	98	292	110
7.0	78	98	292	110
7.0	75	98	291	110
7.0	76	98	291	110
7.0	76	98	292	114
7.0	76	90	293	114
7.0	74	90	296	113
7.0	73	90	294	113
7.0	72	90	293	113
7.0	73	90	292	110
7.0	72	90	294	110
7.0	74.67	94.00	292.75	111.42

Abril 7 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.5	101	100	294	120
7.5	103	110	294	120
7.5	103	100	296	120
7.5	103	110	296	120
7.5	102	118	295	128
7.5	102	117	295	127
7.5	101	114	293	117
7.5	101	115	293	117
7.5	96	115	293	117
7.5	96	115	293	117
7.5	97	115	293	117
7.5	95	115	293	117
7.50	100.00	112.00	294.00	119.75

Abril 14 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.3	80	85	290	110
7.3	79	85	289	110
7.3	78	85	292	110
7.3	80	85	295	116
7.2	79	102	294	115
7.2	78	101	294	110
7.2	79	96	292	110
7.2	79	96	290	110
7.3	77	96	292	110
7.3	78	96	291	110
7.3	77	96	290	110
7.3	76	96	289	110
7.27	78.33	93.25	291.50	110.92

Abril 21 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.0	86	92	311	112
7.0	17	92	312	112
7.0	86	90	310	110
7.0	85	90	312	110
7.1	82	90	308	110
7.1	82	92	302	112
7.0	81	102	310	116
7.1	81	85	312	110
7.0	85	92	312	112
7.0	85	102	313	116
7.2	81	85	316	110
7.2	81	85	311	110
7.06	77.67	91.42	310.75	111.67

Abril 21 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.0	86	92	311	112
7.0	17	92	312	112
7.0	86	90	310	110
7.0	85	90	312	110
7.1	82	90	308	110
7.1	82	92	302	112
7.0	81	102	310	116
7.1	81	85	312	110
7.0	85	92	312	112
7.0	85	102	313	116
7.2	81	85	316	110
7.2	81	85	311	110
7.06	77.67	91.42	310.75	111.67

Junio 1 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5	92	85	292	120
5	88	85	292	120
5	86	85	290	120
5	87	85	290	120
5	89	100	292	115
5	88	100	291	115
5	80	105	291	120
5	80	105	291	120
5	81	105	288	120
5	81	105	288	120
5	87	105	289	120
5	93	105	292	120
5.00	86.00	97.50	290.50	119.17

Junio 8 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.2	114	105	294	125
5.2	117	125	290	130
4.9	117	110	293	115
4.9	117	110	293	115
4.9	119	90	293	115
4.9	114	90	293	115
4.9	105	90	291	115
4.9	112	90	291	115
4.9	112	90	292	115
4.7	112	90	289	115
4.7	110	90	294	115
4.7	111	90	295	115
4.90	113.33	97.50	292.33	117.08

Junio 15 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
4.7	102	100	291	120
4.7	99	100	290	120
4.7	103	100	291	120
5.0	102	100	291	108
5.0	103	100	291	108
5.0	107	101	289	107
5.0	105	101	292	107
5.0	101	101	291	107
4.7	101	108	292	112
4.7	101	108	282	106
4.8	97	108	291	110
4.8	97	108	291	110
4.84	101.50	102.92	290.17	111.25

Junio 22 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
4.0	112	126	291	125
4.0	117	126	291	125
4.4	111	126	290	125
4.4	108	125	290	125
4.4	113	125	290	125
4.4	120	125	292	125
4.4	122	128	294	130
4.4	121	128	293	130
4.4	117	128	292	130
4.4	117	128	293	131
4.4	120	128	295	131
4.4	120	129	295	128
4.33	116.50	126.83	292.17	127.50

Julio 7 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.4	99	110	300	113
5.4	99	110	300	113
5.4	99	110	301	115
5.4	99	110	300	115
5.2	99	110	298	108
5.2	99	110	300	107
5.2	91	110	298	109
5.2	97	110	297	107
5.2	96	80	298	107
5.2	96	80	297	107
5.2	103	80	296	107
5.2	99	80	296	107
5.27	98.00	100.00	298.42	109.58

Julio 14 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.0	95	110	302	113
5.0	96	106	302	114
5.0	98	112	301	115
5.0	98	112	301	115
5.2	98	113	300	111
5.2	99	105	301	110
5.2	98	11	301	113
5.2	99	112	303	114
5.2	97	112	303	114
5.2	97	112	301	114
5.2	101	113	302	114
5.2	99	113	303	114
5.13	97.92	102.58	301.67	113.42

Julio 21 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.0	106	110	300	118
5.0	92	110	298	118
5.0	91	110	296	118
5.0	94	110	297	118
5.0	94	118	299	112
5.0	89	118	299	112
5.0	93	110	297	105
5.0	96	110	298	105
5.0	97	110	297	112
5.0	97	110	298	112
5.0	96	110	299	112
5.0	96	110	297	112
5.00	95.08	111.33	297.75	112.83

Julio 28 de 1995

Intercambiador 6C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
4.7	39	53	294	88
4.7	39	53	295	93
4.7	40	53	299	77
4.7	41	53	302	79
5	42	50	305	70
5	42	50	298	70
5	43	50	300	70
5	44	50	302	70
4.9	45	40	296	50
4.9	45	40	300	50
4.8	45	40	297	50
4.8	49	40	295	50
4.85	42.83	47.67	298.58	68.08

Enero 5 de 1995				
Intercambiador 29C				
L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.2	95	170	287	150
7.2	95	170	283	150
7.2	95	170	287	150
7.2	95	170	286	150
7.2	95	170	298	150
7.2	95	170	296	150
7.2	95	170	296	150
7.2	95	170	290	150
7.2	102	168	289	148
7.2	102	168	290	148
7.2	104	170	298	146
7.2	104	170	297	146
7.20	97.67	169.67	291.42	149.00

Enero 12 de 1995				
Intercambiador 29C				
L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.1	88	170	290	146
7.1	88	170	288	146
7.1	88	170	292	146
7.1	88	160	290	146
7.1	88	160	292	138
7.1	88	160	291	138
7.1	88	160	296	138
7.1	88	170	294	138
7.0	90	170	287	145
7.0	90	170	291	145
7.0	90	170	293	145
7.0	90	170	293	145
7.07	88.67	166.67	291.42	143.00

Enero 19 de 1995				
Intercambiador 29C				
L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
6.9	90	190	324	164
6.9	90	190	325	164
6.9	90	190	326	164
6.9	90	190	322	164
7.0	90	180	325	155
7.0	85	185	325	159
7.0	85	185	325	155
7.0	85	185	325	155
7.0	88	190	323	155
7.0	97	200	325	157
7.0	88	190	326	155
7.0	88	190	327	155
6.97	88.83	188.75	324.83	158.50

Enero 26 de 1995				
Intercambiador 29C				
L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
6.2	54	178	291	148
6.2	54	178	289	148
6.2	54	178	287	148
6.2	54	178	291	148
6.2	70	178	294	148
6.3	70	178	295	148
6.3	70	178	292	148
6.3	70	178	294	148
6.3	60	178	290	140
6.3	60	175	290	140
6.3	60	175	290	140
6.3	60	175	290	140
6.26	61.33	177.25	291.08	145.33

Febrero 2 de 1995

Intercambiador 29C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.1	112	157	305	159
7.1	115	175	306	162
7.1	111	179	306	160
7.1	111	179	306	160
7.3	97	182	305	160
7.3	97	182	303	160
7.3	90	180	303	155
7.3	90	180	303	155
7.2	100	182	303	162
7.2	100	182	303	162
7.2	100	182	303	162
7.2	100	182	304	162
7.20	101.92	178.50	304.17	159.92

Febrero 9 de 1995

Intercambiador 29C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.2	98	150	288	153
7.2	102	162	290	155
7.2	102	162	291	155
7.2	102	162	24	155
7.4	96	178	291	158
7.4	94	174	289	156
7.4	98	175	287	158
7.4	98	175	282	158
7.2	105	160	286	152
7.2	105	160	283	152
7.2	105	160	282	152
7.2	105	160	287	152
7.27	100.83	164.83	265.00	154.67

Febrero 17 de 1995

Intercambiador 29C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.2	98	200	284	179
5.2	97	198	286	179
5.2	82	194	288	172
4.8	82	194	291	172
4.8	110	190	288	170
4.8	110	190	289	170
4.8	110	190	281	170
4.8	110	190	290	170
4.8	110	190	285	170
4.8	110	190	283	170
4.8	110	190	286	170
4.8	110	190	285	170
4.90	103.25	192.17	286.33	171.83

Febrero 24 de 1995

Intercambiador 29C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.4	94	189	281	164
5.4	90	187	278	161
5.4	88	188	289	160
5.4	90	188	285	1662
5.4	103	170	291	160
5.4	103	170	280	160
5.4	103	170	283	160
5.4	103	170	282	160
5.4	100	185	285	165
5.4	100	185	285	161
5.4	100	185	282	161
5.4	100	185	282	161
5.40	97.83	181.00	283.58	286.25

Marzo 3 de 1995

Intercambiador 29C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
6.4	108	174	287	165
6.4	108	174	289	165
6.4	110	174	287	167
6.4	110	174	288	167
6.4	110	174	288	167
6.4	110	174	288	167
6.4	110	174	288	167
6.4	110	174	289	167
6.4	110	174	289	164
6.4	110	174	289	164
6.4	110	174	288	166
6.4	110	174	286	166
6.4	109.67	174.00	288.00	166.00

Marzo 10 de 1995

Intercambiador 29C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.3	120	174	283	172
7.2	120	174	283	172
7.2	120	174	282	172
7.2	120	174	281	172
7.3	120	176	285	174
7.3	122	176	285	174
7.3	112	176	283	174
7.3	112	176	282	174
7.3	112	178	282	172
7.3	112	178	279	172
7.3	112	178	277	172
7.3	112	178	280	172
7.3	116.17	176.00	281.83	172.67

Marzo 17 de 1995

Intercambiador 29C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.1	100	174	289	172
7.1	104	176	290	172
7.4	104	178	283	172
7.4	104	178	292	172
6.8	105	176	292	180
6.8	105	176	297	180
6.8	105	176	293	181
6.8	105	176	291	181
6.8	112	180	294	174
6.8	110	180	294	172
6.8	110	180	290	172
6.8	110	180	294	172
7.0	106.17	177.50	291.58	175.00

Marzo 28 de 1995

Intercambiador 29C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.0	98	160	293	150
7.0	98	160	292	150
7.0	98	160	292	150
7.0	98	160	291	150
7.0	98	158	291	152
7.0	98	159	292	152
7.0	90	160	293	152
7.0	90	160	296	152
7.0	90	158	294	150
7.0	90	158	293	150
7.0	90	158	292	150
7.0	90	158	294	150
7.0	94.00	159.08	292.75	150.67

Abril 7 de 1995

Intercambiador 29C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.5	100	190	294	180
7.5	110	190	294	180
7.5	100	190	296	180
7.5	110	190	296	180
7.5	118	174	294	172
7.5	117	175	295	172
7.5	114	170	295	168
7.5	115	171	293	169
7.5	115	171	293	169
7.5	115	171	293	169
7.5	115	171	293	169
7.5	115	171	293	169
7.5	115	171	293	169
7.50	112.00	177.83	294.08	173.08

Abril 14 de 1995

Intercambiador 29C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.3	85	180	290	162
7.3	85	190	289	162
7.3	85	180	292	162
7.3	85	190	295	162
7.2	102	162	294	158
7.2	101	161	294	158
7.2	96	160	292	155
7.2	96	160	290	155
7.3	96	161	292	155
7.3	96	160	291	155
7.3	96	160	291	155
7.3	96	160	289	155
7.27	93.25	168.67	291.58	157.83

Abril 21 de 1995

Intercambiador 29C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.0	92	166	311	160
7.0	92	166	312	160
7.0	90	164	310	156
7.0	90	164	312	156
7.1	90	164	308	156
7.1	92	166	302	160
7.0	102	166	310	160
7.1	85	159	312	163
7.0	92	166	312	160
7.0	102	166	313	156
7.2	85	159	316	163
7.2	85	159	311	163
7.06	91.42	163.75	310.75	159.42

Abril 28 de 1995

Intercambiador 29C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.0	100	166	297	196
7.0	100	166	300	196
7.1	100	168	299	200
7.1	100	168	299	200
6.9	100	168	298	200
6.9	100	168	298	200
6.9	100	168	297	200
6.9	100	168	299	200
6.9	100	168	299	200
6.9	100	168	297	200
6.9	100	168	295	200
6.9	100	168	295	200
6.95	100.00	167.67	297.75	199.33

Junio 1 de 1995

Intercambiador 29C				
L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.0	85	180	292	175
5.0	85	180	292	175
5.0	85	180	290	175
5.0	85	180	290	175
5.0	100	180	292	175
5.0	100	180	291	175
5.0	105	175	291	165
5.0	105	175	291	165
5.0	105	175	288	165
5.0	105	175	288	165
5.0	105	175	289	165
5.0	105	175	292	165
5.00	97.50	177.50	290.50	170.00

Junio 8 de 1995

Intercambiador 29C				
L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.2	105	196	294	184
5.2	125	200	290	190
4.9	110	200	293	180
4.9	110	200	293	180
4.9	90	188	293	180
4.9	90	188	293	180
4.9	90	188	291	180
4.9	90	188	291	180
4.9	90	188	292	180
4.7	90	188	289	180
4.7	90	188	294	180
4.7	90	188	295	180
4.90	97.50	191.67	292.33	181.17

Junio 15 de 1995

Intercambiador 29C				
L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
4.7	100	190	291	180
4.7	100	190	290	180
4.7	100	190	291	180
5.0	100	190	291	182
5.0	100	191	291	183
5.0	101	191	289	183
5.0	101	191	292	183
5.0	101	191	291	183
4.7	108	188	292	193
4.7	108	185	282	190
4.8	108	185	291	190
4.8	108	186	291	190
4.84	102.92	189.00	290.17	184.75

Junio 22 de 1995

Intercambiador 29C				
L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
4.0	126	210	291	200
4.0	126	210	291	200
4.4	126	210	290	200
4.4	125	193	290	194
4.4	125	193	290	194
4.4	125	193	292	194
4.4	128	200	294	190
4.4	128	196	293	195
4.4	128	196	292	195
4.4	128	196	293	197
4.4	128	198	295	197
4.4	129	198	295	197
4.33	126.83	199.42	292.17	196.08

Julio 7 de 1995				
Intercambiador 29C				
L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.4	110	162	300	170
5.4	110	162	300	170
5.4	110	172	301	168
5.4	110	172	300	168
5.2	110	170	298	166
5.2	110	172	300	168
5.2	110	172	298	168
5.2	110	170	297	168
5.2	80	175	298	165
5.2	80	175	297	165
5.2	80	175	296	165
5.2	80	175	296	165
5.27	100.00	171.00	298.42	167.17

Julio 14 de 1995				
Intercambiador 29C				
L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.0	110	164	302	170
5.0	106	165	302	169
5.0	112	168	301	170
5.0	112	168	301	170
5.2	113	168	300	170
5.2	105	166	301	170
5.2	110	166	301	170
5.2	112	166	303	170
5.2	112	166	303	170
5.2	112	166	301	170
5.2	113	167	302	171
5.2	113	167	303	171
5.13	110.83	166.42	301.67	170.08

Julio 21 de 1995				
Intercambiador 29C				
L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.0	110	170	300	176
5.0	110	170	296	176
5.0	110	170	296	176
5.0	110	170	297	176
5.0	118	178	299	150
5.0	118	178	299	150
5.0	110	163	297	150
5.0	110	163	298	150
5.0	110	165	297	144
5.0	110	165	298	144
5.0	110	165	299	144
5.0	110	165	297	144
5.00	111.33	168.50	297.75	156.67

Julio 28 de 1995				
Intercambiador 29C				
L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
4.7	53	143	294	150
4.7	53	143	295	152
4.7	53	140	299	147
4.7	53	140	302	147
5.0	50	143	305	150
5.0	50	143	298	150
5.0	50	143	300	150
5.0	50	143	302	150
4.9	40	135	296	144
4.9	40	135	300	144
4.8	40	135	297	144
4.8	40	135	295	144
4.85	47.67	139.83	298.58	147.67

Enero 5 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.2	170	150	362	215
7.2	170	150	358	215
7.2	170	150	360	215
7.2	170	150	350	215
7.2	170	150	362	215
7.2	170	150	363	215
7.2	170	150	369	215
7.2	170	150	366	215
7.2	168	173	365	215
7.2	168	173	366	215
7.2	170	172	365	208
7.2	170	172	366	208
7.20	169.67	157.50	362.67	213.83

Enero 12 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.1	170	225	360	205
7.1	170	225	355	205
7.1	170	225	357	205
7.1	170	225	358	205
7.1	160	260	364	215
7.1	160	260	359	215
7.1	160	260	365	215
7.1	160	260	361	215
7.0	170	270	364	227
7.0	170	270	364	227
7.0	170	270	365	227
7.0	170	270	366	227
7.07	166.67	251.67	361.50	215.67

Enero 19 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
6.9	190	225	365	220
6.9	190	225	364	220
6.9	190	225	363	220
6.9	190	225	360	220
7.0	180	260	359	220
7.0	185	260	365	220
7.0	185	260	361	220
7.0	185	260	356	220
7.0	190	260	365	217
7.0	200	260	367	217
7.0	190	260	367	217
7.0	190	260	370	217
6.97	188.75	248.33	363.58	219.00

Enero 26 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
6.2	178	225	364	170
6.2	178	225	362	170
6.2	178	225	360	170
6.2	178	225	363	170
6.2	178	225	365	180
6.2	178	225	365	180
6.2	178	225	362	180
6.2	178	225	364	180
6.2	175	230	362	190
6.2	175	230	362	190
6.2	175	230	362	190
6.2	175	230	362	190
6.20	177.00	226.67	362.75	180.00

Febrero 2 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.1	157	137	264	197
7.1	175	142	262	198
7.1	179	140	361	205
7.1	179	140	363	205
7.3	182	136	362	205
7.3	182	136	361	205
7.3	180	142	362	202
7.3	180	142	361	202
7.2	182	240	361	205
7.2	182	240	361	205
7.2	182	240	363	205
7.2	182	240	361	205
7.20	178.50	172.92	345.17	203.25

Febrero 9 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.2	150	118	361	190
7.2	182	112	361	193
7.2	162	112	361	193
7.2	182	113	362	193
7.4	178	240	366	203
7.4	174	238	362	200
7.4	175	233	364	202
7.4	175	233	361	202
7.2	160	140	362	192
7.2	160	140	361	192
7.2	160	140	361	192
7.2	180	140	357	192
7.27	164.83	163.25	361.58	195.33

Febrero 17 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.2	200	250	364	223
5.2	198	251	356	223
5.2	194	250	361	227
4.8	194	250	342	227
4.8	190	260	362	210
4.8	190	260	362	210
4.8	190	260	361	210
4.8	190	260	361	210
4.8	190	260	362	210
4.8	190	260	362	210
4.8	190	260	362	210
4.8	190	260	362	210
4.8	190	260	361	210
4.90	192.17	256.75	359.67	215.00

Febrero 24 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.4	189	255	354	212
5.4	187	245	350	213
5.4	188	245	361	213
5.4	188	245	356	243
5.4	170	245	366	242
5.4	170	245	358	242
5.4	170	245	356	242
5.4	170	245	355	242
5.4	185	244	361	242
5.4	185	255	362	242
5.4	185	255	359	242
5.4	185	255	358	242
5.40	181.00	248.25	358.00	234.75

Marzo 3 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
6.4	174	258	362	235
6.4	174	258	362	235
6.4	174	258	358	235
6.4	174	258	357	235
6.4	174	258	359	235
6.4	174	258	361	235
6.4	174	258	361	235
6.4	174	258	362	235
6.4	174	258	363	234
6.4	174	257	363	233
6.4	174	254	365	235
6.4	174	254	364	235
6.4	174.00	257.25	361.42	234.75

Marzo 10 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.3	174	260	357	238
7.2	174	260	358	238
7.2	174	260	358	238
7.2	174	260	356	238
7.3	176	260	360	239
7.3	176	260	360	239
7.3	176	260	362	239
7.3	176	260	360	239
7.3	178	260	359	239
7.3	178	260	356	239
7.3	178	260	357	239
7.3	178	260	356	239
7.3	176.00	260.00	358.25	238.67

Marzo 17 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.1	174	270	366	225
7.1	176	270	367	225
7.4	178	270	367	225
7.4	178	270	370	225
6.8	176	268	370	224
6.8	176	268	374	222
6.8	176	268	370	222
6.8	176	268	368	222
6.8	180	260	369	215
6.8	180	260	375	215
6.8	180	260	368	215
6.8	180	260	369	215
7.0	177.50	266.00	369.42	220.83

Marzo 28 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.0	160	264	361	230
7.0	160	264	361	230
7.0	160	264	361	230
7.0	160	264	359	230
7.0	158	265	362	230
7.0	159	265	361	230
7.0	160	265	360	230
7.0	160	265	363	230
7.0	158	264	362	230
7.0	158	264	362	230
7.0	158	264	361	230
7.0	158	264	363	230
7.0	159.08	264.33	361.33	230.00

**Abril 7 de 1995**

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.5	190	275	360	185
7.5	190	275	359	185
7.5	190	275	360	185
7.5	190	275	359	185
7.5	174	275	357	230
7.5	175	275	360	230
7.5	170	275	358	228
7.5	171	275	359	229
7.5	171	275	358	229
7.5	171	275	357	229
7.5	171	275	357	229
7.5	171	275	357	229
7.50	177.83	275.00	358.42	214.42

**Abril 14 de 1995**

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.3	180	260	353	235
7.3	190	260	357	235
7.3	180	260	358	235
7.3	190	260	358	235
7.2	162	265	360	225
7.2	161	265	360	225
7.2	160	263	361	225
7.2	160	263	361	224
7.3	161	265	360	225
7.3	160	263	360	224
7.3	160	263	359	224
7.3	160	263	358	224
7.27	168.67	262.50	358.75	228.00

**Abril 21 de 1995**

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.0	166	266	362	235
7.0	166	266	362	235
7.0	164	266	362	235
7.0	164	266	363	235
7.1	164	266	362	235
7.1	166	266	356	235
7.0	166	270	360	240
7.1	159	270	362	225
7.0	166	270	364	235
7.0	166	270	364	240
7.2	159	270	362	225
7.2	159	270	362	225
7.06	163.75	268.00	361.75	233.33

**Abril 28 de 1995**

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
7.0	166	260	355	235
7.0	166	260	357	235
7.1	168	260	356	235
7.1	168	260	357	235
6.9	168	260	358	235
6.9	168	260	357	235
6.9	168	260	356	235
6.9	168	260	358	235
6.9	168	260	358	235
6.9	168	260	358	235
6.9	168	260	356	235
6.9	168	260	358	235
6.95	167.67	260.00	353.08	235.00

Junio 1 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.0	180	260	357	235
5.0	180	260	358	235
5.0	180	260	356	235
5.0	180	260	356	235
5.0	180	260	356	230
5.0	180	260	355	230
5.0	175	260	355	230
5.0	175	260	355	230
5.0	175	260	354	230
5.0	175	260	352	230
5.0	175	260	352	230
5.0	175	260	354	230
5.00	177.50	260.00	355.00	231.67

Junio 8 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.2	196	270	357	250
5.2	200	270	353	260
4.9	200	260	354	249
4.9	200	260	353	249
4.9	188	280	353	245
4.9	188	280	356	245
4.9	188	280	354	245
4.9	188	275	354	240
4.9	188	275	355	240
4.7	188	275	354	240
4.7	188	275	356	240
4.7	188	275	358	240
4.90	191.67	272.32	354.75	245.25

Junio 15 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
4.7	190	284	357	245
4.7	190	284	355	245
4.7	190	284	357	245
5.0	190	275	355	240
5.0	191	275	356	240
5.0	191	271	359	238
5.0	191	271	357	238
5.0	191	271	357	240
4.7	188	275	355	243
4.7	185	275	345	243
4.8	185	275	356	243
4.8	186	275	356	243
4.84	189.00	276.25	355.42	241.92

Junio 22 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
4.0	210	283	361	250
4.0	210	283	361	250
4.4	210	283	361	250
4.4	193	263	360	240
4.4	193	283	359	240
4.4	193	283	359	240
4.4	200	285	360	240
4.4	196	280	358	240
4.4	196	280	359	240
4.4	198	280	361	240
4.4	198	280	363	240
4.4	198	280	363	240
4.33	199.58	281.92	360.42	242.50

Julio 7 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.4	162	262	357	235
5.4	162	262	356	235
5.4	172	262	357	235
5.4	172	262	358	235
5.2	170	260	357	230
5.2	172	262	359	235
5.2	172	262	360	235
5.2	170	262	357	230
5.2	175	260	355	235
5.2	175	260	354	235
5.2	175	260	351	235
5.2	175	260	351	235
5.27	171.00	261.17	356.00	234.17

Julio 14 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5	164	262	360	230
5	165	261	358	230
5	168	262	355	232
5	168	262	355	232
5.2	168	260	355	235
5.2	166	262	356	235
5.2	166	261	356	235
5.2	166	262	358	235
5.2	166	262	356	235
5.2	166	262	353	235
5.2	167	260	354	232
5.2	167	260	354	232
5.13	166.42	261.33	355.83	233.17

Julio 21 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
5.0	170	263	358	238
5.0	170	263	355	238
5.0	170	263	356	238
5.0	170	263	354	238
5.0	178	257	355	235
5.0	178	257	357	235
5.0	163	257	356	235
5.0	163	257	353	235
5.0	165	260	353	237
5.0	165	260	352	237
5.0	165	260	354	237
5.0	165	260	353	237
5.00	168.50	260.00	354.67	236.67

Julio 28 de 1995

Intercambiador 8C

L.V. %	T entrada carga t1	T salida carga t2	T entrada A.D. T1	T salida A.D. T2
4.7	143	242	352	235
4.7	143	242	351	235
4.7	140	242	355	235
4.7	140	242	359	235
5.0	143	242	362	235
5.0	143	242	357	235
5.0	143	242	360	235
5.0	143	242	360	235
4.9	135	250	357	235
4.9	135	250	360	235
4.8	135	250	359	235
4.8	135	250	357	235
4.85	139.83	244.67	357.42	234.83

---

## C FISICAS



### INFORMACION DE LABORATORIO

Para el desarrollo del cálculo del balance de materia y energía fue necesario la recopilación de información de laboratorio de las corrientes involucradas en el tren de precalentamiento.

Para esto fue necesaria la colaboración del personal del laboratorio, pues no se realiza un estudio de las corrientes de aceite decantado a tanques, aceite cíclico pesado y fondos, por considerar estas corrientes como "circulantes" es decir, estas corrientes no tienen ninguna relación con alguna otra Planta dentro de la Refinería.

La información proporcionada por el Laboratorio de líquidos, consiste en curvas de destilación para cada una de las corrientes, así como peso molecular y del peso específico. Estos datos son suficientes para la determinación del factor de caracterización de cada corriente. La determinación de la curva de destilación para las corrientes de carga fresca y de aceite cíclico pesado, fueron realizados en un equipo automático alemán (HERZOG MC 630), mientras que las corrientes de aceite decantado y fondos de la Facionadora, se realizaron en un equipo manual, pues en estos dos últimos tienden a presentar un craking, formando un depósito al final de la destilación difícil de limpiar del equipo

# HERZOG MC 630

ASTM D-1160

SAMPLE DESCRIPTION		CARGA FRNSCA FCC1			
SAMPLE NUMBER		20 SBT 95 ESPICIAL			
DIST. PROGRAM		PRINTER PROGRAM			
DIST. STOP AT		VOL%	99	SAMPLE VOLUME	ml 200
INITIAL HEAT RATE		K/min	7	DENSITY ( 60 C )	Kg/m <sup>3</sup> 915
OPERATING PRESSRE		mmHg	.8	MASS	g 183
		DELTA T VAPOUR			
CONDENSER TEMP.		deg C	60	- CONDENSER	deg C 60
RECEIVER TEMP.		deg C	60	- RECEIVER	deg C 60

TIME	VOLUME	ACT-TEMP	PRESS	A.E-TEMP	LIQ TEMP	TEMP	LIQUID/	VOLUME	END
min	Vol%	deg C	mmHg	deg C	deg C	deg C	A.E/ACT	Vol%	YES/NO
24.7	IBP	78.4	.85	257.3	167.9	345	A.E	* 5.5*	NO
	ml /min					380	A.E	*10.8*	NO
						415	A.E	*24.5*	NO
						446	A.E	*45.5*	NO
						538	A.E	*92.6*	NO
3.7	5	141.5	.84	340.3	190.4		ACT		NO
4.9	10	168.4	.84	374.8	205.5		ACT		NO
5.3	15	184.8	.84	395.2	216.7		ACT		NO
6.4	20	194.9	.85	407.6	223.1				
6.4	25	201.4	.84	415.9	228.7				
5.8	30	208.7	.83	425.4	234.5				
6.4	35	214.4	.83	432.4	238.7				
5.5	40	220.2	.86	438.6	244.4				
5.7	45	225.9	.86	445.6	249.5				
5.6	50	232.5	.85	453.9	255.6				
6.0	55	238.4	.85	461.0	260.4				
5.7	60	243.9	.87	467.2	265.7				
5.5	65	251.1	.84	476.6	272.8				
5.8	70	257.8	.86	484.1	277.8				
5.6	75	265.5	.85	493.6	284.9				
5.5	80	274.1	.87	503.3	292.6				
5.3	85	283.7	.84	515.4	303.0				
5.3	90	295.0	.86	528.2	314.6				
4.6	95	312.8	.84	549.4	334.4				

LIQUID TEMPERATURE STATIC

## MAX. HEATING POWER

98.5      336.4      .85      576.3      367.9

# HERZOG MC 630

ASTM D-1160

SAMPLE DESCRIPTION		ACBITE C PASADO FCC1		
SAMPLE NUMBER		20 SET 95 ESPECIAL		
DIST. PROGRAM		PRINTER PROGRAM		
DIST. STOP AT		6	1	
INITIAL HEAT RATE		VOL% 99	SAMPLE VOLUME	ml 200
OPERATING PRESSRE		K/min 7	DENSITY ( 60 C )	Kg/m3 1023
		mmHg .8	MASS	g 204.6
		DELTA T VAPOUR		
CONDENSER TEMP.		deg C 60	- CONDENSER	dec C 60
RECEIVER TEMP.		deg C 60	- RECEIVER	dec C 60

TIME	VOLUME	ACT-TEMP	PRESS	A.E-TEMP	LIQ TEMP	TEMP	LIQUID/	VOLUME	END
min	Vol%	deg C	mmHg	deg C	deg C	deg C	A.E/ACT	Vol%	YES/NO
15.1	IBP	60.9	.78	235.5	133.0	345	A.E.	* 9.7*	NO
	ml /min					380	A.E.	*33.1*	NO
						415	A.E.	*72.5*	NO
						466	A.E.	*90.0*	NO
						538	A.E.		NO
3.6	5	124.8	.83	319.1	163.4		ACT		NO
5.4	10	145.7	.82	346.3	174.4		ACT		NO
6.2	15	156.8	.83	360.3	180.8		ACT		NO
6.4	20	162.9	.82	368.3	185.0				
6.6	25	167.0	.84	372.8	187.7				
5.8	30	170.4	.84	377.1	190.4				
6.0	35	173.3	.84	380.8	193.3				
5.7	40	176.8	.85	385.0	196.9				
6.3	45	179.3	.84	388.3	199.2				
5.6	50	182.5	.84	392.6	201.6				
5.6	55	185.4	.84	396.0	205.2				
5.9	60	189.3	.84	400.9	210.2				
6.2	65	192.6	.83	405.4	212.5				
5.3	70	197.3	.84	411.0	217.7				
5.9	75	202.7	.84	417.7	222.8				
5.5	80	208.9	.84	425.2	228.9				
5.7	85	216.0	.85	433.7	235.1				
5.1	90	226.3	.84	446.8	246.6				
4.6	95	246.4	.84	470.9	275.2				

## MAX. HEATING POWER

98.5      282.2      .85      513.4      326.5

**PETROLEOS MEXICANOS**  
**REFINERIA "MIGUEL HIDALGO"**  
**SUPERINTENDENCIA DE QUIMICA**  
**LABORATORIO EXPERIMENTAL**

**REPORTE DE DESTILACIONES**

MUESTRA Acete decantado FCC-I FECHA 20 set 95

% VOLUMEN DESTILADO	TEMPERATURA DOMO °C	TEMPERATURA DOMO °F	TEMPERATURA DOMO CORREGIDA A 760 mmHg °C	TEMPERATU URA DOMO CORREGIDA A 760 mmHg °F	TEMP. FONDO	PRESION REDUCIDA EN mmHg
TIE	76		265			.6
5	134		342			.6
10	157		371			.5
15	177		398			.5
20	190		416			.3
25	194		433			.3
30	198		436			.3
35	202		442			.3
40	206		446			.3
45	210		454			.3
50	216		462			.3
55	222		467			.3
60	228		475			.3
65	234		483			.3
70	242		493			.3
75	252		506			.3
80	260		514			.3
85	268		524			.3
90	276		532			.3
95	284		542			.3
TFE	304		566			.3

VOLATILIDAD A 1000 °F EN % \_\_\_\_\_ FECHA 20 set 95  
 VOLATILIDAD A 1050 °F EN % \_\_\_\_\_  
 RECUPERADO \_\_\_\_\_

---

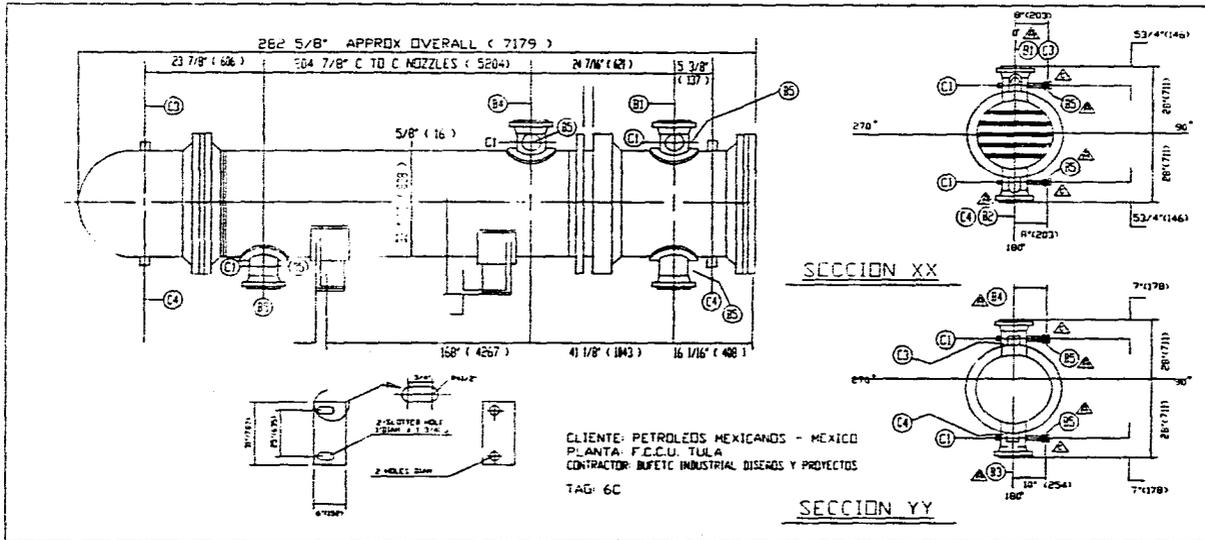
## PLANOS



### **ARREGLO GENERAL Y DETALLES DEL EQUIPO DE TRANSFERENCIA DE LA PLANTA CATALITICA.**

Como ayuda para establecer las características de diseño de los equipos que componen el Tren de Precalentamiento, se reproduce a continuación el dibujo de los diseños mecánicos para construcción de los intercambiadores 6c, 29C y 8C. El dibujo de los equipos 6C y 8C se encontraron en bitácoras propiedad de la Planta Catalítica, mientras que el del 29C se encontró en el departamento de dibujo de la refinería.

El diseño de los intercambiadores 6C y 8C fue encargado a Bufete Industrial y fueron construidos por la empresa SWECOMEX S.A. en la ciudad de Guadalajara Jalisco; el diseño del intercambiador 29C corrió a cargo de la empresa americana INDUSTRIAL FABRICATING COMPANY (3159 South Sheridan Road Tulsa, Oklahoma) para Bufete Industrial.



CLIENTE: PETROLES MEXICANOS - MEXICO  
 PLANTA: F.C.C.U. TULA  
 CONTRATADOR: BUFETC INDUSTRIAL DISEÑOS Y PROYECTOS  
 TAG: 6C

MARKING	SIZE	TYPE & PART	SERVICE
C4	2	3/4" DIAM-6000# COUPLING-NPT	DRAIN CONN
C3	2	3/4" DIAM-6000# COUPLING-NPT	VENT CONN
C1	4	3/4" DIAM-6000# COUPLING-NPT	MANOMETRE CONN
B5	1	1 1/4" DIAM- 300# COUPLING-NPT	CHEMICAL CLEAN CONN
B4	1	1 1/8" DIAM- 300# COUPLING-NPT	GAS OIL FEED OUTLET
B3	1	1 1/8" DIAM- 300# COUPLING-NPT	GAS OIL FEED INLET
B2	1	1 3/8" DIAM- 300# COUPLING-NPT	DECANT. OIL OUTLET
B1	1	1 3/8" DIAM- 300# COUPLING-NPT	DECANT. OIL INLET

REV	DESCRIPTION
1	CHANGES BY CLIENT
2	CHANGES BY DESIGN
3	CHANGES BY CLIENT

PROCESO	CONDICION	WEIGHTS
1-SWISS MEL	1-SCHEMATIC	1-300... 1-300
2-FLUORING	2-FLUORING	2-300... 2-300
3-FLUORING	3-FLUORING	3-300... 3-300
4-FLUORING	4-FLUORING	4-300... 4-300
5-FLUORING	5-FLUORING	5-300... 5-300
6-FLUORING	6-FLUORING	6-300... 6-300
7-FLUORING	7-FLUORING	7-300... 7-300
8-FLUORING	8-FLUORING	8-300... 8-300
9-FLUORING	9-FLUORING	9-300... 9-300
10-FLUORING	10-FLUORING	10-300... 10-300
11-FLUORING	11-FLUORING	11-300... 11-300
12-FLUORING	12-FLUORING	12-300... 12-300
13-FLUORING	13-FLUORING	13-300... 13-300
14-FLUORING	14-FLUORING	14-300... 14-300
15-FLUORING	15-FLUORING	15-300... 15-300
16-FLUORING	16-FLUORING	16-300... 16-300
17-FLUORING	17-FLUORING	17-300... 17-300
18-FLUORING	18-FLUORING	18-300... 18-300
19-FLUORING	19-FLUORING	19-300... 19-300
20-FLUORING	20-FLUORING	20-300... 20-300
21-FLUORING	21-FLUORING	21-300... 21-300
22-FLUORING	22-FLUORING	22-300... 22-300
23-FLUORING	23-FLUORING	23-300... 23-300
24-FLUORING	24-FLUORING	24-300... 24-300
25-FLUORING	25-FLUORING	25-300... 25-300
26-FLUORING	26-FLUORING	26-300... 26-300
27-FLUORING	27-FLUORING	27-300... 27-300
28-FLUORING	28-FLUORING	28-300... 28-300
29-FLUORING	29-FLUORING	29-300... 29-300
30-FLUORING	30-FLUORING	30-300... 30-300
31-FLUORING	31-FLUORING	31-300... 31-300
32-FLUORING	32-FLUORING	32-300... 32-300
33-FLUORING	33-FLUORING	33-300... 33-300
34-FLUORING	34-FLUORING	34-300... 34-300
35-FLUORING	35-FLUORING	35-300... 35-300
36-FLUORING	36-FLUORING	36-300... 36-300
37-FLUORING	37-FLUORING	37-300... 37-300
38-FLUORING	38-FLUORING	38-300... 38-300
39-FLUORING	39-FLUORING	39-300... 39-300
40-FLUORING	40-FLUORING	40-300... 40-300
41-FLUORING	41-FLUORING	41-300... 41-300
42-FLUORING	42-FLUORING	42-300... 42-300
43-FLUORING	43-FLUORING	43-300... 43-300
44-FLUORING	44-FLUORING	44-300... 44-300
45-FLUORING	45-FLUORING	45-300... 45-300
46-FLUORING	46-FLUORING	46-300... 46-300
47-FLUORING	47-FLUORING	47-300... 47-300
48-FLUORING	48-FLUORING	48-300... 48-300
49-FLUORING	49-FLUORING	49-300... 49-300
50-FLUORING	50-FLUORING	50-300... 50-300
51-FLUORING	51-FLUORING	51-300... 51-300
52-FLUORING	52-FLUORING	52-300... 52-300
53-FLUORING	53-FLUORING	53-300... 53-300
54-FLUORING	54-FLUORING	54-300... 54-300
55-FLUORING	55-FLUORING	55-300... 55-300
56-FLUORING	56-FLUORING	56-300... 56-300
57-FLUORING	57-FLUORING	57-300... 57-300
58-FLUORING	58-FLUORING	58-300... 58-300
59-FLUORING	59-FLUORING	59-300... 59-300
60-FLUORING	60-FLUORING	60-300... 60-300
61-FLUORING	61-FLUORING	61-300... 61-300
62-FLUORING	62-FLUORING	62-300... 62-300
63-FLUORING	63-FLUORING	63-300... 63-300
64-FLUORING	64-FLUORING	64-300... 64-300
65-FLUORING	65-FLUORING	65-300... 65-300
66-FLUORING	66-FLUORING	66-300... 66-300
67-FLUORING	67-FLUORING	67-300... 67-300
68-FLUORING	68-FLUORING	68-300... 68-300
69-FLUORING	69-FLUORING	69-300... 69-300
70-FLUORING	70-FLUORING	70-300... 70-300
71-FLUORING	71-FLUORING	71-300... 71-300
72-FLUORING	72-FLUORING	72-300... 72-300
73-FLUORING	73-FLUORING	73-300... 73-300
74-FLUORING	74-FLUORING	74-300... 74-300
75-FLUORING	75-FLUORING	75-300... 75-300
76-FLUORING	76-FLUORING	76-300... 76-300
77-FLUORING	77-FLUORING	77-300... 77-300
78-FLUORING	78-FLUORING	78-300... 78-300
79-FLUORING	79-FLUORING	79-300... 79-300
80-FLUORING	80-FLUORING	80-300... 80-300
81-FLUORING	81-FLUORING	81-300... 81-300
82-FLUORING	82-FLUORING	82-300... 82-300
83-FLUORING	83-FLUORING	83-300... 83-300
84-FLUORING	84-FLUORING	84-300... 84-300
85-FLUORING	85-FLUORING	85-300... 85-300
86-FLUORING	86-FLUORING	86-300... 86-300
87-FLUORING	87-FLUORING	87-300... 87-300
88-FLUORING	88-FLUORING	88-300... 88-300
89-FLUORING	89-FLUORING	89-300... 89-300
90-FLUORING	90-FLUORING	90-300... 90-300
91-FLUORING	91-FLUORING	91-300... 91-300
92-FLUORING	92-FLUORING	92-300... 92-300
93-FLUORING	93-FLUORING	93-300... 93-300
94-FLUORING	94-FLUORING	94-300... 94-300
95-FLUORING	95-FLUORING	95-300... 95-300
96-FLUORING	96-FLUORING	96-300... 96-300
97-FLUORING	97-FLUORING	97-300... 97-300
98-FLUORING	98-FLUORING	98-300... 98-300
99-FLUORING	99-FLUORING	99-300... 99-300
100-FLUORING	100-FLUORING	100-300... 100-300

SWECOMEX, SA.

DECANTED OIL-FRESH FEED EXCHANGES

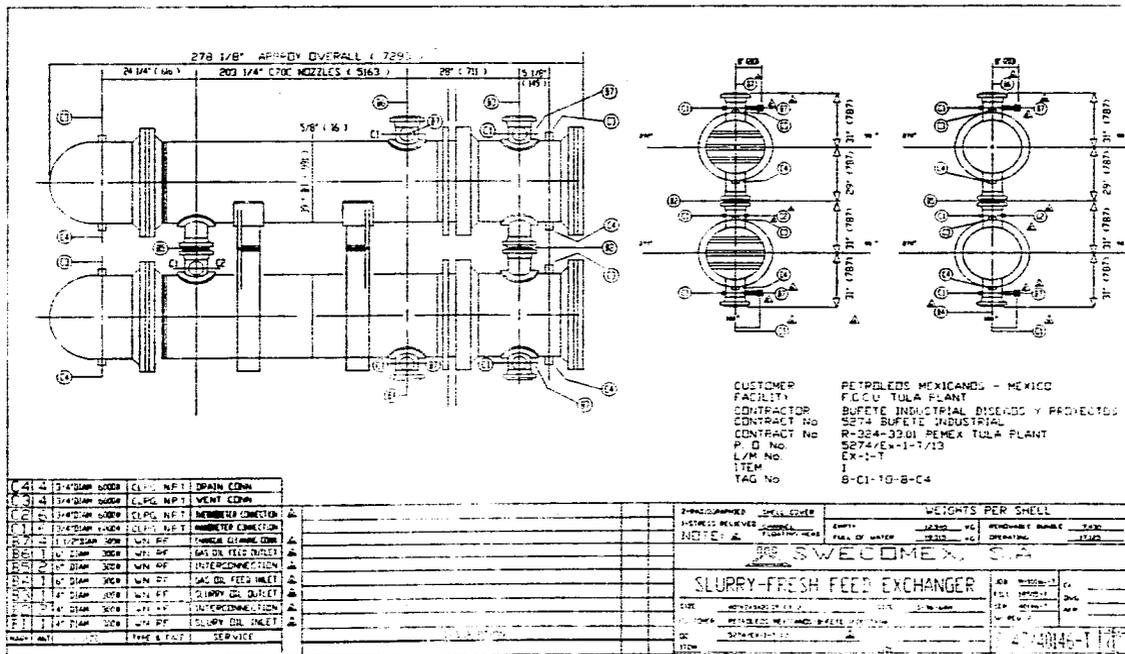
SIZE: 24" X 24" X 24" PRESS: TYPE 1-310-6000

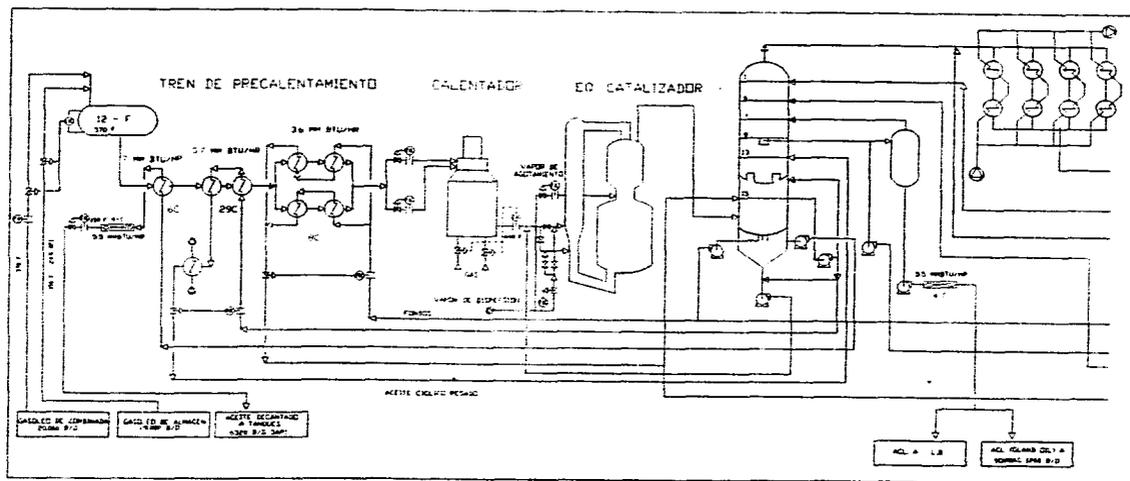
CC: TULA

ITEM: 6C

5-186 / 4045-71







---

## LIBROS



### BIBLIOGRAFIA

Kern D. Q. "Transferencia de Calor"  
Editorial CECSA  
México, 1990.

Anaya D. A. "Análisis de los criterios de selección de los factores de incrustación o ensuciamiento en el diseño de cambiadores de calor"  
Revista del Instituto Mexicano del Petróleo  
Enero - Marzo 1989

E Casado. "Model Optimizes Exchanger Cleaning"  
Hydrocarbon Processing  
Agosto 1990.

HTFS Heat Transfer and Fluid Flow Service  
National Engineering Laboratory  
Inglad August 1982

Norman Elpstein "Fouling of Heat Exchanger"  
Taborek -Heat Exchangers-  
Emisphere

A. Lambourm "Fouling in Oil Preheat Trains"  
Taborek -Heat Exchangers-  
Emisphere

Jonh J. McKetta "Heat Tranfer Desing Methods"  
Marcel Dekker Inc.  
1992

James G. "Fouling of Heat Exchangers: Are We Solving the Problem"  
CEP February 1984.

Fryer P. "A Direct Simulation Procedure for Chemical Reaction Fouling In Heat Exchangers"  
The Chemical Engineering Journal. 1985

Taborek J. "The major Unresolved Problem in Heat Exchangers"  
Chemical Engineering Progress  
Vol 68 1972

Walker R. "Effect of Roghness on Heat Transfer"  
The Chemical Engineer  
March 1973