

**Universidad Nacional de Ingeniería**  
**Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera**



**Modelo para la optimización económica del  
funcionamiento de Intercambiadores de  
calor bajo condiciones de ensuciamiento**

**T E S I S**

**para optar el Título Profesional de  
INGENIERO QUIMICO**

**Armando Edilberto Casado Márquez**

**LIMA — PERU 1989**

A la memoria de mis tíos  
Corina y Manuel

A mis padres

## RECONOCIMIENTOS

- Al Ing. Luis Dancuart K., por la confianza en mí depositada y por la oportunidad y el apoyo brindado para el logro de este trabajo.
- Al Ing. Raúl Wong Ch., por brindarme sus consejos, sus conocimientos y su experiencia en cada detalle de esta investigación.
- Al Ing. Mario Rojas D. y a la Ing. Eugenia Médico B., por las facilidades brindadas y por su preocupación en el logro de esta meta.
- Y, en forma muy particular, a mis amigos los Ings. Guiliana Yong W. e Iván Orrego J., quienes supieron apoyarme al contribuir que este trabajo sea convertido de lo virtual a lo real.

A todos ellos, y a los que me dieron su estímulo sincero y desinteresado, quiero decirles solamente: Gracias, por su amistad y su confianza en el esfuerzo aquí plasmado.

# INDICE

- a. INTRODUCCION.
- b. RESUMEN.
- c. CONCLUSIONES.
  - c.1.0. SOBRE EL COMPORTAMIENTO DEL ENSUCIAMIENTO.
  - c.2.0. SOBRE EL MODELO PARA EL ENSUCIAMIENTO Y LOS RESULTADOS DE REGRESION.
  - c.3.0. SOBRE LA OPTIMIZACION.
    - 1. Minimización de costos.
    - 2. Maximización de la carga térmica recuperada.
- d. RECOMENDACIONES.

## Primera Parte: FUNDAMENTOS TEORICOS

### Capítulo 1 INTERCAMBIADORES DE CALOR DE CORAZA Y TUBOS

- 1.1.0. GENERALIDADES.
- 1.2.0. ALGUNOS ASPECTOS DE CONFIGURACION Y DISEÑO.
  - 1. Diseños de Corazas.
  - 2. Arreglo de los Tubos.
  - 3. Bancos de Tubos Removibles.
  - 4. Bancos de Tubos No Removibles.
    - A. Caja de Prensaestopas.
    - B. Empaquetaduras Externas con Anillo.
  - 5. Banco de Tubos Deslizante.
  - 6. Anillo de Partición Interna.
- 1.3.0. MATERIALES Y COMPONENTES MISCELANEOS.
  - 1. Tubos.
  - 2. Placas Portatubos.
  - 3. Canales y Cubiertas del Cabezal Flotante y los Canales.
  - 4. Corazas y Cubiertas de Corazas.
  - 5. Deflectores y Placas de Soporte.
  - 6. Varillas de Sujeción y Espaciadores.
  - 7. Sellos Longitudinales y Tubos Falsos.
  - 8. Placas de Impacto.

## **Capítulo 2 EL PETROLEO**

- 2.1.0. COMPOSICION.
- 2.2.0. ORIGEN.
- 2.3.0. PROCESOS DE REFINACION.
  - 1. Destilación.
  - 2. Degradación.
  - 3. Reconfiguración y Síntesis.
  - 4. Extracción.
  - 5. Tratamiento Químico.

## **Capítulo 3 EL FENOMENO DE ENSUCIAMIENTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR (FOULING)**

- 3.1.0. GENERALIDADES.
- 3.2.0. CAUSAS Y MECANISMOS.
  - 1. Cristalización de Sales de Solubilidad Inversa.
  - 2. Sedimentación.
  - 3. Reacción Química y Polimerización.
  - 4. Coquificación.
  - 5. Crecimiento de Material Orgánico.
  - 6. Corrosión.
- 3.3.0. FACTORES QUE AFECTAN EL DESARROLLO DEL ENSUCIAMIENTO.
  - 1. Procesos de Transferencia de Calor.
  - 2. Variables de Operación.
  - 3. Material y Estructura de las Superficies.
  - 4. Geometría del Equipo y Patrones de Flujo.
- 3.4.0. COMENTARIOS FINALES.

## **Capítulo 4 MODELOS PREDICTIVOS PARA EL ENSUCIAMIENTO**

- 4.1.0. LA ECUACION FUNDAMENTAL DE BALANCE DE MATERIA.
- 4.2.0. FACTORES QUE CONTROLAN EL ENSUCIAMIENTO.
  - 1. Factores Controlados por la Deposición.
  - 2. Factores Controlados por la Remoción.
- 4.3.0. ALGUNOS MODELOS POSTULADOS.
  - 1. Modelo de Kern - Seaton.
  - 2. Modelo de Watkinson - Epstein.
  - 3. Modelo de Reitzer.
  - 4. Modelo de Beal.
  - 5. Modelo Preliminar de HTRI.

#### 4.4.0. COMENTARIOS FINALES.

### Capítulo 5 TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCION: ECUACIONES PARA EL DISEÑO Y EVALUACION DE INTERCAMBIADORES

#### 5.1.0. INTRODUCCION.

#### 5.2.0. LA ECUACION DE ENERGIA.

#### 5.3.0. COEFICIENTE DE TRANSMISION DE CALOR.

#### 5.4.0. REGIMENES DE FLUJO PARA CONVECCION LIBRE Y FORZADA.

#### 5.5.0. PRINCIPALES CORRELACIONES APLICABLES A INTERCAMBIADORES DE CALOR.

1. Correlaciones Para el Lado de los Tubos.
  - A. Convección Forzada.
  - B. Convección Combinada.
  - C. Transferencia de Calor en Tubos Asperos.
2. Correlaciones Para el Lado de los Coraza.
  - A. Principales Parámetros Geométricos en un Intercambiador de Calor - Lado de la Coraza.
  - B. Clasificación de los Métodos de Estimación.
  - C. Principales Métodos de Estimación.

#### 5.6.0. PROBLEMAS Y LIMITACIONES EN LOS METODOS PARA PREDECIR LA TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCION - TENDENCIAS FUTURAS.

### Capítulo 6 PROPIEDADES DEL PETROLEO Y SUS FRACCIONES: SU MEDICION Y ESTIMACION

#### 6.1.0. INTRODUCCION.

#### 6.2.0. PROPIEDADES DETERMINADAS MEDIANTE ANALISIS DE LABORATORIO.

1. Peso Especifico y Densidad API.
2. Destilación ASTM.
3. Viscosidad.
4. Contenido de Sales.
5. Contenido de Agua y Sedimentos.

- 6.3.0. CARACTERIZACION DE HIDROCARBUROS.
  - 1. El Factor de Caracterización de Watson.
  - 2. Otros Factores de Caracterización.
  
- 6.4.0. PRINCIPALES CORRELACIONES PARA LA EVALUACION DE PROPIEDADES DE HIDROCARBUROS.
  - 1. Propiedades Termodinámicas.
    - A. Entalpía.
    - B. Capacidad Calorífica.
    - C. Temperatura Crítica.
    - D. Factor de Expansibilidad Térmica.
  - 2. Propiedades Físicas.
    - A. Gravedad Específica Como Función de la Temperatura.
    - B. Peso Molecular.
  - 3. Propiedades de Transporte.
    - A. Conductividad Térmica.
    - B. Viscosidad.
  
- 6.5.0. EL FACTOR CALORICO DE COLBURN.
  
- 6.6.0. PROBLEMAS Y LIMITACIONES EN LOS METODOS PARA PREDECIR PROPIEDADES DEL PETROLEO Y SUS FRACCIONES - TENDENCIAS FUTURAS.

## **Capítulo 7**

### **REFINERIA LA PAMPILLA**

- 7.1.0. ANTECEDENTES.
  
- 7.2.0. INSTALACIONES Y PRODUCTOS.
  
- 7.3.0. BREVE DESCRIPCION DE LAS INSTALACIONES Y PROCESOS.
  - 1. Líneas Submarinas.
  - 2. Tanques de Crudo.
  - 3. Unidades de Destilación Primaria (UDP).
  - 4. Unidad de Destilación al Vacío.
  - 5. Unidad de Craqueo Catalítico Fluido.
  - 6. Unidad de Recuperación de Gases.
  - 7. Unidades Merox.
  - 8. Unidad de Desulfuración y Reformado Catalítico.
  - 9. Unidad de Servicios Industriales.
  - 10. Almacenamiento y Movimiento de Productos.
  - 11. Planta de Ventas.

## Segunda Parte: CORRELACION Y OPTIMIZACION

### Capitulo 8

#### INTRODUCCION AL ESTUDIO DEL ENSUCIAMIENTO EN LOS INTERCAMBIADORES DE REFINERIA LA PAMPILLA

- 8.1.0. UBICACION.
- 8.2.0. CARACTERISTICAS DEL CRUDO Y DE LOS PRODUCTOS.
- 8.3.0. DESCRIPCION DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO.
- 8.4.0. ASUNCIONES GENERALES.
  - 1. Acerca de los Datos Recopilados.
  - 2. Efecto de la Presión en los Circuitos.
    - A. Entalpía y Capacidad Calorífica.
    - B. Gravedad Específica.
    - C. Conductividad Térmica.
    - D. Viscosidad.
- 8.5.0. PROBLEMAS ENCONTRADOS.
  - 1. Eliminación de Datos Erróneos.
  - 2. Determinación de la Viscosidad en Función de la Temperatura.
    - A. Método Para el Kerósene.
    - B. Método Para el Crudo.
    - C. Método Para Otros Productos (Diesel, AGO, Crudo Reducido).
  - 3. Densidad API del Crudo Reducido.
  - 4. Inconsistencia en los Resultados Obtenidos.
- 8.6.0. METODO PARA EL CALCULO DEL ENSUCIAMIENTO.
  - 1. La Efectividad de un Intercambiador de Calor.
  - 2. El Número de Unidades de Transferencia (NUT).
  - 3. Cálculo del Coeficiente Global Actual.
  - 4. Cálculo del Coeficiente Global Limpio.

### Capitulo 9

#### ANALISIS DEL FUNCIONAMIENTO DE LOS INTERCAMBIADORES (PROCESAMIENTO DE DATOS)

- 9.1.0. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS.
- 9.2.0. ANTECEDENTES DE SERVICIO Y MANTENIMIENTO.
- 9.3.0. ESTADO DE LOS INTERCAMBIADORES SEGUN LAS INSPECCIONES REALIZADAS.
- 9.4.0. ANALISIS DE LOS GRAFICOS CON LOS RESULTADOS OBTENIDOS.

9.5.0. ANALISIS ESTADISTICO Y TRATAMIENTO DE LA DESVIACION DEL BALANCE TERMICO.

9.6.0. COMENTARIOS FINALES.

## Capítulo 10 FORMULACION DE LOS MODELOS PARA EL ENSUCIAMIENTO

10.1.0. INTRODUCCION.

10.2.0. PREPARACION DE LOS DATOS:

10.3.0. DETERMINACION DE LOS MODELOS.

1. Generalidades.
2. Formas Funcionales.

10.4.0. COMENTARIOS ACERCA DE LOS RESULTADOS DE REGRESION.

## Capítulo 11 FORMULACION DEL MODELO DE OPTIMIZACION

11.1.0. INTRODUCCION.

11.2.0. COSTOS DEBIDO AL ENSUCIAMIENTO.

1. Costo del Combustible Consumido Adicionalmente en el Horno de Calentamiento de Crudo, por Pérdida de Eficiencia del Intercambiador ( $C_{11}$ ).
2. Costo del Vapor de Atomización Para el Combustible Líquido, Requerido Adicionalmente por Aumento del Consumo ( $C_{12}$ ).
3. Costo de la Potencia Adicional Para el Bombeo, por Incremento de la Caída de Presión ( $C_{13}$ ).
4. Costo del Aditivo Antiensuciante ( $CP_{14}$ ).
5. Costo de Limpieza ( $C_{15}$ ).
6. Costo del Combustible Empleado en el Horno Para Suplir al Intercambiador Durante su Limpieza ( $C_{16}$ ).
7. Otros Costos ( $C_{17}$ ).

11.3.0. CALCULO DEL PERIODO DE OPERACION OPTIMO PARA UN INTERCAMBIADOR.

1. Según el Criterio de Minimización de Costos por Ciclo de Funcionamiento.
  - A. Características de la Función de Costos ( $C_{17}/H$ ) y Condiciones Para que Exista el Optimo.
2. Según el Criterio de Maximización de la Carga Térmica Total Recuperada en el Intercambiador.
  - A. Características de la Función de Carga Térmica Total Recuperada ( $Q_{17}/H$ ) y Condiciones Para que Exista el Optimo.

11.4.0. EJEMPLOS DE EVALUACIONES ECONOMICAS.

11.5.0. COMENTARIOS ACERCA DE LOS EJEMPLOS PRESENTADOS.

BIBLIOGRAFIA.

## APENDICES

- A. DICCIONARIO DE SIMBOLOS.
- B. CORRELACION PARA EL FACTOR CALORICO DE COLBURN.
- C. CORRELACION PARA LA VISCOSIDAD DEL KEROSENE.
- D. CORRELACION PARA LA VISCOSIDAD DEL CRUDO.
- E. CORRELACIONES PARA EL FACTOR KUOP DE LOS PRODUCTOS DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA II.
- F. CORRELACION PARA LOS REGIMENES DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCION.
- G. CORRELACION PARA LA CONSTANTE B DEL MODELO DE VISCOSIDAD EN FUNCION DE LA TEMPERATURA (ASTM D341).
- H. CONCEPTOS ESTADISTICOS.
  - H.1.0. LA PRUEBA DE NALIMOV.
  - H.2.0. LA DISTRIBUCION NORMAL.
  - H.3.0. EL METODO DE LOS PROMEDIOS MOVILES.
  - H.4.0. LOS ERRORES Y SU CLASIFICACION.
  - H.5.0. EL METODO DE INGELS PARA AJUSTE DE DATOS.
- I. CALCULOS MISCELANEOS.
  - I.1.0. COSTO DE LIMPIEZA DE INTERCAMBIADORES.
  - I.2.0. CÔSTO DEL ADITIVO ANTIENSUCIANTE.

- I.3.0. CARGA TERMICA SUPLIDA POR EL HORNO DURANTE LA LIMPIEZA.
- J. FUNCIONES DE COSTOS Y DE CARGA TERMICA RECUPERADA: DEDUCCION, ANALISIS Y OPTIMIZACION.
  - J.1.0. FUNCION DE COSTOS.
    - 1. Análisis.
    - 2. Deducción de la Función de Optimización.
    - 3. Análisis de la Función de Optimización F.
  - J.2.0. FUNCION DE CARGA TERMICA RECUPERADA.
    - 1. Análisis.
    - 2. Deducción de la Función de Optimización.
    - 3. Análisis de la Función de Optimización G.
  - J.3.0. ALGORITMO PARA EFECTUAR LOS CALCULOS DE OPTIMIZACION.
- K. CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE MATERIALES PARA TUBOS DE INTERCAMBIADORES.
- L. INTCALC - Programa de Evaluación de Intercambiadores.
  - L.1.0. GENERALIDADES.
  - L.2.0. CARACTERISTICAS.
  - L.3.0. DATOS REQUERIDOS.
  - L.4.0. METODO DE SOLUCION Y ALGORITMO DE EJECUCION.
  - L.5.0. RESULTADOS PROPORCIONADOS.
- M. EQUIVALENCIA ENTRE LOS MODELOS CONTINUO Y EL DE DIFERENCIAS FINITAS PARA EL ENSUCIAMIENTO.
- N. PROPIEDADES DE LOS COMBUSTIBLES PARA HORNOS DE REFINERIA.
  - N.1.0. ACEITE COMBUSTIBLE.
  - N.2.0. GAS COMBUSTIBLE.
  - N.3.0. EJEMPLO DE CALCULO DE LA PROPORCION:  
ACEITE COMBUSTIBLE/(ACEITE + GAS COMBUSTIBLE).

## INDICE DE ILUSTRACIONES

### Conclusiones.

- 001. Causas del aumento de los costos por ensuciamiento (referidos a la curva óptima).
- 002. Situación recomendada para la aplicación del criterio de maximización de la energía térmica recuperada.

### Recomendaciones.

\* Refinería La Pampilla Unidad de Destilación Primaria II. Período: Mayo 1986 - Febrero 1987:

- 003. Tendencia de la densidad API del crudo.
- 004. Sales en el crudo antes del desalador 211D1.

### Capítulo 01.

- 005. Tipos TEMA para intercambiadores de coraza y tubo.
- 006. Arreglos comunes para tubos de intercambiadores.
- 007. Intercambiador tipo CFU.
- 008. Intercambiador tipo BEM.
- 009. Intercambiador tipo AEP.
- 010. Intercambiador tipo AJW.
- 011. Intercambiador tipo AKT.
- 012. Intercambiador tipo AES.
- 013. Deflectores para intercambiadores de coraza y tubos.

### Capítulo 02.

- 014. Diagrama de flujo para una refinería.
- 015. Procesos de degradación de crudos pesados y residuales.

### Capítulo 03.

- 016. Curvas concentración - temperatura para sales de solubilidad directa e inversa.
- 017. Distribución de flujos en un intercambiador de coraza y tubos.

### Capítulo 04.

- 018. Curvas resistencia por ensuciamiento - tiempo.
- 019. Curvas resistencia por ensuciamiento - tiempo con "periodo de inducción" presente.
- 020. Perfil de concentraciones según el Modelo de Beal.

## Capítulo 05.

- 021. Regímenes de convección en tubos horizontales.
- 022. Convección forzada en régimen laminar dentro de tubos, a bajos Números de Graetz.
- 023. Factor de Colburn para transferencia de calor dentro de tubos.
- 024. Patrones de flujo en intercambiadores de coraza y tubos.
  - \* Parámetros geométricos y corrientes existentes en un intercambiador de calor por el lado de la coraza (sección transversal):
    - 025. Esquema 1.
    - 026. Esquema 2.
  - \* Parámetros geométricos y corrientes existentes en un intercambiador de calor por el lado de la coraza (sección longitudinal):
    - 027. Esquema 1.
    - 028. Esquema 2.
- 029. Modelo esquemático de los flujos y resistencias por el lado de la coraza, a través de un espacio entre deflectores.
- 030. Factor de Colburn para transferencia de calor por el lado de la coraza, con deflectores de 25% de corte (Método de Kern).
- 031. Factor de fricción y factor de Colburn para el banco de tubos ideal (arreglo triangular).
- 032. Factor de fricción y factor de Colburn para el banco de tubos ideal (arreglo cuadrado invertido).
- 033. Factor de fricción y factor de Colburn para el banco de tubos ideal (arreglo cuadrado).
- 034. Factor de corrección por efecto de la ventana del deflector ( $J_w$ ).
- 035. Claro diametral coraza - deflector como función del diámetro interno de la coraza.
- 036. Factor de corrección por efecto de las fugas a través de los deflectores ( $J_f$ ).
- 037. Factor de corrección por efecto del flujo por el contorno del banco de tubos ( $J_b$ ).
- 038. Factor de corrección por efecto del gradiente de temperatura adverso en flujo laminar ( $J_r$ ).
- 039. Factor de corrección por efecto del espacio no uniforme entre los deflectores a la entrada y la salida ( $J_m$ ).
- 040. Sumas vectoriales de los Números de Reynolds y Grashof para la ecuación 5.68.
- 041. Distorsión del perfil de temperaturas en flujo laminar.

## Capítulo 06.

042. Curva de destilación ASTM D86 para gasolina de 63.9° API (Unidad de Destilación Primaria I Refinería La Pampilla).
043. Correlación entre puntos de ebullición de fracciones de petróleo.
044. Entalpía para fracciones de petróleo.
045. Temperaturas críticas para mezclas de hidrocarburos.
046. Curvas gravedad específica temperatura para fracciones de petróleo.
047. Correlación densidad temperatura para fracciones de petróleo líquidas (rango de baja densidad).
048. Correlación densidad temperatura para fracciones de petróleo líquidas (rango de alta densidad).
049. Pesos moleculares para fracciones de petróleo.
050. Conductividades térmicas para hidrocarburos líquidos.
051. Viscosidades de fracciones de petróleo a presión atmosférica.
052. Factor calórico de Colburn.
053. Distribución de pesos moleculares en diversas fracciones de petróleo.
054. Espectros de masas para diversas fracciones de petróleo.

## Capítulo 08.

055. Diagrama de la Unidad de Destilación Primaria II - Refinería La Pampilla.
056. Corrección para la densidad de fracciones de petróleo líquidas, por efecto de la presión.
057. Efecto isotérmico de la presión sobre la viscosidad de hidrocarburos líquidos a bajas temperaturas reducidas.
058. Intercambiador 211E3 A/B/C: Patrón de puntos para valores de ensuciamiento calculado.
059. Intercambiador 211E3 A/B/C: Promedios móviles sobre 10 puntos para valores de ensuciamiento calculado.
060. Intercambiador 211E3 A/B/C: Valores corregidos de ensuciamiento.
061. Perfil de temperaturas en un intercambiador de doble tubo con flujos en contracorriente.

## Capítulo 09.

\* Gráficas resistencia por ensuciamiento (corregido) vs. tiempo:

• Intercambiador 211E1:

062. Período: 02/05 - 31/07, 1986.

063. Período: 21/07 - 31/10, 1986.

• Intercambiador 211E3 A/B/C:

064. Período: 02/05 - 31/07, 1986.

065. Período: 21/07 - 31/10, 1986.

066. Período: 21/10 - 23/11, 1986.

• Intercambiador 211E7:

067. Período: 02/05 - 31/07, 1986.

068. Período: 21/07 - 31/10, 1986.

069. Período: 21/10 - 31/12, 1986.

• Intercambiador 211E9 A/B/C:

070. Período: 02/05 - 31/07, 1986.

071. Período: 21/07 - 31/10, 1986.

\* Distribución de frecuencias de las desviaciones del balance térmico:

072. Intercambiador 211E1.

073. Intercambiador 211E3 A/B/C.

074. Intercambiador 211E7.

075. Intercambiador 211E9 A/B/C.

## Capítulo 11.

076. Esquema simplificado de los elementos que intervienen en la caída de presión en el circuito de crudo.

077. Reducción del ensuciamiento en función de la concentración de antiensuciante (curva ejemplo).

078. Configuraciones que puede adoptar la función de costos ( $C_T/H$ ).

079. Configuraciones que puede adoptar la función de carga térmica recuperada ( $Q_{tr}/H$ ).

080. Incidencia del fenómeno de ensuciamiento en los costos de operación y mantenimiento de una refinería.

## Capítulo 11 (continuación).

\* Pérdidas económicas por ensuciamiento (en US\$/día), según el caso base indicado en la tabla respectiva y variando la variable indicada.

• Intercambiador 211E1 (Ciclo de funcionamiento: 103 días):

081. Variando el flujo de crudo.
082. Variando el flujo de kerosene.
083. Variando la temperatura de entrada del crudo.
084. Variando la temperatura de entrada del kerosene.
085. Variando la densidad API del crudo.
086. Variando la densidad API del kerosene.
087. Variando el contenido de sales en el crudo.
088. Variando el contenido de agua y sedimentos en el crudo.
089. Variación de las pérdidas por ensuciamiento vs. la duración de un ciclo (en días) sin considerar limpieza.
090. Distribución porcentual de las pérdidas económicas por ensuciamiento según el caso base.

• Intercambiador 211E3 A/B/C (Ciclo de funcionamiento: 106 días):

091. Variando el flujo de crudo.
092. Variando el flujo de crudo reducido.
093. Variando la temperatura de entrada del crudo.
094. Variando la temperatura de entrada del crudo reducido.
095. Variando la densidad API del crudo.
096. Variando la densidad API del crudo reducido.
097. Variando el contenido de sales en el crudo.
098. Variando el contenido de agua y sedimentos en el crudo.
099. Variación de las pérdidas por ensuciamiento vs. la duración de un ciclo (en días) sin considerar limpieza.
100. Distribución porcentual de las pérdidas económicas por ensuciamiento según el caso base.

• Intercambiador 211E9 A/B/C (Ciclo de funcionamiento: 106 días):

101. Variando el flujo de crudo.
102. Variando el flujo de crudo reducido.
103. Variando la temperatura de entrada del crudo.
104. Variando la temperatura de entrada del crudo reducido.
105. Variando la densidad API del crudo.
106. Variando la densidad API del crudo reducido.
107. Variando el contenido de sales en el crudo.
108. Variando el contenido de agua y sedimentos en el crudo.

## Capítulo 11 (continuación).

109. Variación de las pérdidas por ensuciamiento vs. la duración de un ciclo (en días) sin considerar limpieza.
110. Distribución porcentual de las pérdidas económicas por ensuciamiento según el caso base.

## Apéndice B.

111. Correlación:  $\log(K_{cs}) = f(\text{API})$  Modelo para el parámetro  $A_{cs}$ .
112. Correlación:  $\log(K_{cs}) = f(\text{API})$  Modelo para el parámetro  $A_{1s}$ .
113. Correlación:  $\log(K_{cs}) = f(\text{API})$  Modelo para el parámetro  $A_{2s}$ .

## Apéndice D.

114. Viscosidad a 100° F del Crudo Loreto y Selva descargado en Refinería La Pampilla Período: Abril 1986 / Noviembre 1987.

## Apéndice E.

115. MeABP de productos de la Unidad de Destilación Primaria II - Refinería La Pampilla.

## Apéndice F.

116. Correlación para los subregímenes de convección natural y forzada en tubos horizontales.

## Apéndice G.

117. Correlación: Constante A (ASTM D341) - gravedad específica.
118. Correlación: Constante B (ASTM D341) - gravedad específica.

## Apéndice H.

119. Nomograma para la Prueba de Nalimov.
120. Distribución normal.
121. Ejemplo de promedios móviles para 50 puntos.
122. Papel de escalas probabilísticas.

## Apéndice J.

123. Interpretación geométrica de

$$A^* = \lim_{\theta \rightarrow \infty} \left( \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta - \epsilon_n(\theta) \cdot \theta \right)$$

- 124. Formas funcionales de los costos por ensuciamiento y su ecuación de optimización.
- 125. Formas funcionales de la carga térmica recuperada y su ecuación de optimización.
- 126. Diagramas de flujo estructurados para optimización.

## Apéndice L.

- 127. Pantalla de presentación del programa INTCALC.
- 128. Base de datos del programa INTCALC.
- 129. Pantalla de ingreso de datos.
- 130. Diagrama de flujo estructurado del programa INTCALC.
- 131. Un ejemplo del lenguaje de macros para 1-2-3<sup>(FR)</sup>.
- 132. Pantalla para la selección de las variables y la corrección del balance térmico.
- 133. Pantalla de resultados.

## Apéndice N.

- 134. Calores de combustión de aceites combustibles.

# INDICE DE TABLAS Y CUADROS

## Capítulo 02.

- 001. Principales compuestos presentes en el petróleo y sus derivados.

## Capítulo 05.

- 002. Comparación entre la convección libre y forzada en sistemas no isotérmicos.
- 003. Principales números adimensionales aplicables a transferencia de calor por convección.
- 004. Constantes correlacionales para  $j_1$  (ecuaciones 5.43 y 5.44).

## Capítulo 08.

- 005. Características de los cortes de petróleo obtenidos en la Unidad de Destilación Primaria II.
- 006. Ecuaciones seleccionadas para el estudio del ensuciamiento.
- 007. Balance de materia típico para la Unidad de Destilación Primaria II.

## Capítulo 09.

- 008. Parámetros geométricos de intercambiadores: Unidad de Destilación Primaria 2 - Refinería La Pampilla.
- 009. Números de Reynolds y diferencias de temperatura en intercambiadores.

\* Datos de entrada y resultados obtenidos en la evaluación del ensuciamiento (ejemplos).

- 010. Intercambiador 211E1.
- 011. Intercambiador 211E3 A/B/C.
- 012. Intercambiador 211E7.
- 013. Intercambiador 211E9 A/B/C.

## Capítulo 10.

- 014. Formas funcionales para los argumentos considerados en el modelo para el ensuciamiento.
- 015. Tendencia de la constante B del modelo para el ensuciamiento.
- 016. Significado de los signos de algunos de los coeficientes obtenidos para la regresión del modelo.

## Capítulo 10 (continuación).

- \* Datos depurados para la determinación de los modelos.
  - 017. Intercambiador 211E1.
  - 018. Intercambiador 211E3 A/B/C.
  - 019. Intercambiador 211E7.
  - 020. Intercambiador 211E9 A/B/C.
  
- \* Resultados de regresión para el modelo:  
 $R_r = R_r^* - R' \cdot \exp(-B \cdot \theta)$ .
  - 021. Intercambiador 211E1.
  - 022. Intercambiador 211E3 A/B/C.
  - 023. Intercambiador 211E7.
  - 024. Intercambiador 211E9 A/B/C.

## Capítulo 11.

- \* Ejemplos de simulaciones y evaluaciones económicas.
  - 025. Parámetros a mantenerse constantes para todos los intercambiadores.
  - 026. Parámetros a mantenerse constantes para cada intercambiador.
  
- \* Simulación de la operación (según el caso base).
  - Intercambiador 211E1 (Ciclo de funcionamiento: 103 días):
    - 027. Parámetros del caso base.
    - 028. Variando el flujo de crudo.
    - 029. Variando el flujo de kerosene.
    - 030. Variando la temperatura de entrada del crudo.
    - 031. Variando la temperatura de entrada del kerosene.
    - 032. Variando la densidad API del crudo.
    - 033. Variando la densidad API del kerosene.
    - 034. Variando el contenido de sales en el crudo.
    - 035. Variando el contenido de agua y sedimentos en el crudo.
    - 036. Variación de las pérdidas por ensuciamiento vs. la duración de un ciclo (en días) sin considerar limpieza.
  
  - Intercambiador 211E3 A/B/C (Ciclo de funcionamiento: 106 días):
    - 037. Parámetros del caso base.
    - 038. Variando el flujo de crudo.
    - 039. Variando el flujo de crudo reducido.
    - 040. Variando la temperatura de entrada del crudo.
    - 041. Variando la temperatura de entrada del crudo reducido.
    - 042. Variando la densidad API del crudo.
    - 043. Variando la densidad API del crudo reducido.

## Capítulo 11 (Continuación).

- 044. Variando el contenido de sales en el crudo.
- 045. Variando el contenido de agua y sedimentos en el crudo.
- 046. Variación de las pérdidas por ensuciamiento vs. la duración de un ciclo (en días) sin considerar limpieza.
  - Intercambiador 211E9 A/B/C (Ciclo de funcionamiento: 106 días):
- 047. Parámetros del caso base.
- 048. Variando el flujo de crudo.
- 049. Variando el flujo de crudo reducido.
- 050. Variando la temperatura de entrada del crudo.
- 051. Variando la temperatura de entrada del crudo reducido.
- 052. Variando la densidad API del crudo.
- 053. Variando la densidad API del crudo reducido.
- 054. Variando el contenido de sales en el crudo.
- 055. Variando el contenido de agua y sedimentos en el crudo.
- 056. Variación de las pérdidas por ensuciamiento vs. la duración de un ciclo (en días) sin considerar limpieza.

## Apéndice B.

- 057. Valores de  $K_{cc}$ .
- 058. Valores de las constantes A como función de la diferencia de temperaturas (Ajuste al modelo:  $\log(K_{cc}) = A_0 + A_1 \cdot (\text{API}) + A_2 \cdot (\text{API})^2$ ).
- 059. Valores de las constantes  $b(i,j)$  para los modelos B.2, B.3, B.4. (ajuste a los modelos:  $A_1 = f(\text{DT}, b(i,j))$ ;  $j = 0, 1, 2, 3$ ).

## Apéndice C.

- 060. Valores del factor  $K_{cc}$  en función de la densidad API y la viscosidad @ 100° F, según la Fig. 051.
- 061. Valores de las constantes A para la ecuación C.1.

## Apéndice D.

- 062. Viscosidades a 100° F (en centistokes) del Crudo Loreto y Selva descargado en Refinería La Pampilla.

## Apéndice E.

- 063. MeABP de productos de la Unidad de Destilación Primaria II - Refinería La Pampilla.

**Apéndice F.**

064. Valores limite del Número de Reynolds para los regimenes de convección en tubos horizontales.

**Apéndice G.**

065. Constantes A y B (según el método ASTM D341) para petróleos y sus productos, procesados en Refinería La Pampilla.

**Apéndice K.**

066. Conductivades térmicas de materiales comunmente empleados en la fabricación de tubos para intercambiadores de calor.

**Apéndice N.**

067. Constantes para el cálculo de la gravedad específica del gas combustible (a 60° F y 14.73 psia).

## INTRODUCCION

La conservación de la energía en los procesos industriales ha cobrado gran importancia en los últimos años, debido principalmente a los costos de generación de la misma y a la escasez cada vez más creciente de recursos energéticos. A causa de esto, todas las plantas de procesos están siendo diseñadas o modificadas para optimizar la utilización de la energía en sus muy diversas formas. Una de éstas, la energía calorífica, es la que más se busca aprovechar al máximo; por esta razón, su recuperación a partir de las corrientes con un alto contenido térmico a sido objeto de detallados estudios y desde diversos puntos de vista, con el objeto de lograr la óptima utilización de ésta. Un ejemplo notable de este hecho lo encontramos en los trenes de precalentamiento de petróleo crudo en una refinería, que constituyen sistemas integrados por un número diverso de intercambiadores de calor.

Todos estos intercambiadores, y en general cualquiera que sea empleado en un proceso específico, son diseñados para obtener una máxima eficiencia en la recuperación del calor. Sin embargo, dicha eficiencia decae conforme transcurre el período de operación de dichos equipos, debido fundamentalmente al fenómeno de ensuciamiento ("fouling"), que se produce por la deposición de sustancias indeseables sobre las superficies de transferencia de calor. Dichos depósitos, cuya formación se atribuye a diversas causas, ofrecen una resistencia a la transmisión del calor que se vuelve considerable dentro de un cierto lapso, afectando el rendimiento del intercambiador e incrementando los costos operativos para un determinado proceso. Estos costos incluyen el mayor consumo en servicios (agua, vapor, combustible) para el calentamiento o enfriamiento de corrientes, mayor potencia para el bombeo de los fluidos por incremento de la caída de presión, etc.

Como consecuencia de estos depósitos, todo intercambiador es sometido a limpieza pasado un cierto tiempo, de modo que vuelva a operar en condiciones satisfactorias. Sin embargo, dicho período entre los trabajos de mantenimiento es irregular, o en el mejor de los casos se tiene en cuenta las experiencias pasadas, y en ninguna de estas dos situaciones su programación obedece a formulación alguna, ya que se desconoce la evolución de la eficiencia del equipo y porque además no se efectúa una adecuada evaluación económica respecto a la conveniencia o no de proceder a la limpieza al cabo de dicho lapso. Los costos aquí involucrados son los derivados de la parada de la unidad de procesos afectada (en el caso de que el intercambiador no posea sobrepasos)

o de la operación a capacidad reducida, de la pérdida de calentamiento y/o enfriamiento durante el período de limpieza, los requerimientos de materiales, mano de obra, etc.

Una situación tal como la descrita es la que hoy en día se presenta en Refinería La Pampilla, operada por Petróleos del Perú S.A., y es éste el motivo por el cual ha surgido la necesidad de analizar los aspectos económicos del ensuciamiento en intercambiadores de calor, bajo las condiciones de servicio y las operaciones de mantenimiento a las que se ven sometidos. Así, el principal objetivo del presente trabajo es establecer un modelo de optimización que permita:

1. Disponer de una herramienta teórico - estadística para controlar y mejorar la operación de un intercambiador en particular o de todo un tren de los mismos, con las consiguientes economías en servicios y energía.
2. Tener los medios para estimar un período óptimo o permisible de operación (según consideraciones económicas y de seguridad) para un intercambiador, al cabo del cual sería sometido a limpieza.

Finalmente, este trabajo constituye una aplicación de técnicas matemáticas y estadísticas para los fines expuestos, y de ningún modo un estudio riguroso sobre el fenómeno de ensuciamiento, lo cual requiere un tratamiento más especializado.

## RESUMEN

La presente investigación se presenta en 11 capítulos, divididos en dos partes para una mejor exposición.

**La primera parte**, que comprende los capítulos 1 al 7 inclusive, trata principalmente de diversos aspectos teóricos sobre los cuales está fundamentada la investigación. En el Capítulo 1 se tratan aspectos generales sobre los intercambiadores de calor de coraza y tubos: normas y diseños, partes y dispositivos mecánicos, etc. Asimismo, en el Capítulo 2 se hacen referencias generales sobre el petróleo, fluido sobre el cual se ha llevado a cabo este estudio, y comprende generalidades sobre su composición, origen y los procesos de refinación diseñados para su aprovechamiento. Los Capítulos 3 y 4 contienen los principales aspectos teóricos sobre el fenómeno del ensuciamiento: sus causas, sus mecanismos más probables y la influencia de diversos factores en la evolución del mismo, junto con los progresos logrados hasta el día de hoy en la búsqueda de un modelo que permita explicar los procesos de ensuciamiento.

Por otro lado, el Capítulo 5 hace mención de los fundamentos básicos de la transferencia de calor por convección y de las principales ecuaciones para la predicción de los coeficientes peliculares ( $h$ ), y el Capítulo 6 trata sobre la predicción de propiedades del petróleo y sus fracciones, aspecto básico para la estimación de la convección térmica. Finalmente, el Capítulo 7 presenta referencias generales de Refinería La Pampilla, unidad operativa en donde fue realizado este estudio, haciéndose una reseña histórica de la misma y una descripción de sus instalaciones.

**La segunda parte** comprende los capítulos 8 al 11 inclusive, y trata sobre el estudio en sí: datos, resultados, interpretación, correlaciones propuestas y optimización. El Capítulo 8. presenta una introducción previa al estudio del ensuciamiento de los intercambiadores en Refinería La Pampilla: Los equipos seleccionados, las correlaciones escogidas para la estimación de los coeficientes peliculares de transferencia de calor y de las propiedades de los fluidos, los problemas encontrados durante la evaluación de los datos y cómo fueron solucionados, así como el procedimiento seguido para el cálculo del ensuciamiento a través del método del Número de Unidades de Transferencia (NUT). El Capítulo 9 contiene un análisis del funcionamiento de los intercambiadores a partir de los resultados obtenidos. Se presentan tablas y gráficas del ensuciamiento respecto al tiempo, y se plantean algunas hipótesis acerca de las irregularidades observadas. Se

discute también el funcionamiento desde el punto de vista estadístico, basado en el Criterio de la Desviación del Balance Térmico, aplicándose en base a éste una prueba estadística para los datos potencialmente erróneos (ver sección 9.5.0).

En el Capítulo 10 se trata todo lo concerniente a la determinación de una ecuación que permita estimar el ensuciamiento en función del tiempo. Se presentan tablas con los datos ya depurados y listos para su ajuste, indicándose además el modelo sobre el cual se efectuó la correlación, el mismo que es una forma modificada del modelo de Kern - Seaton (ver ecuación 4.9). Finalmente, en el Capítulo 11 se presenta el análisis de optimización como aplicación de las correlaciones establecidas. Se analizan dos criterios: el de minimización de los costos por ensuciamiento (el criterio principal) y el de maximización de la energía térmica recuperada en el intercambiador, habiéndose deducido en cada caso una ecuación de optimización. Cada una de estas presenta características particulares, tales como límites de definición, asíntotas, etc., los cuales se discuten en la sección 11.3. En este capítulo, se presentan además algunos ejemplos de simulación y análisis de sensibilidad de costos, a partir de ciertos casos escogidos denominados "Casos Base".

Al final del presente trabajo se han incluido algunos apéndices, los cuales contienen aspectos complementarios que han servido de apoyo a la investigación efectuada. Entre estos se encuentran: el desarrollo de correlaciones para el Factor Calórico de Colburn, para la viscosidad del kerosene, en función del factor  $K_{COR}$  y de la densidad API, etc.; asimismo, los conceptos y métodos estadísticos empleados, tales como la Prueba de Nalimov, el método de los promedios móviles para el suavizamiento de curvas, etc. Por último, se incluyen diversos cálculos misceláneos, la deducción y el análisis en detalle de las fórmulas para calcular los períodos óptimos de operación y la descripción del programa INTCALC, empleado para simular el funcionamiento de los intercambiadores de calor, entre otros puntos.

## CONCLUSIONES

### SOBRE EL COMPORTAMIENTO DEL ENSUCIAMIENTO.

01. Para los intercambiadores evaluados y bajo las condiciones estudiadas, el ensuciamiento presenta una tendencia asintótica que se verifica, en promedio, al cabo de 180 días de operación ininterrumpida, después de la limpieza de los equipos. Debido a lo fluctuante de las condiciones de operación, es común observar durante los primeros 120 días marcadas irregularidades que posteriormente se van mitigando. Aparentemente, durante este período la capa de depósitos carece de la suficiente consistencia para quedar firmemente adherida a las paredes de los tubos, siendo desprendida por acción del esfuerzo cortante que ejerce el fluido.

### SOBRE EL MODELO PARA EL ENSUCIAMIENTO Y LOS RESULTADOS DE REGRESION.

02. En general, los resultados de regresión nos muestran que el Modelo de Kern - Seaton modificado, utilizado en el presente trabajo, responde aceptablemente al comportamiento del ensuciamiento, pudiéndose mejorar en cuanto a las formas funcionales adoptadas para relacionar cada una de las variables consideradas. Sin embargo, esta mejora estaría condicionada a la disponibilidad de más datos, sobre todo de variables tales como la rugosidad de las superficies, la concentración de otros contaminantes tales como azufre, metales, etc.

03. Los resultados de regresión son también el reflejo de los datos empleados: datos tomados de la misma operación de la planta, que adolecen en diversos casos de inexactitudes por errores en la medición o el registro. Son también el reflejo del método empleado para calcular el ensuciamiento, el cual, si bien tiene su base teórica perfectamente establecida, posee en cambio notables deficiencias en cuanto a la estimación de propiedades y de coeficientes peliculares de transferencia de calor, las cuales se ven acentuadas por la naturaleza indefinida del petróleo y sus derivados. Ha de tenerse en cuenta además que el desarrollo de las correlaciones para calcular coeficientes peliculares ha sido orientada básicamente al diseño de equipos y no a su evaluación, ya que los errores que poseen éstas (del orden de 30% en promedio) son compensados mediante un sobrediseño de

modo que el intercambiador funcione satisfactoriamente. Sin embargo, estas desviaciones suelen reflejarse a través de una evaluación.

04. A partir de las constantes y coeficientes obtenidos, no es posible concluir respecto a las relaciones que pudiesen existir entre el ensuciamiento y la naturaleza de los fluidos y otros parámetros. En cambio, se ha observado una tendencia decreciente de la constante B de la ecuación 10.1 (lo que equivale a un aumento del denominado Tiempo Característico del Modelo; es decir, la magnitud  $1/B$  - ver sección 10.3.1 -) en relación con la posición del intercambiador respecto al circuito de crudo, tal como se muestra en el siguiente cuadro:

Intercambiador	Posición en el Circuito	Valor de B (días <sup>-1</sup> )
211E1	1	2.182570
211E3 A/B/C	3	0.227220
211E7	7	0.058310
211E9 A/B/C	9	0.050000

En principio, se asumió que el valor de B era independiente de variables tales como el flujo, la densidad, etc., pero podría ser característico del intercambiador y de la naturaleza de los fluidos que por él circulan. De todas formas, y aunque necesita verificarse mejor, la tendencia observada nos podría indicar que la velocidad de ensuciamiento disminuye conforme se progresa en el circuito, debido a:

- La generación y deposición progresiva de sustancias ensuciantes durante el paso por los intercambiadores, disminuyendo la cantidad de compuestos potencialmente precipitables de un equipo a otro.
  - La reducción artificial y la modificación de las condiciones que favorecen el ensuciamiento (mediante desalado, inyección de antiensuciante, etc.)
05. En cuanto a los coeficientes obtenidos, sólo se han analizado los correspondientes a las ecuaciones con los mayores índices de regresión (intercambiadores 211E1 y 211E9 A/B/C), observándose la coincidencia de signos entre los valores correspondientes a una función (excepto una: el número de Reynolds del fluido

caliente). Dentro de lo esperado, se ha obtenido lo siguiente:

Término	Signo del Coeficiente	Significado del Producto (Coeficiente x Término)
Sqrt(PTB)	+	Mayor contenido de sales, mayor ensuciamiento.
Exp(BSW)	-	Mayor valor de BSW, menor ensuciamiento (predomina aquí el contenido de agua, que mantiene las sales en solución.
1/T	-	Mayor temperatura de entrada, mayor ensuciamiento.
Re	-	Mayor número de Reynolds, menor ensuciamiento (por aumento de los esfuerzos cortantes.

Por otro lado, se observan discrepancias en los coeficientes de otros términos (es decir, sus signos no son los esperados o no coinciden), siendo este el caso de  $\log(p)$ ,  $1/MW$  y  $Sqrt(Q)$  (ver sección 10.3.2). Sobre esto, sólo se pueden formular especulaciones que tendrían que ver con la naturaleza de los fluidos, la cinética del ensuciamiento o la geometría del equipo, más no se cuenta con una base experimental que sustente cualquier afirmación que se haga aquí.

06. Por último (y salvo la temperatura de entrada del crudo al circuito de precalentamiento), es evidente que las temperaturas de entrada a los intercambiadores no son realmente variables independientes, por cuanto el valor de éstas se halla determinado por los balances de masa y energía en la unidad de procesos, así como por las relaciones termodinámicas involucradas en la operación de la misma. Sin embargo, y en vista de que este sistema es muy complejo para simular, se ha optado por considerar a las temperaturas antes mencionadas como variables libres, lo cual es cierto si se considera al intercambiador como un equipo aislado.

## **SOBRE LA OPTIMIZACION.**

Del análisis de optimización (ver Capítulo 11) se pueden formular importantes conclusiones (algunas evidentes y otras no explícitas) para mejorar la operación

de los intercambiadores desde el punto de vista de minimización de costos y maximización de la energía térmica recuperada.

### 1. Minimización de Costos.

Dentro de este rubro existen tres casos estudiados (ver sección 11.3.1), para los cuales se puede concluir lo siguiente:

#### Caso 1: Costos Crecientes.

07. Dado que, en este caso, se verifica la condición:

$$(c.1) \quad C_{PQ}' > C_L' + C_A' + C_0/\theta L$$

(condición contraria a la expresión 11.31), y de acuerdo a la ecuación 11.20 que contiene la definición de  $C_{PQ}'$ , tenemos una operación antieconómica debido principalmente a una o varias de estas causas:

- Alta dosificación de aditivo antiensuciante (si ésta fuera la dosis recomendada, se trataría entonces de un aditivo poco eficaz).
- Alto costo del antiensuciante.
- Tamaño del intercambiador (área) muy grande.

Desde luego, estas conclusiones son relativas y están basadas en la desigualdad c.1, y no significa que el intercambiador no pueda operar, sino que simplemente los costos por ensuciamiento aumentarían con el tiempo. La principal aplicación de dicha desigualdad es la de servir de referencia para evaluar económicamente un antiensuciante (ya que relaciona el costo diario del aditivo frente a los costos por día de limpieza). De todas formas, no se ha dado este caso en el presente trabajo y parece poco probable que llegue a ocurrir en la realidad.

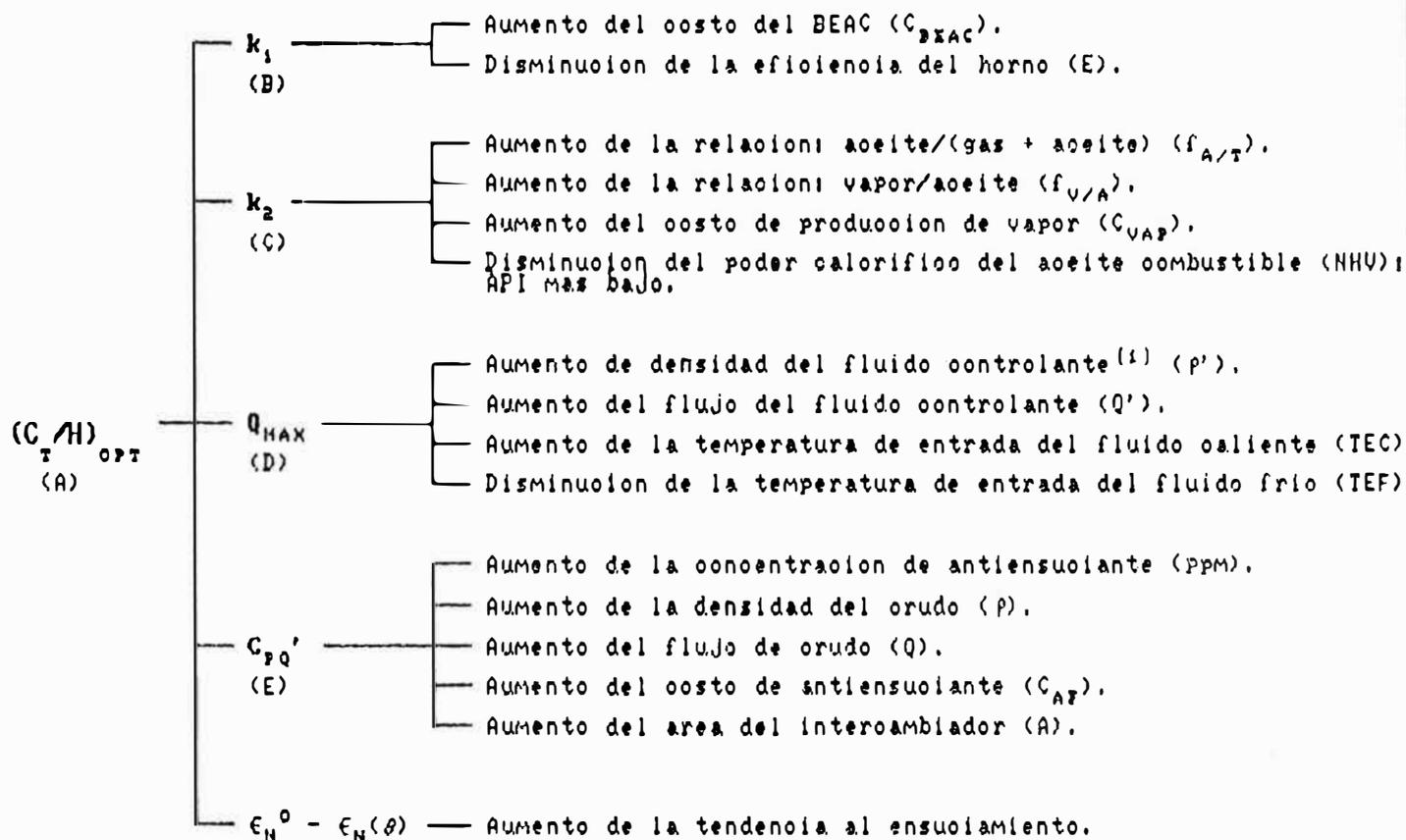
#### Caso 2: Existe un Costo Optimo.

En base a la ecuación 11.34, que nos proporciona el valor de los costos óptimos (si éstos existen), se ha confeccionado la Fig. 001 que presenta las relaciones con las variables y los parámetros involucrados. De aquí se comprueban algunos efectos que eran de esperarse, así como otros menos evidentes. De todos estos, existen dos que merecen un comentario especial por cuanto se tratan de condiciones operativas susceptibles de control.

08. El primero es el aumento de costos cuando disminuye la temperatura de entrada del fluido frío al intercambiador. En todos los casos aquí estudiados este fluido es el crudo, y el efecto mencionado está

FIG. 001

CAUSAS DEL AUMENTO DE LOS COSTOS POR ENSUCIAMIENTO (Referidos a la Curva Optima)



ECUACIONES (Ver Capitulo 11):

- (A)  $(C_T/H)_{OPT} = (k_1 + k_2) \cdot Q_{MAX} \cdot (\epsilon_N^0 - \epsilon_N(\theta)) + C_{PQ}'$
- (B)  $k_1 = 24 \cdot (100/E) \cdot (C_{BEAC}/BEAC)$
- (C)  $k_2 = 24 \cdot (100/E) \cdot ((f_{A/T} \cdot f_{V/A} \cdot C_{VAP})/NHU)$
- (D)  $Q_{MAX} = \rho' \cdot Q' \cdot (H_{TEC}' - H_{TEF}')$
- (E)  $C_{PQ}' = (1.498 \times 10^{-3}) \cdot ppm \cdot \rho' \cdot Q' \cdot C_{AF} \cdot A$

(1) El fluido controlante es aquel que cumple con la expresion 8.12 para la definicion del concepto de efectividad (ver Capitulo 9).

relacionado directamente con la eficiencia del intercambiador anterior. En otras palabras: una disminución de la temperatura de entrada significa una disminución de la temperatura de salida del intercambiador precedente, lo que es consecuencia de la disminución de la eficiencia de dicho equipo. Desde este punto de vista, se concluye que cualquier plan para el control del ensuciamiento debe ser integral, teniendo en cuenta este efecto precursor.

09. El segundo es el aumento de costos cuando aumenta la temperatura de entrada del fluido caliente. En todos los casos aquí estudiados este fluido es un producto de la columna de destilación, y el efecto mencionado está relacionado directamente con la presión de operación del fraccionador, principalmente. Como se sabe, existe una presión por sobre la cual el vapor de agua inyectado para el fraccionamiento se condensa en el tope del equipo, reaccionando con los cloruros y otros compuestos presentes en el crudo formando ácidos altamente corrosivos, los cuales atacan los platos y las paredes de la columna. La práctica usual, en este caso, es bajar la presión hasta un punto en el cual no se produzca la condensación, pero cuidando que las especificaciones y los rendimientos de los productos no se vean mayormente afectados. Esta operación, a su vez, involucra un descenso en la temperatura de salida de los productos, con el consiguiente efecto favorable en los costos por ensuciamiento, tal como se observa en la Fig. 001. En este caso, se tiene un doble beneficio que ha de aprovecharse convenientemente.

### Caso 3: Costos Decrecientes.

10. Para este caso son válidas las mismas conclusiones que en el caso anterior, debiendo indicarse además que desde el punto de vista de minimización de costos, no existe ninguna restricción para que el intercambiador opere indefinidamente. La única limitación la impondría la confiabilidad de los equipos de la unidad de procesos, lo cual no puede descuidarse por tratarse de un aspecto de seguridad y conservación sumamente importante.
11. Para el caso particular de Refinería La Pampilla, y para las condiciones y costos considerados, la operación de todos los intercambiadores estudiados (excepto el 211E7) presenta este comportamiento económico. Como se podrá observar en los ejemplos del Capítulo 11, el mínimo valor del término "Otros Costos" ( $C_o$ ) para que los costos por ensuciamiento sean decrecientes es menor que cero o un valor positivo relativamente pequeño. Si tenemos en cuenta que  $C_o$  incluye costos de planeamiento, materiales,

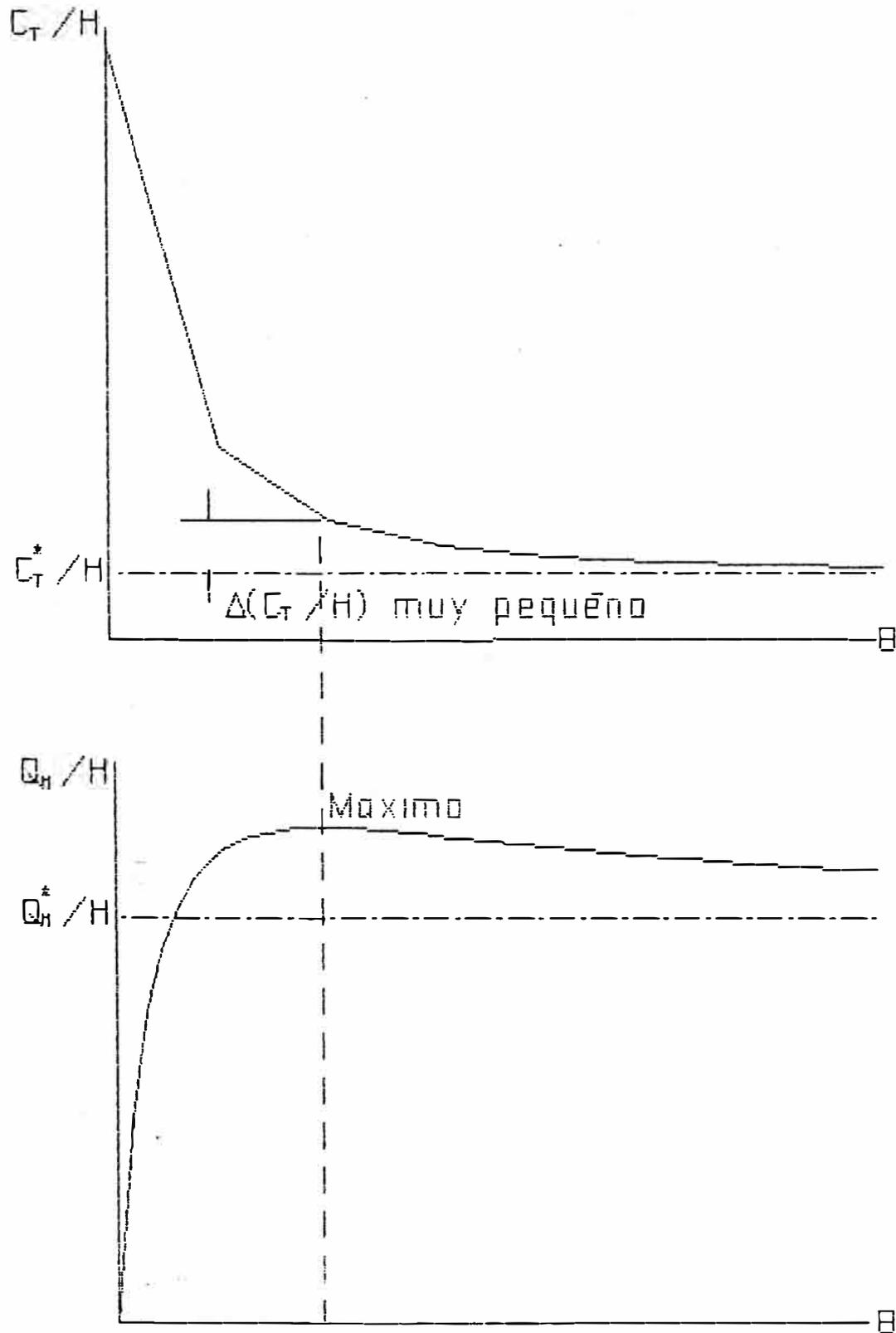
mantenimiento, etc., que son consecuencia del ensuciamiento pero que no son considerados directa o explícitamente, y que por lo general el monto de estos es elevado, el comportamiento antes mencionado se da necesariamente en todos los casos.

## **2. Maximización de la Carga Térmica Recuperada.**

12. Este criterio es secundario si existe un período óptimo desde el punto de vista de costos mínimos. Donde puede encontrar aplicación es cuando se da la situación de costos decrecientes, pero su empleo sólo será satisfactorio si el período óptimo calculado corresponde a un valor de los costos muy cerca al límite  $C_T^*/H$  (ver Fig. 002). Se observará entonces que la ventaja así lograda es limitada, pero puede optarse por este criterio si así se desea.

Situacion Recomendada Para la Aplicacion del Criterio de Maximizacion de la Energia Termica Recuperada

Fig. 002



## RECOMENDACIONES

1. Actualmente, las investigaciones sobre transferencia de calor en intercambiadores están orientadas a la revisión de las ecuaciones formuladas hace más de 30 años y que aún se emplean, ya que se ha comprobado que muchas proporcionan resultados poco precisos. Por otro lado, el modelamiento matemático está desplazando poco a poco a las antiguas correlaciones, y los resultados así obtenidos han logrado ya una notable mejora. Desde este punto de vista, es posible desarrollar mejores correlaciones para el ensuciamiento que las expuestas en la presente tesis, gracias a la mayor profundidad que se le está dando a las investigaciones.

Paralelamente a lo expresado en el párrafo anterior, deben incorporarse a los estudios sobre el ensuciamiento todas las mejoras en cuanto a la predicción de propiedades de fluidos, rubro que también adolece de imprecisiones que se buscan superar a través de métodos más sofisticados. No es necesario recordar la gran influencia que tienen éstas en la evaluación del coeficiente global  $U$ .

2. Adicionalmente, se recomienda la utilización de una unidad, ya sea piloto o de laboratorio, para el estudio del ensuciamiento, lo cual permitiría, entre otras cosas:

- Verificar la exactitud de las correlaciones de transferencia de calor, pudiendo adaptarse éstas (mediante correcciones) para un caso específico (es decir, para un intercambiador dado por el cual circulan determinados fluidos).
- Simular bajo condiciones controladas el ensuciamiento, verificando las tendencias observadas.
- Evaluar el ensuciamiento producido por uno solo de los fluidos (lo cual no es posible mediante los procedimientos descritos en el presente trabajo), así como también determinar las características de los depósitos producidos por un fluido específico.
- Establecer la evolución de la caída de presión con el tiempo, lo que permitiría determinar correlaciones para su predicción o comprobar los métodos sugeridos en la literatura, para su posterior incorporación a las ecuaciones de optimización.

En cuanto a la operación y mantenimiento de los intercambiadores, y para lograr un mejor control del

ensuciamiento y perfeccionar los métodos de optimización, se propone lo siguiente:

3. Normalizar, a nivel de Petróleos del Perú S.A., las correlaciones para la predicción de coeficientes peliculares de transferencia de calor y de propiedades de fluidos, de modo que aquellos investigadores que continuen con el estudio del ensuciamiento dispongan de ecuaciones que, a la luz de las evidencias matemáticas y experimentales, sean las mejores para los equipos que opera y los fluidos que procesa la empresa en sus distintas unidades operativas.

Esta propuesta equivale a implementar manuales análogos a las denominadas "Prácticas de Diseño" (Design Practices), las cuales han sido desarrolladas por las grandes compañías petroquímicas del mundo para su uso propio. Con esto, se dispondría de una base en común para estudiar y comparar los resultados que se obtengan a través de las investigaciones.

4. Implementar, a través de la División Ingeniería de Mantenimiento de Refinería La Pampilla, un programa regular de medición de presiones en el circuito de intercambiadores (por el lado de los tubos y de la coraza) con la mayor frecuencia posible, lo cual permitiría comparar los valores obtenidos con las evaluaciones del ensuciamiento, para establecer conclusiones y algunas relaciones. Este control debe ser diario en lo posible; sin embargo, cualquiera sea la frecuencia que se establezca, el reporte debe incluir los flujos, temperaturas, densidades y viscosidades para cada uno de los fluidos que circulan por el intercambiador.

La importancia de este control reside en la necesidad de establecer la tendencia de la caída de presión respecto al tiempo, con la finalidad de obtener ecuaciones de optimización más completas. Por lo pronto, y mientras no se conozca una ecuación o método confiable para predecir el incremento de la caída de presión por acción del ensuciamiento, el costo de la potencia para el bombeo de los fluidos puede incluirse dentro del término "Otros Costos" ( $C_o$ ), razón por la cual se destaca la recomendación aquí planteada.

5. De acuerdo a lo explicado en la conclusión 9 expuesta en páginas anteriores, ha de buscarse aprovechar el doble beneficio de fijar una presión adecuada en el fraccionador de la Unidad de Destilación Primaria II. Esto requiere una evaluación integral de las condiciones bajo las cuales funciona la columna, lo que sin duda alguna ayudaría a mejorar las políticas de operación de este equipo. La División Técnica de

Refinería La Pampilla debe ser la encargada de llevar adelante esta tarea, a partir de cuyos resultados deberá proponer las acciones que sean más adecuadas a la División Operaciones.

6. Cada vez que se retire el haz de tubos de un intercambiador para limpieza o reparación, debe extraerse una muestra de los depósitos por cada uno de sus lados, para someter éstos a ensayos de laboratorio que nos permitan conocer las características físicas y compositivas de los mismos, para efectos de mejor evaluación y seguimiento. Esta actividad ha de realizarse mediante coordinación entre las Divisiones Técnica y de Ingeniería de Mantenimiento de Refinería La Pampilla.
7. Inmediatamente después de someterse a limpieza integral un intercambiador, debe programarse una corrida de prueba para determinar el valor del ensuciamiento remanente  $R_r^o$  (ver sección 10.3.1), ya que se trata de una magnitud difícil de determinar mediante el seguimiento de la operación de la planta en condiciones normales. Debe recordarse que esta variable influye notablemente en los cálculos de optimización, y es aquí donde reside la importancia de la prueba antes mencionada. Sin embargo, para obtener resultados útiles, que nos permitan además verificar la eficacia de la limpieza (al comparar la efectividad en el estado de limpieza absoluta hipotética - es decir, la calculada a partir del coeficiente global limpio  $U$ , determinado matemáticamente - con la efectividad actual), deben de haberse adoptado ya las ecuaciones "normalizadas", a las que se hizo referencia en el párrafo 3. La programación y evaluación ha de estar a cargo de la División Técnica de Refinería La Pampilla, en coordinación con la División Operaciones que será la encargada de ejecutar la corrida.
8. Dado que las condiciones de operación en la unidad de procesos pueden variar mucho de un día para otro, los cálculos de optimización deben hacerse considerando los valores más adecuados de las variables que intervienen, para lo cual la experiencia y la información acumulada a lo largo de los años ha de servir como referencia. Sin embargo, en algunos casos habrá de recurrirse a otras ayudas, acaso más rigurosas pero que pueden contribuir a estimaciones más realistas. Estas son, por ejemplo:
  - La simulación de la unidad de procesos, para lo cual se dispone en la actualidad de potentes programas para microcomputadoras (ejemplo: CHEMCAD<sup>(R)</sup> [83]), que simplifica enormemente el complejo trabajo que

esto representa.

- La observación histórica de las tendencias de ciertas variables, tal como ocurre con la densidad API del Crudo Loreto, que muestra valores declinantes y que bien podría ser simulada mediante una recta de regresión u otro método (ver Fig. 003).
- La distribución de frecuencias de otras variables que pueden considerarse aleatorias. Tal es el caso del contenido de sales en el Crudo Loreto, la cual presenta la forma mostrada en la Fig. 004, y que correspondería a una de las siguientes distribuciones de probabilidad: Log-Normal, Gamma o Weibull (por determinar) [82]. Esto permitiría aplicar técnicas de simulación de variables aleatorias si se considera conveniente.

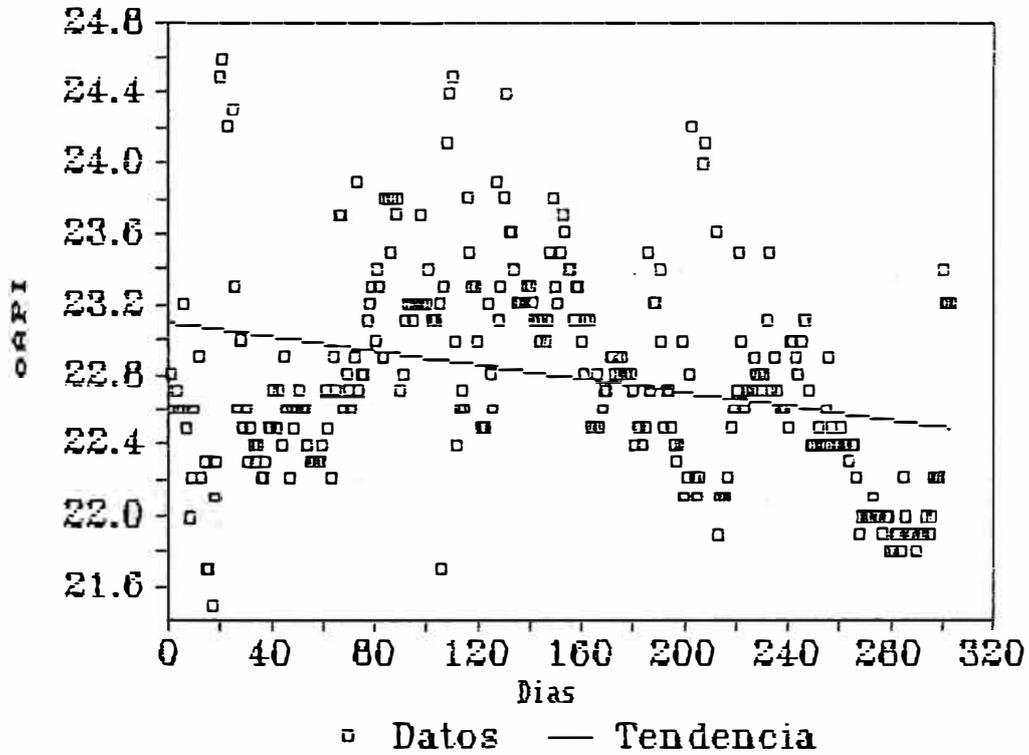
Por otro lado, será necesario considerar casos promedios y también extremos, para así tener una idea de los logros económicos y operativos que pueden obtenerse.

9. Por último, se propone como herramienta para el control estadístico de las operaciones al Criterio de Desviación del Balance Térmico (ver sección 8.5.1). Bajo el supuesto de que estas desviaciones se distribuyan normalmente, se pueden construir curvas "típicas" para cada intercambiador y para determinados fluidos. Estas distribuciones tendrían todos sus parámetros definidos (media, desviación standard, intervalos de confianza, etc.), con lo que se podrían detectar posibles irregularidades en la operación, falla de instrumentos, etc. Para implementar esto, se requiere una recolección diaria de datos como la que se hizo para el presente trabajo, y la posterior evaluación de las cargas térmicas por cada lado del intercambiador.

Unidad de Destilacion Primaria II  
 Periodo: Mayo 1986 - Febrero 1987

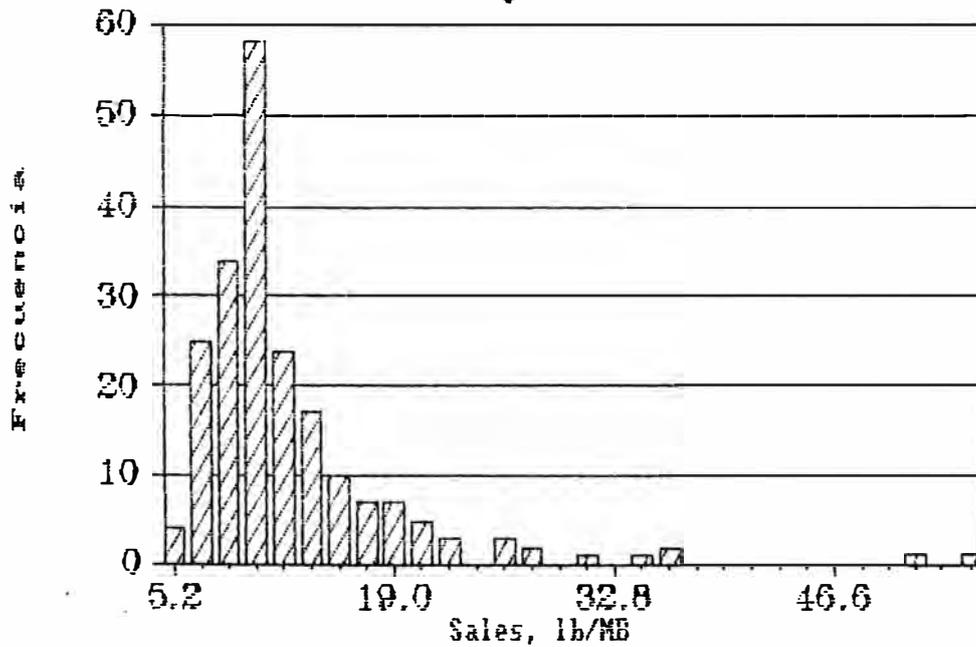
### Tendencia del oAPI del Crudo

Fig. 003



### Sales en el Crudo Antes del 21 1D1

Fig. 004



Primera Parte

**FUNDAMENTOS TEORICOS**

## Capítulo 1

# INTERCAMBIADORES DE CALOR DE CORAZA Y TUBOS [3]

### 1.1.0. GENERALIDADES.

Los intercambiadores de coraza y tubos son los equipos de transferencia de calor más comunes en la industria de procesos químicos. Su diseño mecánico está regido por las normas de The Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA), The American Society of Mechanical Engineers (ASME) y The American Petroleum Institute (API). Usualmente se complementan una con otra; sin embargo son las normas TEMA las que han sido aceptadas universalmente para el diseño térmico y mecánico de estos equipos.

Las normas TEMA designan a un intercambiador de calor de acuerdo a un sistema pre - establecido. Un ejemplo de éste se muestra a continuación:

Size 39 - 240 Type AES

Aquí, el número 39 es el diámetro interno nominal de la coraza en pulgadas, redondeado al entero más próximo, y el número 240 es la longitud nominal de los tubos también en pulgadas. Las tres letras representan el tipo de cabezal estacionario (extremo frontal), el tipo de coraza y el tipo de cabezal posterior, respectivamente. En el ejemplo presente, A indica un cabezal con canal y cubierta removible, E indica una coraza de un paso, y S indica un cabezal flotante con dispositivo de soporte.

Las normas TEMA [4] cubren otros diseños para diferentes servicios (ver Fig. 005). Además, estas normas definen tres clases de intercambiadores de acuerdo a la severidad del servicio en el que van a ser empleados. Estas son:

- TEMA Clase R, para aplicaciones en procesamiento de petróleo y relacionados.
- TEMA Clase C, para requerimientos moderados en aplicaciones comerciales y procesos en general.
- TEMA Clase B, para aplicaciones en procesos químicos.

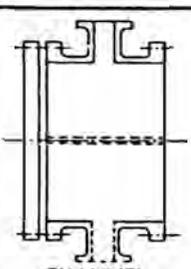
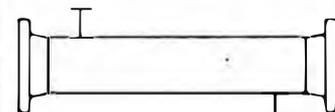
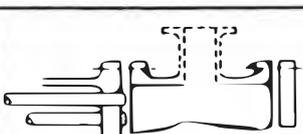
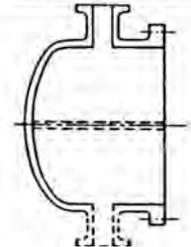
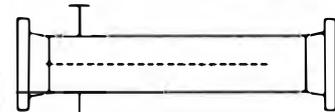
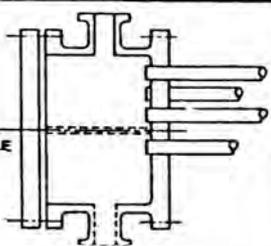
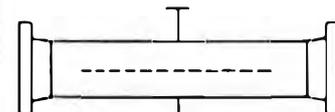
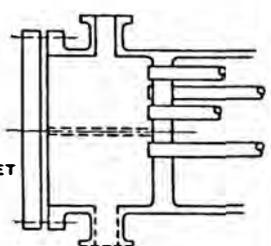
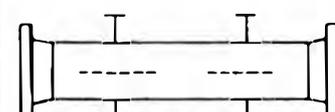
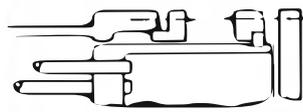
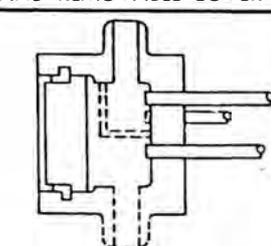
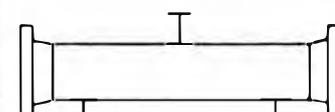
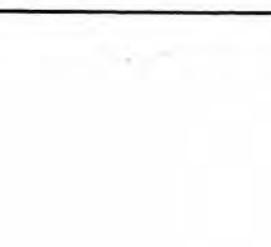
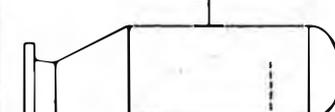
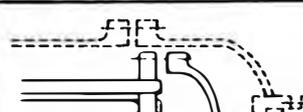
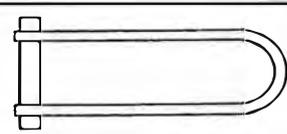
	FRONT END STATIONARY HEAD TYPES		SHELL TYPES		REAR END HEAD TYPES
<b>A</b>	 CHANNEL AND REMOVABLE COVER	<b>E</b>	 ONE PASS SHELL	<b>L</b>	 FIXED TUBESHEET LIKE "A" STATIONARY HEAD
<b>B</b>	 BONNET (INTEGRAL COVER)	<b>F</b>	 TWO PASS SHELL WITH LONGITUDINAL BAFFLE	<b>M</b>	 FIXED TUBESHEET LIKE "B" STATIONARY HEAD
<b>C</b>	 REMOVABLE TUBE BUNDLE ONLY	<b>G</b>	 SPLIT FLOW	<b>N</b>	 FIXED TUBESHEET LIKE "C" STATIONARY HEAD
	 FIXED TUBESHEET ONLY	<b>H</b>	 DOUBLE SPLIT FLOW	<b>P</b>	 OUTSIDE PACKED FLOATING HEAD
	 CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE- SHEET AND REMOVABLE COVER	<b>J</b>	 DIVIDED FLOW	<b>S</b>	 FLOATING HEAD WITH BACKING DEVICE
<b>D</b>	 SPECIAL HIGH PRESSURE CLOSURE	<b>K</b>	 KETTLE TYPE REBOILER	<b>T</b>	 PULL THROUGH FLOATING HEAD
				<b>U</b>	 U-TUBE BUNDLE
				<b>W</b>	 PACKED FLOATING TUBESHEET WITH LANTERN RING

Fig. 005: Tipos TEMA para intercambiadores de coraza y tubo.

## **1.2.0. ALGUNOS ASPECTOS DE CONFIGURACION Y DISEÑO.**

### **1.2.1. Diseños de Corazas.**

Se disponen de varios diseños de corazas para las diversas aplicaciones en transferencia de calor, los cuales se clasifican dentro de los siguientes grupos:

Un paso (TEMA Tipo E). Es el diseño más común. Sin embargo, está restringido a condiciones de servicio en donde no exista cruce de temperaturas.

Dos pasos (TEMA Tipo F). Se usa para servicios en donde el cruce de temperaturas es inevitable debido a consideraciones de proceso, y donde las limitaciones de espacio no permiten el uso de más de dos corazas en serie.

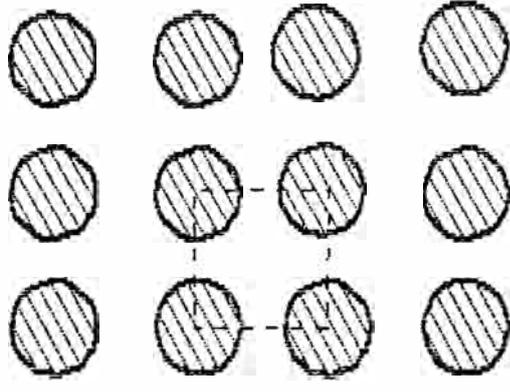
Flujo Distribuido y Flujo Dividido (TEMA Tipos G, H, J y K). Se emplean en servicios en donde la transferencia de calor por el lado de la coraza no es la controlante, y cuando se desean bajas caídas de presión por este lado.

### **1.2.2. Arreglo de los Tubos.**

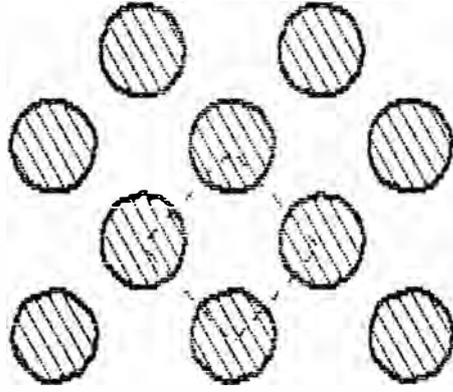
Los tubos pueden disponerse según un patrón triangular, cuadrado o cuadrado invertido (ver Fig. 006), de acuerdo a la forma en que el flujo incide sobre ellos. Los arreglos triangulares tienen la ventaja de proporcionar mejores coeficientes de transferencia por el lado de la coraza y una mayor área superficial para un diámetro de coraza dado. Los arreglos cuadrados, en cambio, ofrecen mayores facilidades para la limpieza mecánica externa y las caídas de presión resultan ser menores.

### **1.2.3. Bancos de Tubos Removibles.**

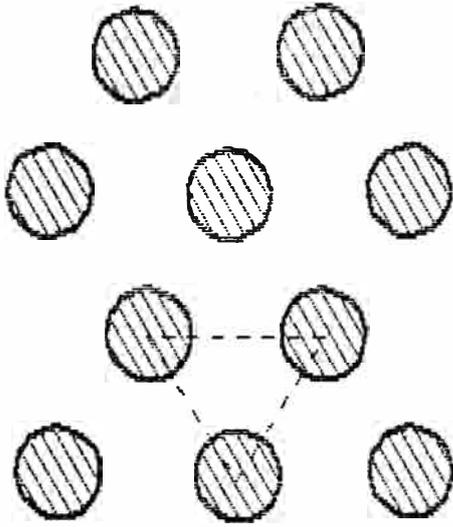
Dentro de esta configuración existen dos tipos: aquellos hechos con tubos en U y aquellos hechos con tubos rectos. Por ejemplo, en la Fig. 007 puede observarse un intercambiador tipo CFU con tubos en U. Este diseño es el más simple para bancos de tubos removibles y, por consiguiente, el más económico. Sin embargo, presenta problemas en cuanto a limpieza y reemplazo de tubos, por lo que son adecuados solamente para servicio con fluidos limpios.



Cuadrado



Cuadrado Inverso



Triangular

  
 Flujo

Fig. 006  
Arreglos Para Tubos de Intercambiadores

#### 1.2.4. Bancos de Tubos No Removibles.

Cuando se requiere una máxima protección contra fugas del fluido que circula por la coraza, un intercambiador de placa portatubos fija es el más recomendable. En la Fig. 008 se observa el tipo BEM, en el cual los tubos se encuentran asegurados a ambos extremos. Por su diseño, este equipo está limitado sólo a un servicio limpio por la coraza, ya que este lado no es accesible para limpieza, y además requiere siempre de una junta de expansión, para relevar los esfuerzos producidos por la dilatación térmica implicada durante la operación.

Dentro de esta clasificación se encuentran los intercambiadores con cabezal flotante. Constituyen el tipo de intercambiadores más sofisticado que se emplean en las plantas de procesos químicos, cuando los servicios de mantenimiento se efectúan regularmente. Estos equipos tienen tubos rectos, asegurados a ambos extremos en las placas portatubos. Una de estas placas está libre para moverse, de modo que pueda contrarrestarse la dilatación térmica diferencial entre los tubos y la coraza.

Por su diseño, el banco de tubos puede removerse para inspección, reemplazo y limpieza tanto interna como externa. De igual modo son accesibles otras partes como empaquetaduras, cubiertas de canales, etc. Los dos tipos básicos (P y W) se diferencian en el método de sellado entre los fluidos del tubo y de la coraza. El primero consiste en una caja de prensaestopas; el segundo, en empaquetaduras con anillo de cierre hidráulico.

##### A. Caja de Prensaestopas.

Obsérvese la Fig. 009. En este caso el fluido del lado de la coraza está sellado por anillos de empaque comprimidos dentro de una caja de prensaestopas, y la placa portatubos flotante está libre para desplazarse en ambos sentidos. Ya que esta caja sólo está en contacto con el fluido del lado de la coraza, no es posible la mezcla de ambos fluidos en el caso de una fuga a través del empaque. Este arreglo está limitado a servicios no mayores de 600 psig y 600° F, y para sustancias no peligrosas (por la posibilidad de fuga desde la coraza al ambiente).

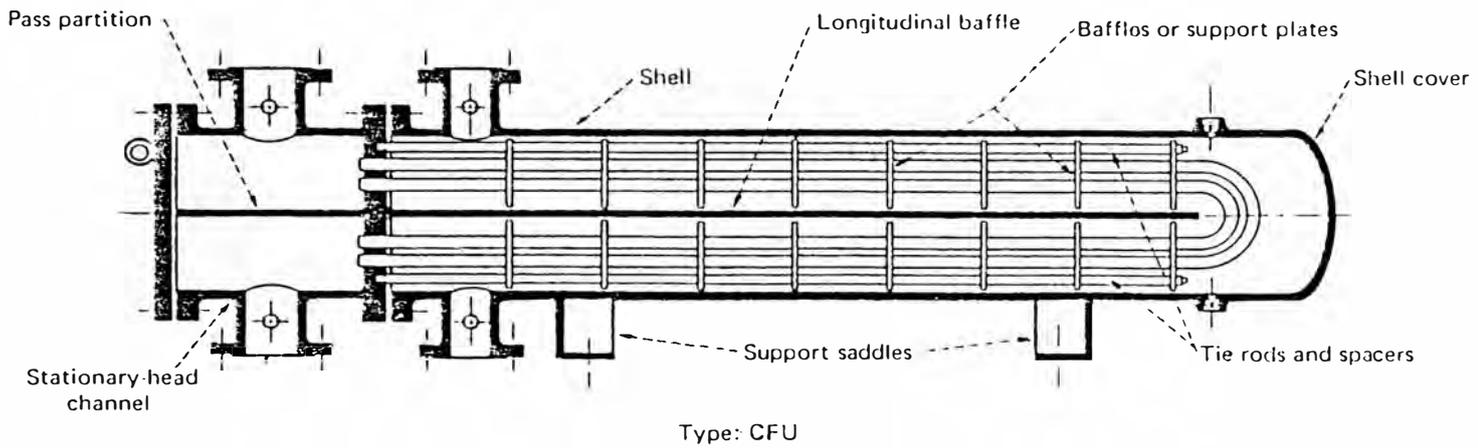


Fig. 007

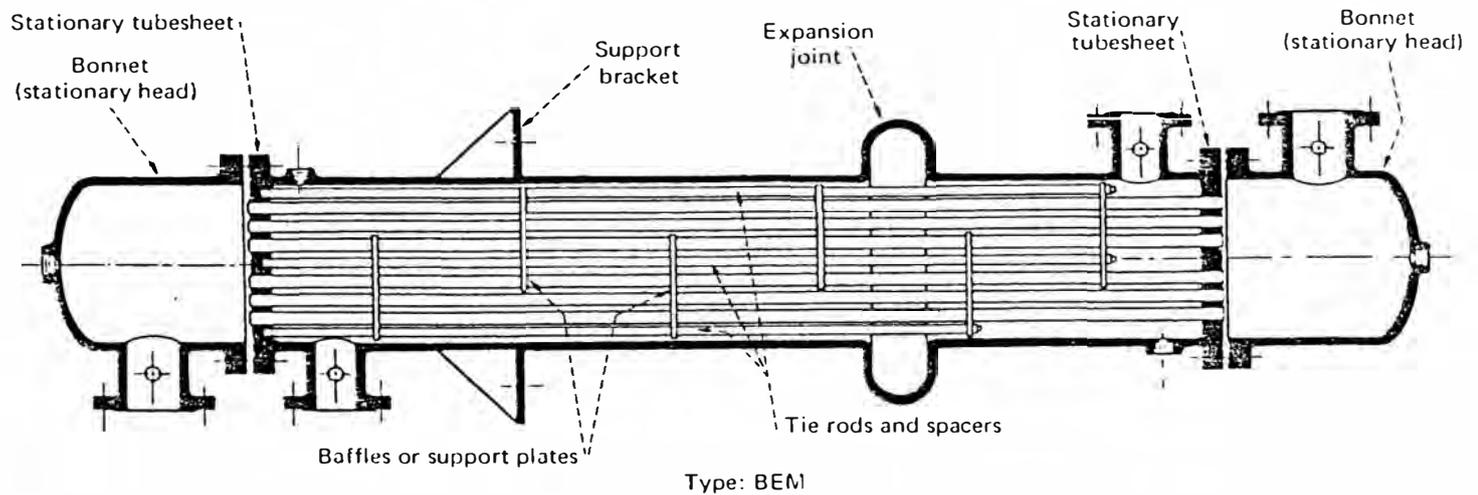


Fig. 008

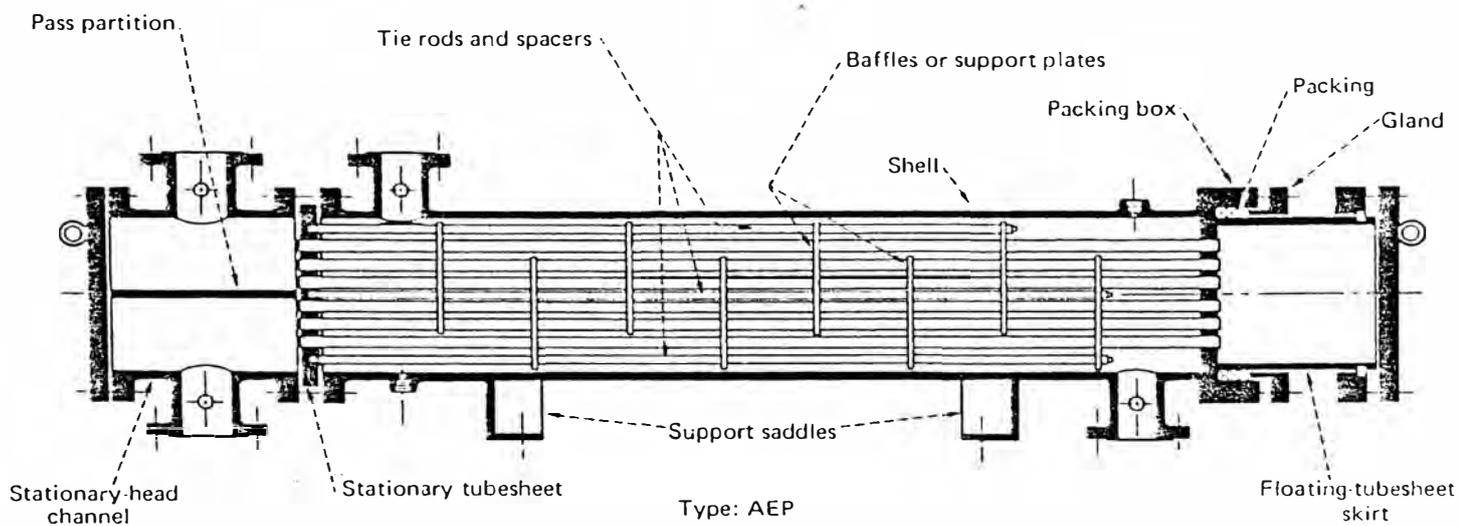


Fig. 009

## **B. Empaquetaduras con Anillo de Cierre Hidráulico.**

En la Fig. 010 se observa un intercambiador del tipo AJW, en el cual cada fluido está sellado por separado con empaques, y entre ellos se ubica un anillo provisto de agujeros de desfogue, lo que conduce hacia el exterior a cualquiera de los fluidos en el caso de fugas, a través del empaque correspondiente. Este diseño está limitado a servicios no superiores a 150 psig y 500° F, y para uno o dos pasos por los tubos. No son aplicables en servicios donde no se puede permitir la fuga o la mezcla de los fluidos circulantes.

### **1.2.5. Banco de Tubos Deslizante.**

Este diseño, tal como se muestra en la Fig. 011 para el intercambiador tipo AKT, consiste en un banco de tubos separado y unido directamente a la placa portatubos flotante. Tanto la placa ensamblada como el cabezal son lo suficientemente pequeños para deslizarse a través de la coraza. El banco de tubos puede ser removido sin romper junta alguna en el extremo flotante, y los requerimientos de espacios libres entre los tubos exteriores y el interior de la coraza deben considerar la empaquetadura unida a la placa flotante.

Este es uno de los diseños más caros, y sólo puede aplicarse cuando una falla de la empaquetadura interna es tolerable; es decir, si la mezcla de ambos fluidos del intercambiador no representa peligro alguno.

### **1.2.6. Anillo de Partición Interna.**

La cubierta flotante, tal como la posee el intercambiador tipo AES (ver Fig. 012), debe asegurarse perfectamente a la placa portatubos flotante, por medio de un anillo de partición. Este cierre, localizado en el extremo de la coraza, está encerrado a su vez por una cubierta de gran diámetro. Dicha cubierta, el anillo y la cubierta del cabezal flotante deben ser removidos para que el banco de tubos pueda deslizarse a través de la coraza.

Este diseño es el ideal para altas presiones y temperaturas en el lado de la coraza, en donde las condiciones de servicio requieren de bancos de tubos removibles. Es, sin embargo, el tipo de intercambiador más caro, después de aquellos considerados como diseños especiales.

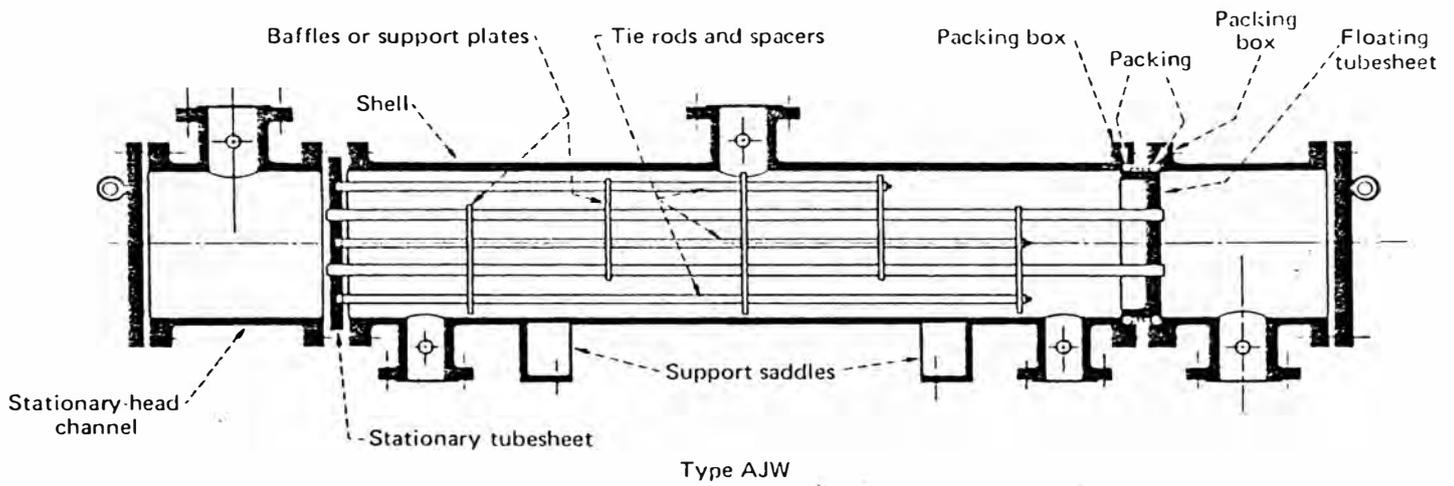


Fig. 010

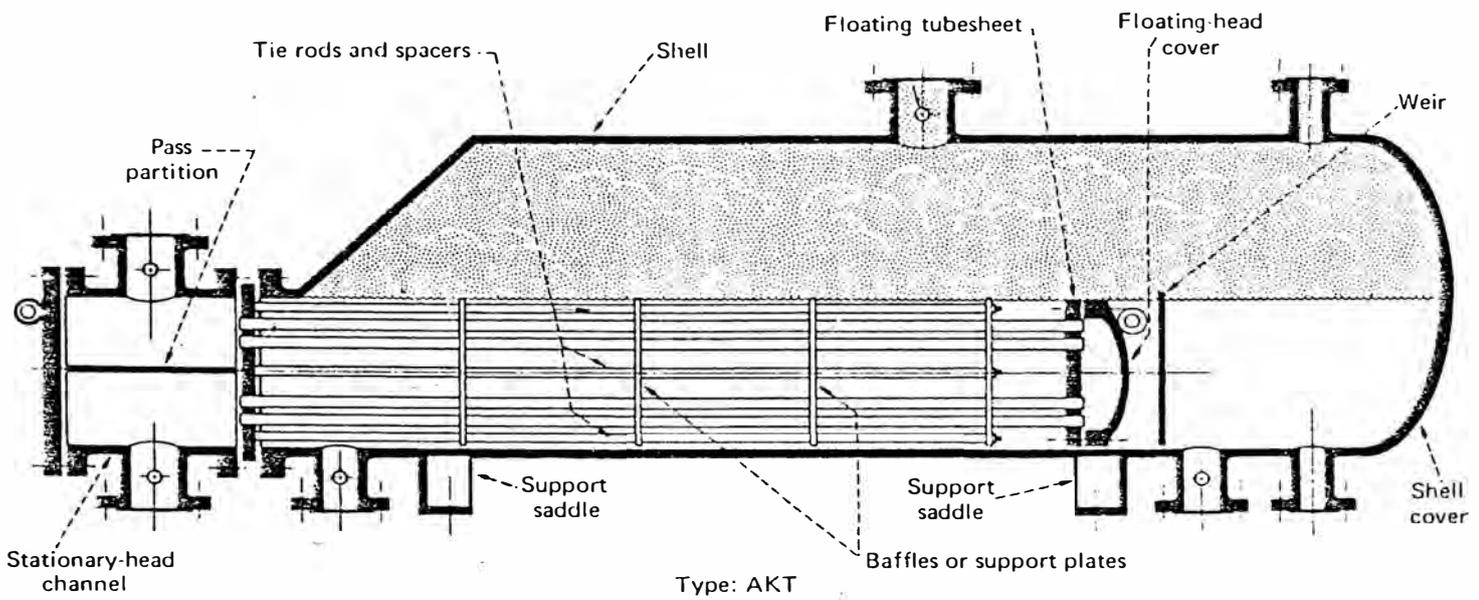


Fig. 011

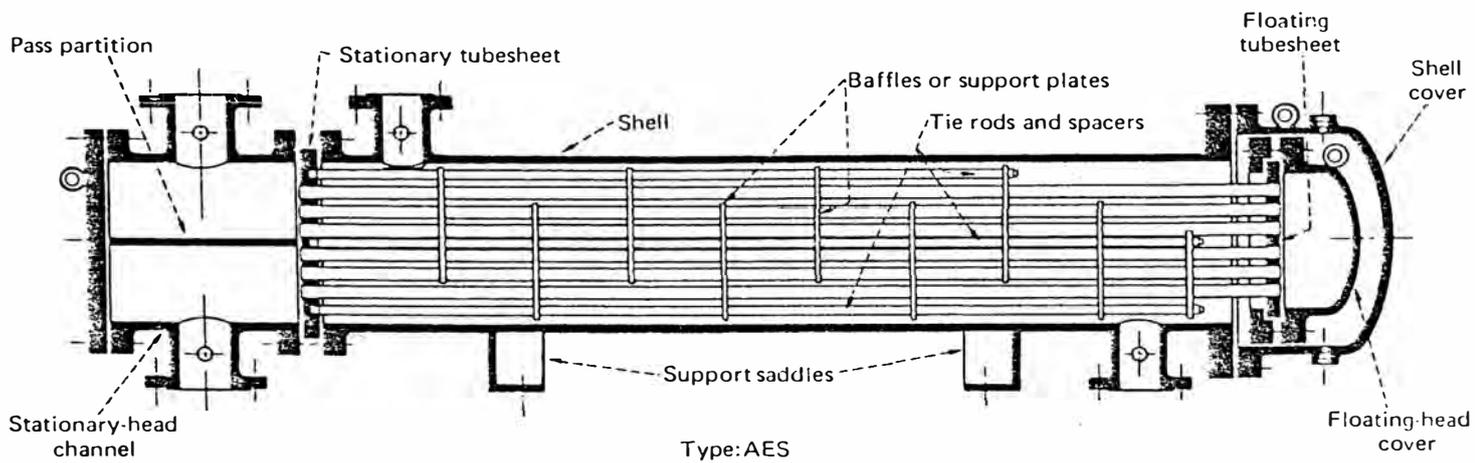


Fig. 012

### **1.3.0. MATERIALES Y COMPONENTES MISCELANEOS.**

#### **1.3.1. Tubos.**

El material de los tubos se especifica de acuerdo a las normas ASME. En cuanto a dimensiones, los siguientes valores son los más comunes para las diferentes aplicaciones:

- Diámetros nominales: 3/4, 1, 1 1/2 y 2 pulgadas.
- Espesores de pared : 18 a 10 BWG (Birmingham Wire Gage).
- Longitudes : 8, 10, 12, 16 y 20 pies.

Para la distancia entre los centros de los tubos, se suele especificar como mínimo un valor igual a 1.25 veces el diámetro externo de los mismos. Sin embargo, para tubos con arreglo cuadrado, debe existir entre ellos un espacio de 1/4" al menos, para permitir la limpieza mecánica.

#### **1.3.2. Placas Portatubos.**

Estos elementos son los que se encargan de separar los fluidos que circulan en un intercambiador. El material que los constituye es usualmente el mismo que el de los tubos, salvo en el caso de que se empleen aleaciones especiales, en cuyo caso la placa puede fabricarse de acero al carbono y enchapada con el material de la aleación.

#### **1.3.3. Canales y Cubiertas del Cabezal Flotante y los Canales.**

La metalurgia de estos elementos debe ser compatible con el fluido del lado de los tubos. En el caso de requerirse de aleaciones especiales, el enchape, el recubrimiento o la soldadura sobre metal base puede emplearse para la reducción de costos.

#### **1.3.4. Corazas y Cubiertas de Corazas.**

El material usual de estos componentes es el acero al carbono, salvo especificaciones especiales. Como en los casos anteriores, el enchape o el recubrimiento pueden reducir el costo si se emplean aleaciones.

### **1.3.5. Deflectores y Placas de Soporte.**

La finalidad de los deflectores es: (1) desviar el fluido del lado de la coraza sobre los tubos, en su paso a travs del intercambiador, y (2) actuar como soporte para mantener la distancia entre tubos, evitando la flexión de los tubos y las vibraciones inducidas por el flujo. Los materiales aquí empleados son usualmente los mismos que para la coraza, y se fabrican en diversos tipos, dependiendo del servicio. La Fig. 013 ilustra acerca de stos.

### **1.3.6. Varillas de Sujeción y Espaciadores.**

Se emplean para mantener asegurados en su posición los deflectores transversales y las placas de soporte, y se fabrican en materiales similares a los empleados en los deflectores.

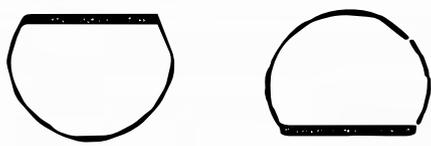
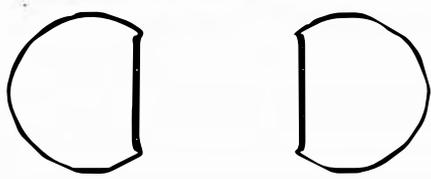
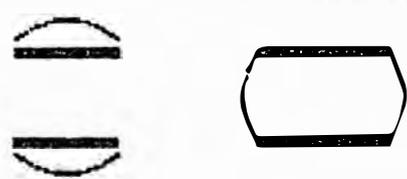
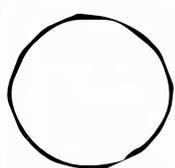
### **1.3.7. Sellos Longitudinales y Tubos Falsos.**

Se emplean para evitar excesivo sobrepaso del fluido alrededor o a travs del banco de tubos. Esto asegura que efectivamente exista flujo cruzado por el lado de la coraza. Los sellos longitudinales no son requeridos usualmente en intercambiadores con placa portatubos fija; o cuando el espacio entre el banco de tubos y la coraza es menor que 1 pulgada. Se fabrican en materiales similares a los de los deflectores.

### **1.3.8. Placas de Impacto.**

Se localizan en el área de entrada del fluido de la coraza, para evitar el impacto de sólidos suspendidos o de mezclas de dos fases en los tubos, lo cual pudiera causar daños por erosión. Los criterios para su instalación se indican en las normas TEMA.

**Fig. 013**  
**Deflectores Para Intercambiadores de Coraza y Tubos**

Tipo		Perfil y Aplicacion
Simple Segmental	Corte Horizontal	 <p>Calentamiento y enfriamiento. Sin cambio de fase. El patron de flujo evita la estratificacion y asentamiento de cualquier material suspendido.</p>
	Corte Vertical	 <p>Vaporizacion. Condensacion (permite la separacion vapor - liquido).</p>
Doble Segmental	Corte Horizontal	 <p>Igual que simple segmental, pero para requerimientos de baja caida de presion.</p>
	Corte Vertical	 <p>Igual que simple segmental, pero para requerimientos de baja caida de presion.</p>
Completo		 <p>Vaporizacion. Condensacion sin inertes en donde se requiere flujo cruzado entre la entrada y la salida.</p>
Longitudinal		 <p>Vaporizacion. Condensacion. Desvia mezclas en 2 fases para asegurar buena distribucion. Usualmente empleado con un deflector completo</p>

**NOTA:** Los tipos triple segmental y disco-y-anillo son raramente usados, y no han sido incluidos aqui.

## Capítulo 2

### EL PETROLEO

#### 2.1.0. COMPOSICION.

El petróleo crudo es una mezcla compleja de diversos compuestos químicos, entre los que se encuentran gases muy ligeros hasta sustancias semisólidas, principalmente hidrocarburos. Junto a éstas, se encuentra también azufre (ya sea elemental o formando parte de un compuesto), sustancias oxigenadas y nitrogenadas, y pequeñas cantidades de sales metálicas. La proporción de estas sustancias misceláneas es muy variable; sin embargo no constituyen más del 10% del total de las sustancias integrantes del crudo.

Las tablas 001 muestra los principales compuestos que pueden encontrarse en el petróleo. Se observa en éstas una gran variedad: hidrocarburos parafínicos, cíclicos, aromáticos, sulfuros, compuestos oxigenados y nitrogenados.

#### 2.2.0. ORIGEN.

Se han llevado a cabo muchas investigaciones para determinar el origen exacto del petróleo. Sin embargo, sólo se han podido formular algunas teorías para tratar de explicarlo, con diversas variantes.

Las denominadas "teorías inorgánicas", es decir, aquellas que consideran el petróleo como el resultado de reacciones químicas entre el agua, dióxido de carbono y otras sustancias inorgánicas, han perdido adeptos en los últimos años. En su lugar, las "teorías orgánicas", aquellas que postulan que el crudo es producto de la descomposición de materias orgánicas animales y vegetales, han cobrado fuerza con el apoyo de experimentos de laboratorio y la observación de procesos naturales.

# PRINCIPALES COMPUESTOS PRESENTES EN EL PETROLEO Y SUS DERIVADOS

Tabla 001

Hidrocarburos	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Parafinicos</li> <li>- Cicloparafinicos</li> <li>- Aromaticos</li> <li>- Polinucleares</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Normal Parafinicos</li> <li>- Iso Parafinicos</li> <li>- Ramificados</li> <li>- Alquilciclopentanos</li> <li>- Alquilciclohexanos</li> <li>- Biciicloparafinas</li> <li>- Alquilbencenos</li> <li>- Cicloparafinas-Aromaticos</li> <li>- Fluorenos</li> </ul>
Compuestos Azufrados	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Acido Sulfhidrico</li> <li>- Mercaptanos</li> <li>- Sulfuros</li> <li>- Disulfuros</li> <li>- Polisulfuros</li> <li>- Tiofeno y homologos</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Alifaticos</li> <li>- Aromaticos</li> <li>- Alifaticos</li> <li>- Ciclicos</li> <li>- Alifaticos</li> <li>- Aromaticos</li> </ul>
Compuestos Nitrogenados	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Cianuros</li> <li>- Piridinas</li> <li>- Quinolinas</li> <li>- Isoquinolinas</li> <li>- Acridinas</li> <li>- Pirrol</li> <li>- Indoles</li> <li>- Carbazoles</li> <li>- Porfirinas</li> </ul>	
Compuestos Oxigenados	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fenoles</li> <li>- Cresoles</li> <li>- Esteres</li> <li>- Amidas</li> <li>- Cetonas</li> <li>- Benzofuranos</li> <li>- Acidos Carboxilicos</li> <li>- Acidos Naftenicos</li> <li>- Acidos Aromaticos</li> </ul>	

En general, los yacimientos petrolíferos se encuentran en formaciones de rocas sedimentarias (formadas por la deposición de materia en los lechos de los ríos, lagos y mares), por lo cual es razonable considerar que el petróleo ha tenido su origen en la materia orgánica depositada en los sedimentos. La presencia de compuestos ópticamente activos y de composición similar al de la clorofila (presentes en organismos vivos) refuerzan estas hipótesis.

Para la formación del petróleo deben darse varias condiciones. Tres de ellas son fundamentales:

- La disponibilidad de una amplia fuente de sedimentos.
- Un medio ambiente favorable para la vida orgánica (principalmente microorganismos).
- Una condición anaerobia (falta de oxígeno), que permita la descomposición de la materia orgánica.

Además de estas condiciones, es muy probable que la temperatura, la alta presión y el agua salada hayan sido factores que han contribuido al origen del petróleo.

### 2.3.0. PROCESOS DE REFINACION.

La refinación del petróleo, hasta la obtención de los productos de él derivados, implica una serie de procesos de muy diversa índole, pero que básicamente pueden clasificarse en los siguientes cinco grandes grupos:

- Destilación.
- Degradación.
- Reconfiguración y Síntesis.
- Extracción.
- Tratamiento químico.

Dentro de cada uno de estos grupos (excepto la destilación) están involucrados una gran variedad de tecnologías, las cuales han sido orientadas al aprovechamiento o al mejoramiento de la calidad de determinados productos, obteniendo un mayor valor agregado de éstos.

La Fig. 014 muestra un diagrama de flujo simplificado de los principales procesos que se llevan a cabo en una refinería, y los productos que se obtienen.



### 2.3.1. Destilación.

Es la primera operación en todo proceso de refinación, y también la más sencilla. En ésta el crudo es separado en diversas fracciones en una columna de destilación atmosférica, y a la salida son enviados hacia otros procesos o tratamientos. Particularmente, los productos de tope son enviados hacia otra columna de destilación, en donde se realiza la operación conocida como "estabilización" (la cual libera a la gasolina de los gases muy ligeros que lleva disueltos); los productos de fondos, en cambio, son destilados en una columna a presión subatmosférica, en donde se obtienen cortes que generalmente se emplean para la preparación de lubricantes, combustibles residuales, cargas para otras unidades (gasóleos), etc.

### 2.3.2. Degradación. [51]

Dentro de este grupo está comprendido el mayor número de procesos de refinación, en vista de la necesidad de aprovechar mejor las fracciones pesadas obtenidas directamente de la destilación, y lograr de este modo productos de mejor calidad.

Básicamente, estos procesos implican la ruptura de las moléculas pesadas que constituyen las cargas en otras más simples, orientando las reacciones de modo que se obtengan los productos con ciertas características deseadas, a través de una mejora en la relación carbono a hidrógeno (C/H).

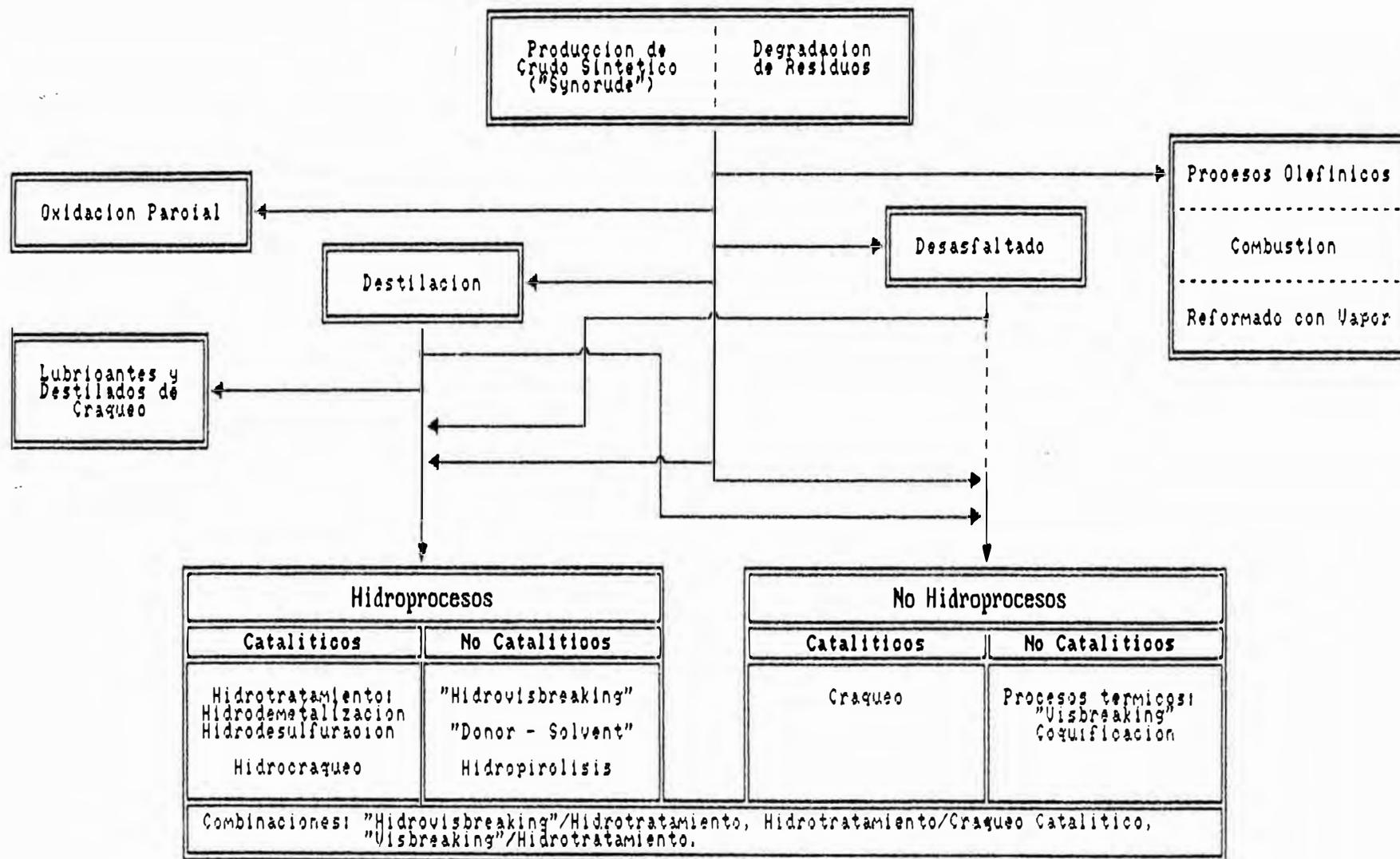
Los procesos de degradación pueden clasificarse dentro de los siguientes grupos:

- Hidroprocesos catalíticos.
- Hidroprocesos no catalíticos.
- Craqueo catalítico.
- Procesos térmicos.

Dentro de éstos se hayan comprendidas diversas tecnologías, con nombres generalmente comerciales (Platforming, Ferrofining, Dynacracking, etc.). La Fig. 015 ilustra acerca de los diversos tipos que se conocen para estos procesos.

Fig. 015

PROCESOS DE DEGRADACION DE CRUDOS PESADOS Y RESIDUALES [51]



### 2.3.3. Reconfiguración y Síntesis. [53]

Estos procesos están orientados principalmente a la mejora de las características antidetonantes de las gasolinas, para lo cual se llevan a cabo reacciones que producen nuevos compuestos, principalmente aromáticos e hidrocarburos de cadena larga. Dentro de esta categoría existen tres tipos básicos:

- Reformado, en la que predomina la deshidrogenación de naftenos para formar aromáticos.
- Isomerización, que consiste en el rearreglo molecular de hidrocarburos tales como el butano, pentano, etc.
- Alquilación, en la que principalmente intervienen reacciones de combinación del isobutano con una olefina, para producir compuestos de alto número de octano (por ejemplo, iso-octano).

### 2.3.4. Extracción. [53]

Estos procesos consisten en la separación de ciertas fracciones y/o impurezas en base a la solubilidad relativa en un solvente dado. Son aplicables principalmente a la obtención de grasas y lubricantes.

### 2.3.5. Tratamiento Químico. [53]

Finalmente, estos procesos están dirigidos a la remoción o a la conversión de impurezas en los productos de refinería (mercaptanos, ácidos orgánicos, etc.), las cuales son dañinas para el uso al que se les destina. Algunos de estos se conocen por nombres genéricos y otros por nombres comerciales (Mercox, Merifining, etc.), y se aplican a destilados ligeros y medios.

## Capítulo 3

# EL FENOMENO DE ENSUCIAMIENTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR (FOULING) [5]

### 3.1.0. GENERALIDADES.

El término inglés "fouling", originalmente una expresión descriptiva empleada en la industria del petróleo, ha quedado establecido para referirse a cualquier depósito indeseable sobre las superficies de transferencia de calor, el cual incrementa la resistencia a la transmisión de la energía térmica. El ensuciamiento es un complejo fenómeno que involucra diversos mecanismos que por lo general actúan en combinación, y cuya evolución se ve afectada por factores atribuibles al diseño del equipo, condiciones de operación, el tipo de proceso de transferencia de calor que se lleva a cabo y otros.

El efecto del ensuciamiento, en términos de resistencia (frecuente pero incorrectamente denominado "factor de ensuciamiento"), se expresa en el diseño de equipos de transferencia de calor dentro de la ecuación fundamental para el coeficiente global de transferencia, referido a la superficie externa:

$$(3.1) \frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{A_o}{A_i} \cdot \frac{1}{h_i} + R_{fo} + \frac{A_o}{A_i} \cdot R_{fi} + R_w$$

En ésta, los valores a considerar para  $R_{fo}$  y  $R_{fi}$  son seleccionados de acuerdo a consideraciones físicas y económicas, las cuales varían de usuario a usuario aún tratándose de idénticos servicios. Usualmente se toma como base la experiencia pasada y la actual, lo mismo que los costos proyectados, y en el caso de que no se disponga de esta información, se puede recurrir a las tablas como las que presentan las normas TEMA [4], las cuales pueden usarse como referencia.

### 3.2.0. CAUSAS Y MECANISMOS.

El ensuciamiento puede asumir diferentes formas básicas, las cuales, lo mismo que sus parámetros de interacción asociados, están gobernados por relaciones físico - químicas específicas y

afectadas por cierto número de variables operacionales y de construcción de equipo. La siguiente lista resume las principales causas postuladas para explicar el origen del ensuciamiento:

- Cristalización de sales de solubilidad inversa.
- Sedimentación.
- Reacción química y polimerización.
- Coquificación.
- Crecimiento de material orgánico.
- Corrosión.

### 3.2.1. Cristalización de Sales de Solubilidad Inversa.

Se da principalmente en sistemas de agua de enfriamiento y generación de vapor, y eventualmente en algunas corrientes de productos químicos. En la Fig. 016 se observa un diagrama que ilustra este fenómeno.

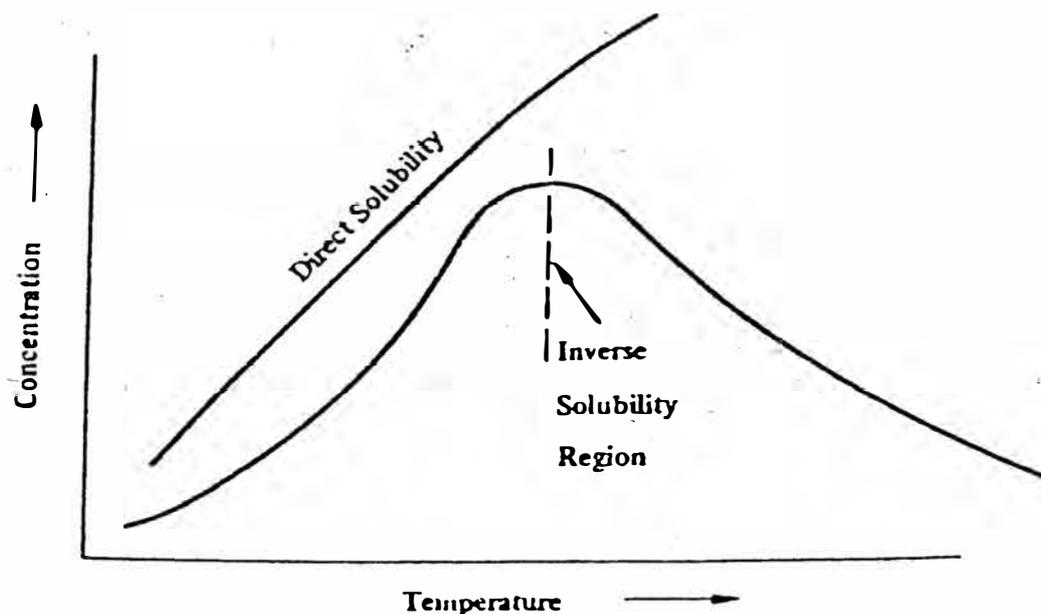


Fig. 016: Curvas concentración - temperatura para sales de solubilidad directa e inversa.

Contrariamente a lo que ocurre con las sales normales, las sales de solubilidad inversa muestran una concentración de saturación decreciente más allá de cierta temperatura. Como consecuencia de esto, se forman depósitos cristalinos sobre las superficies calientes. La predicción del ensuciamiento por cristalización se vuelve aún más difícil debido a que muchas sales poseen complejos diagramas de cristalización. El agua contiene varias de este tipo de sales, especialmente  $\text{CaCO}_3$  y  $\text{CaSO}_4$ . Sin embargo, la cristalización como proceso de ensuciamiento exhibe dos diferentes formas, a saber:

- Ensuciamiento por cristalización de una sal única, que se caracteriza por la dureza de los depósitos y la gran fuerza de adherencia de éstos a las superficies.
- Ensuciamiento por cristalización de varias sales, cada una de las cuales exhibe diferentes tipos de formaciones, lo que se traduce en irregularidad de los patrones de deposición y la formación de cavidades que permiten la precipitación de partículas suspendidas. Esto, a la larga, ocasiona la disminución de las fuerzas de cohesión cristalina.

### 3.2.2. Sedimentación.

Ciertos procesos industriales presentan como problema la sedimentación de partículas suspendidas en algunos de los fluidos que involucran. Esta deposición asume varias formas, principalmente asociadas con otros tipos de ensuciamiento. A continuación se presentan algunos ejemplos:

- Las partículas de polvo y óxido, contenidas generalmente en el agua de las torres de enfriamiento, pueden actuar como catalizadores o participar dentro de complejas reacciones. Por un lado, pueden disminuir la resistencia al esfuerzo cortante de los depósitos (si se encuentran insertados dentro de la estructura cristalina de los mismos); por otro, pueden constituir depósitos sólidos, especialmente a altas temperaturas.
- El barro y las partículas arenosas, comunes en las aguas de los ríos, las cuales participan en procesos muy similares a los descritos en el párrafo anterior.

### **3.2.5. Crecimiento de Material Orgánico.**

Este tipo de ensuciamiento ocurre generalmente con agua no tratada, como por ejemplo el agua de mar de un solo uso y el agua de lago. Puede ocurrir combinado con otros tipos, pero en aguas que no soportan gran flujo de calor puede ser la forma predominante. Los estudios hechos al respecto han sido realizados principalmente para evaluar métodos de tratamiento preventivo, aplicables a cada caso específico.

### **3.2.6. Corrosión.**

Este fenómeno está asociado al ensuciamiento mediante dos diferentes mecanismos, a saber:

- La formación de una costra resistente al calor, compuesta por óxidos. A su vez, éstos pueden actuar como catalizadores, promoviendo el desarrollo de otras formas de ensuciamiento.
- La aparición de rugosidad en la superficie (fenómeno asociado invariablemente con la corrosión), lo cual genera zonas de nucleación para la cristalización y la sedimentación de partículas. Esto es especialmente notable cuando existe ebullición, ya que se crean zonas muy sensibles a la acumulación de suciedad.

### **3.3.0. FACTORES QUE AFECTAN EL DESARROLLO DEL ENSUCIAMIENTO.**

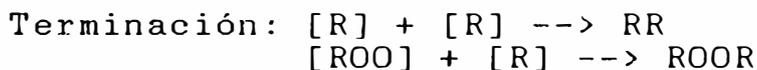
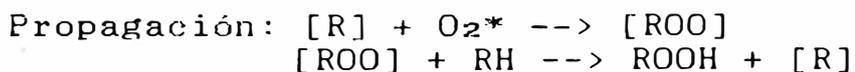
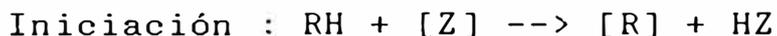
Al mencionar los factores que también están involucrados en la evolución del ensuciamiento y su mayor o menor efecto en los mecanismos antes mencionados, deben considerarse todos aquellos relacionados con la construcción del equipo y las condiciones bajo las cuales opera. Entre estos aspectos se encuentran:

- El tipo de proceso de transferencia de calor implicado.
- Las variables de operación.
- El tipo de material y de estructura de las superficies.
- La geometría del equipo y los patrones de flujo.

- Los gases industriales que usualmente arrastran residuos de combustión o reacción química, los cuales producen un tipo particular de ensuciamiento condicionado por la rugosidad de la superficie, temperatura, adherencia de las partículas y turbulencia del flujo.

### 3.2.3. Reacción Química y Polimerización.

Este mecanismo es el más común en los procesos de refinación de petróleo e industrias relacionadas, y puede adoptar diferentes formas. En este tipo de ensuciamiento, una variable crítica resulta ser la temperatura superficial, la cual determina la velocidad de reacción. Se ha postulado también que la presencia de promotores de oxidación puede ser de gran importancia, de acuerdo al siguiente mecanismo de reacción presentado:



donde RH es una molécula de hidrocarburo, O<sub>2</sub>\* representa al oxígeno o a cualquier oxidante presente, y los corchetes ([ ]) denotan un radical libre reactivo, que se origina por la presencia de trazas de iones metálicos y compuestos de azufre o nitrógeno, representados por Z.

En algunos casos (el del petróleo crudo por ejemplo), el ensuciamiento por reacción química puede ocurrir en combinación con la sedimentación de partículas o la cristalización. Aunque las evidencias experimentales son aún escasas, se ha observado en la mayoría de los casos una tendencia asintótica de las curvas de ensuciamiento, lo que indicaría la existencia de mecanismos de reacción dependientes de la velocidad de flujo, o en su defecto mecanismos de disminución para la velocidad de deposición.

### 3.2.4. Coquificación.

Si la temperatura es lo suficientemente alta, el ensuciamiento por reacción química y sedimentación puede resultar en un duro depósito de coque. Este tipo de mecanismo ha sido poco estudiado, y existe muy poca información experimental al respecto.

### 3.3.1. Procesos de Transferencia de Calor.

Se ha comprobado, en muchos casos, que el modo en que se desarrolla la transferencia de calor afecta los parámetros que determinan el comportamiento del ensuciamiento. Para este estudio, los investigadores han considerado la siguiente clasificación:

#### A. Procesos Sin Cambio de Fase.

La mayor parte de los procesos de ensuciamiento presentan efectos más pronunciados en el lado del fluido que se calienta, y ocurren como precipitaciones usualmente relacionadas con sales de solubilidad inversa o reacciones químicas, las cuales se producen en contacto con las superficies calientes. Fenómenos análogos se desarrollan por el lado del fluido que se enfría, en las que más bien intervienen sales de solubilidad directa.

#### B. Ebullición.

Existe poca información disponible en torno al ensuciamiento bajo un proceso de ebullición. Dentro de esta categoría, la formación de depósitos en equipos de generación de vapor ha sido la más estudiada, pero se trata de un caso altamente especializado. El otro aspecto que se ha investigado es la ebullición en núcleos, pero las conclusiones obtenidas aún no se pueden tomar como definitivas.

Bajo los regímenes de convección natural y flujo forzado, no se tiene conocimiento de investigaciones cuantitativas acerca del ensuciamiento. Cualitativamente, sin embargo, se sabe que la velocidad del flujo disminuye la tendencia a la deposición, y es por esta razón que en la industria petroquímica por ejemplo, en donde se procesan fluidos que pueden ensuciar rápidamente, se emplean rehervidores de circulación forzada o del tipo termosifón vertical. Sin embargo, la temperatura efectiva de la superficie es de gran importancia, por cuanto puede activar (o suprimir) el ensuciamiento por reacción química.

### **C. Condensación.**

No se ha investigado el ensuciamiento bajo procesos de condensación, debido probablemente a que por su naturaleza éstos son limpios. Sin embargo, cuando existe vapor de agua presente, puede existir corrosión y formación de ciertos depósitos. Aunque una investigación sistemática podría ser necesaria para un mejor entendimiento, ésta es considerada de secundaria importancia.

#### **3.3.2. Variables de Operación. [7]**

Las condiciones de operación son, probablemente, los factores que afectan en mayor grado el desarrollo de los procesos de ensuciamiento. Los tres parámetros más importantes a considerar son:

##### **A. La Velocidad de Flujo.**

Altas velocidades de flujo permiten obtener no sólo altos coeficientes de transferencia de calor (y en consecuencia un menor requerimiento de tamaño de equipo), sino también una menor tendencia al ensuciamiento. Sin embargo, tiene como principal desventaja el mayor requerimiento de energía para bombeo y los costos de ello derivados.

##### **B. La Temperatura de la Pared del Tubo.**

Este es el factor que afecta la mayoría de los procesos de ensuciamiento, principalmente la cristalización y la reacción química. Relacionada directamente con la diferencia media de temperaturas, un alto valor de esta última permite el empleo de una unidad de menor tamaño, pero esta ventaja podría verse contrarrestada por una mayor velocidad de ensuciamiento. Bajo casos extremos, podría existir una temperatura superficial bajo la cual, para todos los propósitos prácticos, el ensuciamiento no ocurra en absoluto.

##### **C. Las Impurezas.**

Varían mucho según el fluido y su origen, pero su importancia en el ensuciamiento es evidente. En el caso del petróleo crudo, por ejemplo, se pueden encontrar las siguientes:

Impurezas solubles:

- Azufre.
- Oxígeno.
- Nitrógeno.
- Metales pesados (vanadio, níquel, etc.).
- Asfaltenos, resinas y parafinas.

Impurezas insolubles:

- Salmuera (agua y sales inorgánicas).
- Sedimentos (arena, arcillas, etc.).
- Sólidos filtrables (sulfuros metálicos y óxidos).
- Materia orgánica.

De éstas, las impurezas insolubles son las más fáciles de controlar, efectuándose para ello procesos de filtración y desalado (principalmente electrostático). En este último caso, sin embargo, debe cuidarse la calidad del agua de lavado empleada, de modo de no agregar otros contaminantes. Asimismo, cuando se inyecte NaOH para el control de la corrosión por compuestos hidrolizables (en forma complementaria al desalado), debe tenerse en cuenta el efecto sobre el ensuciamiento de los hidróxidos productos de las reacciones (insolubles) y de la soda sin reaccionar [8].

### 3.3.3. Material y Estructura de las Superficies.

El efecto del material está relacionado mayormente con la iniciación del ensuciamiento, y puede superponerse a los efectos de corrosión y rugosidad de la superficie. La acción catalítica de algunos materiales para tubos puede también promover o retardar los procesos de ensuciamiento, especialmente en el período de iniciación.

El efecto de la rugosidad de la superficie ha sido observado cualitativamente. Las investigaciones han permitido notar que mientras el ensuciamiento por cristalización pura exhibe sensibilidad a las zonas de nucleación y a su frecuencia, el ensuciamiento por cristalización mixta (en sistemas de agua de enfriamiento) muestra mucho menor sensibilidad. Se ha observado también que un intercambiador limpiado en forma incompleta, en donde aparentemente quedan algunos núcleos cristalinos sobre las paredes de los tubos (generando una superficie "rugosa"), se ensucia más rápidamente que uno limpiado adecuadamente.

Para métodos predictivos generalizados, el efecto de la superficie es un parámetro difícil de incluir. Tal como se verá más adelante, algunos modelos lo incluyen a través de una "función de probabilidad de adherencia". Sin embargo, este efecto es muy sensible a los diversos tipos de ensuciamiento, y su caracterización requiere todavía de una mayor recopilación de datos.

### **3.3.4. Geometría del Equipo y Patrones de Flujo.**

Los equipos de transferencia de calor pueden reaccionar a los diferentes tipos de ensuciamiento de una manera notablemente diferente, dependiendo de los patrones de flujo, distribuciones de velocidad y de temperatura en la pared, grado de turbulencia, la capacidad de "desprenderse" de los depósitos, etc. Cualitativamente se han observado algunos efectos, pero todavía se especula de estos en varios aspectos.

Algunas de las geometrías estudiadas son:

#### **A. Flujo a Través de Tubos y Anulos.**

Con agua de enfriamiento conteniendo  $\text{CaSO}_4$  y para las condiciones de operación evaluadas, ambas geometrías muestran un comportamiento aparentemente idéntico, para las mismas velocidades de flujo y temperaturas de pared.

#### **B. Flujo por el Lado de la Coraza.**

El flujo a través de bancos de tubos, especialmente en configuraciones que incluyen deflectores, muestran gran sensibilidad para el diseño. Este se caracteriza por las denominadas corrientes de fuga ("leakage") y por el contorno ("by-pass"), asociadas a áreas con velocidad de flujo muy variable. En este sentido, se ha observado que grandes cortes de deflectores, especialmente en presencia de amplios espaciamientos, crean zonas "muertas" en donde la velocidad de flujo es prácticamente cero (ver Fig. 017). Ya que el ensuciamiento es dependiente de la velocidad, tales diseños pueden promover depósitos cuya resistencia es varias veces mayor que el especificado para velocidades de distribución uniforme.

#### **C. Tubos con Aletas.**

Siendo el ensuciamiento un proceso afectado por las condiciones hidrodinámicas de flujo, se observarán en muchos casos grandes diferencias cuando se tienen tubos con aletas en vez de tubos simples. Aunque muchos diseños existen, es de mayor interés el tipo longitudinal, frecuentemente empleado en intercambiadores de coraza y tubos. Las observaciones parecen indicar que, en algunas aplicaciones, el ensuciamiento es menos pronunciado en tubos con aletas que en tubos simples. Sin embargo, los datos son considerados aún insuficientes para establecer conclusiones.

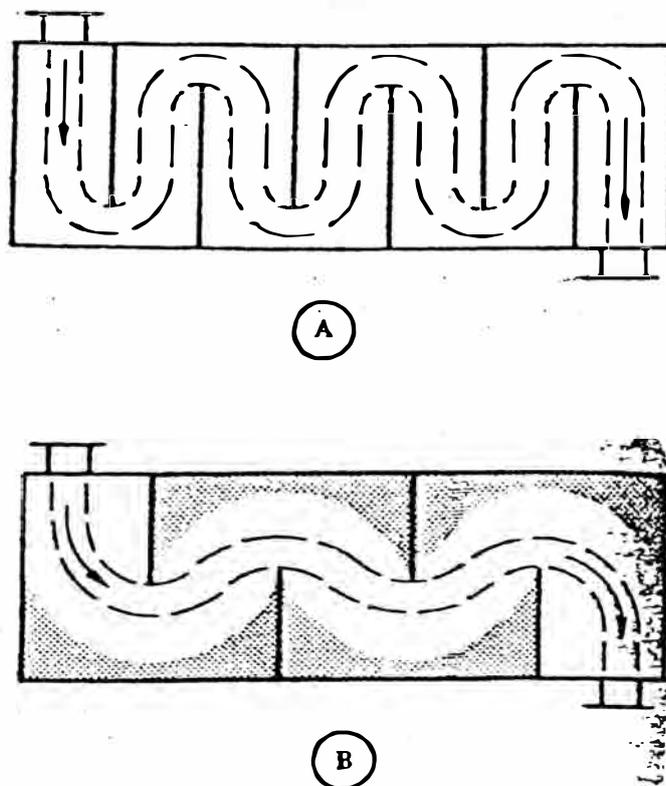


Fig. 017: Distribución de flujos en un intercambiador de coraza y tubos: (A) Equipo adecuadamente diseñado; (B) Equipo con zonas que favorecen el ensuciamiento.

En el lado de la coraza y con deflectores, el patrón de flujo cambia constantemente: de flujo cruzado puro a flujo en dirección longitudinal, normal a las aletas. Así, en los espacios intermedios (valles) se producen zonas con patrones de turbulencia muy diferentes, con lo que el ensuciamiento puede mostrar distintas características bajo ciertas condiciones. Es así que, siendo zonas de baja velocidad en flujo longitudinal, los valles pueden actuar como iniciadores de algunos procesos de ensuciamiento. En el otro extremo, la forma de la aleta puede promover la formación de depósitos "fallados", de escasa resistencia al esfuerzo cortante, con el consiguiente aumento de las velocidades de remoción.

Todavía se especula mucho acerca de las afirmaciones anteriores, y se requieren aún de más experimentos para comprobarlas.

### 3.4.0. COMENTARIOS FINALES.

Desde 1958, año en el que Donald Q. Kern y Ralph E. Seaton presentaron un trabajo (posteriormente publicado [9]) que puede considerarse como el primer estudio físico - matemático del ensuciamiento, y pasando por las primeras investigaciones sistemáticas que se conocen, iniciadas por Heat Transfer Research, Inc. (HTRI) a principios de la década de 1970, se ha incrementado notablemente nuestros conocimientos acerca de los procesos de ensuciamiento. Se han postulado ya diversos mecanismos y se han establecido los parámetros que pudieran influir, pero la extremadamente complicada naturaleza del fenómeno hace necesarios estudios más profundos y específicos. Al respecto, Knudsen presenta en un artículo [10] una lista detallada de las necesidades de investigación agrupadas por mecanismos, y muestra además una clasificación por industrias de los diferentes tipos de ensuciamiento y su predominio.

En base a los resultados obtenidos hasta la fecha, diversos investigadores han formulado una serie de modelos predictivos cuya aplicación se circunscribe a determinados casos, sin conocerse hasta ahora un modelo generalizado quizás por lo limitado de los datos, que no involucren todas las situaciones que se pueden dar. En el siguiente capítulo se hará una descripción de los principales modelos conocidos hasta la fecha y sus interpretaciones físico - matemáticas, así como de sus limitaciones y aplicaciones específicas.

## Capítulo 4

# MODELOS PREDICTIVOS PARA EL ENSUCIAMIENTO

### 4.1.0. LA ECUACION FUNDAMENTAL DE BALANCE DE MATERIA.

Todos los intentos para producir un modelo matemático que cuantifique los procesos de ensuciamiento, están basados en la ecuación general de balance de materia:

$$(4.1) \quad \frac{\delta R_f}{\delta t} = \phi_a - \phi_r$$

El término  $\phi_a$  depende del tipo de ensuciamiento (sedimentación, cristalización, etc.), mientras que  $\phi_r$  depende de la dureza y fuerza adhesiva del depósito, así como del esfuerzo cortante a que es sometido por acción del flujo. Dos casos extremos pueden darse, dependiendo de la magnitud relativa de estos términos:

- Si la velocidad de deposición es constante y predominante sobre la velocidad de remoción, entonces la curva ensuciamiento vs. tiempo será una línea recta (curva A, Fig. 018).
- Si la velocidad de remoción aumenta con el espesor de la capa de suciedad, sea por incremento del esfuerzo cortante o de algún otro mecanismo que deteriora la estabilidad del depósito, se obtendrá una curva asintótica (curva B, Fig. 018).

Un tercer caso (y el más indeseable), el que la velocidad de deposición aumente o la velocidad de remoción disminuya con el tiempo, nunca ha sido observado experimentalmente.

Junto a los casos mencionados, se ha observado también una variante del comportamiento del ensuciamiento con el tiempo, tal como se ilustra en la Fig. 019. Se presenta un "período de inducción", durante el cual se observa una aparición de depósitos despreciable. Esto se atribuye a zonas de nucleación en formación, las cuales, una vez numerosos, ocasionan el rápido aumento del ensuciamiento, sea en forma constante o asintótica.

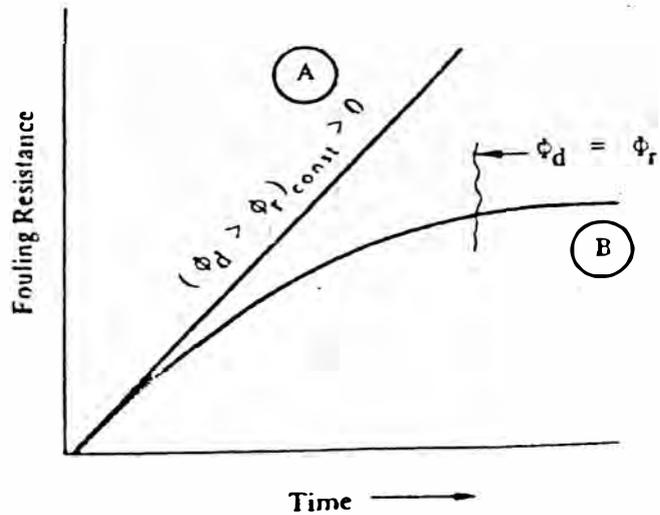


Fig. 018: Curvas resistencia por ensuciamiento - tiempo. (A) Con predominancia de la velocidad de deposición; (B) Con incremento de la velocidad de renovación proporcional al espesor de la capa de depósitos.

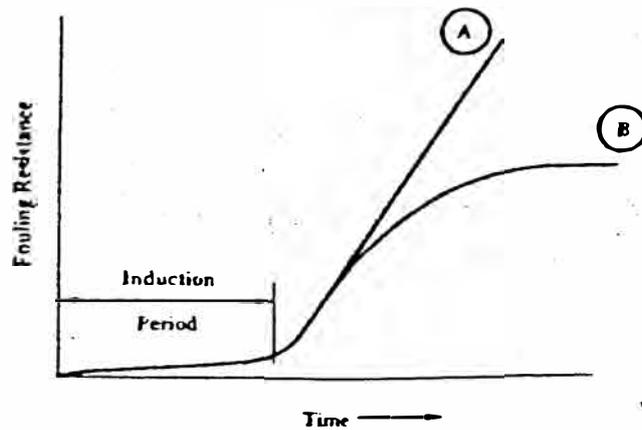


Fig. 019: Curvas resistencia por ensuciamiento - tiempo con "período de inducción" presente.

#### 4.2.0. FACTORES QUE CONTROLAN EL ENSUCIAMIENTO. [5]

Teniendo en cuenta lo representado en la ecuación 4.1, los procesos que controlan el

ensuciamiento pueden dividirse en dos grupos:

- Factores controlados por la deposición.
- Factores controlados por la remoción.

#### 4.2.1. Factores Controlados por la Deposición.

Dependiendo del tipo de ensuciamiento, las velocidades de deposición pueden formularse de diferentes maneras. A continuación se describen algunos de los mecanismos encontrados más frecuentemente.

##### A. Deposición Controlada por Velocidad de Reacción.

Este mecanismo limitante es aplicable a la cristalización, polimerización, corrosión y otros tipos de ensuciamiento originados por reacción química. Esta forma de deposición puede representarse por una ecuación general de la forma:

$$(4.2) \quad \phi_{cs} = k_r \cdot (C_r)^n$$

donde  $k_r$  es una constante cinética de reacción, definida en principio como:

$$(4.3) \quad k_r = C_0 \cdot \exp(-E^*/R \cdot T_m)$$

##### B. Deposición Controlada por Zonas de Nucleación.

Se aplica sólo a las etapas iniciales del ensuciamiento sobre una superficie limpia, y está asociada con el previamente mencionado "período de inducción" (ver sección 4.1.0). Se sabe de la existencia de estas zonas, pero no han sido estudiadas sistemáticamente. Se especula entonces que esta deposición presente las siguientes características:

- Promoción por adherencia física, a través de pequeñas cavidades en las que, inicialmente, los efectos de las fuerzas de corte del fluido son mínimas, y en las que se fijan cristales en crecimiento o partículas de polímeros.
- Reacción catalizada por la acción de áreas preferenciales para reacción química, debido a la composición local del material o a la configuración física de la superficie. Aparentemente, una vez que el ensuciamiento aumenta más rápidamente de lo que es removido, las mismas partículas depositadas generan zonas de nucleación y pronto este mecanismo deja de ser limitante. Se postula, por lo tanto, que la duración del "período de

inducción" es inversamente proporcional al número de zonas de nucleación disponibles.

### C. Deposición Controlada por Difusión.

Este mecanismo es aplicable cuando están presentes bajas velocidades con partículas muy pequeñas como componentes químicos, las cuales muestran una baja difusividad en vez de una alta velocidad de reacción.

Una forma general de ecuación es:

$$(4.4) \quad \phi_{cl} = C_{\infty} \cdot k_c \cdot (C_{Ei} - C_{mp,r})$$

Obsérvese que la transferencia de masa por este mecanismo se incrementa siempre con la velocidad. Sin embargo, por encima de un cierto valor, ésta sólo permite el transporte del material ensuciante hacia la superficie, en donde otro mecanismo puede determinar la velocidad de deposición.

### D. Deposición Controlada por el Asentamiento de Sólidos por Acción de la Gravedad.

Sólo aplicable en presencia de bajas velocidades y grandes partículas de sólidos. Puede expresarse como:

$$(4.5) \quad \phi_{cl} = C \cdot (d_m - d_r)$$

en donde C es una función del tamaño de las partículas, de la viscosidad y de la velocidad.

### E. Residuos de la Vaporización de una Solución.

Estos se presentan en soluciones casi saturadas de un soluto no volátil. La ecuación general es:

$$(4.6) \quad \phi_{cl} = C_{\infty} \cdot W_{\infty}$$

### F. Otros Mecanismos.

Finalmente, se postulan otros mecanismos menos estudiados a la fecha, como son:

- La electroforesis, causada por cargas eléctricas y diferencias de potencial entre las partículas y la pared.
- La termoforesis, causada por gradientes térmicos a través de la subcapa laminar del fluido que está siendo enfriado.

#### 4.2.2. Factores Controlados por la Remoción.

Todos los mecanismos de remoción de depósitos pueden expresarse como una función del balance de fuerzas entre el esfuerzo de corte del fluido y la resistencia de cohesión del depósito, tal como se presenta en la relación general:

$$(4.7) \quad \phi_r = C_m \cdot \left[ \frac{t_m}{R_b} \right]$$

en donde se encuentran involucradas las siguientes variables:

##### A. El Esfuerzo de Corte ( $t_m$ ).

Es simplemente el componente de la fricción del fluido contra el depósito:

$$(4.8) \quad t_m = C \cdot \left[ \frac{1}{d_r} \right] \cdot \left[ \frac{W}{A_c} \right]^2$$

en donde C es una función del Número de Reynolds, rugosidad del depósito y de la configuración de flujo (dentro o fuera de tubos, entre aletas, etc.).

Nótese que, conforme el depósito aumenta,  $A_c$  (el área transversal para el flujo) disminuye, lo que incrementa el esfuerzo de corte dado un valor constante del flujo másico W. Por esta causa, la ecuación 4.8 es una función muy difícil de analizar para la obtención de métodos generales de predicción.

##### B. La Resistencia de Cohesión del Depósito ( $r_b$ ).

Se considera ésta como la fuerza adhesiva del depósito por unidad de área, en el plano de adhesión más débil. Basado en limitadas observaciones, se especula lo siguiente:

- $r_b$  se incrementa con la uniformidad de la estructura del depósito (mayor para cristales puros y polímeros, menor para partículas depositadas).
- $r_b$  decrece con el espesor del depósito, debido al incremento del número de planos con potencial débil adherencia.
- $r_b$  es una función de las características originales de la superficie, sólo si la

adhesión en la interfase superficie - depósito es menor que la adhesión interna del depósito, teniendo en cuenta el hecho de que superficies lisas especialmente preparadas retardan el ensuciamiento en algunas circunstancias y no en otras.

#### 4.3.0. ALGUNOS MODELOS POSTULADOS.

En base a diversos estudios realizados con diferentes fluidos, bajo condiciones diversas y con la predominancia de uno o varios tipos de ensuciamiento, varios investigadores han planteado una serie de modelos que permiten explicar algunos de los resultados observados. Estos se describen a continuación.

##### 4.3.1. Modelo de Kern - Seaton.

Donald O. Kern y Ralph E. Seaton fueron los primeros en postular un modelo basado en observaciones, en las que las curvas ensuciamiento vs. tiempo adoptaban una forma asintótica. La ecuación que plantearon es:

$$(4.9) \quad R_r = R_r^* \cdot (1 - e^{-B \cdot \theta})$$

A partir de la ecuación de balance (ecuación 4.1), ellos propusieron la siguiente expresión:

$$(4.10) \quad \frac{\delta x_r}{\delta \theta} = \phi_{cl} - \phi_r = K_1 \cdot C^* \cdot W - K_2 \cdot t_m \cdot x_r$$

Si todas las magnitudes anteriores, excepto  $x_f$  por supuesto, son constantes, la ecuación 4.10 puede integrarse y, reordenando para obtener la forma de la ecuación 4.9, se determina que:

$$(4.11) \quad R_r^* = \frac{K_1 \cdot C^* \cdot W}{k_f \cdot K_2 \cdot t_m}$$

$$(4.12) \quad B = K_2 \cdot t_m$$

siendo  $R_r = x_f / k_f$ .

En dos publicaciones [9, 11], Kern presenta la solución rigurosa de la ecuación 4.10 para varios casos particulares, teniendo en cuenta la variación del esfuerzo cortante  $t_a$  con el espesor del depósito. Sin embargo, no se conoce evidencia experimental que sustente alguna de las relaciones físicas postuladas. Al margen de esto, los parámetros  $R_f$  y  $B$  de la ecuación 4.9 pueden calcularse a partir de métodos de prueba y error o con la ayuda de nomogramas [12], conociéndose el valor de  $R_f$  a dos tiempos  $t_1$  y  $t_2$ . Esto último es válido sólo si los parámetros planteados en la ecuación 4.10 permanecen constantes, una situación que rara vez se da en la práctica.

#### 4.3.2. Modelo de Watkinson - Epstein.

P. Watkinson y Norman Epstein investigaron un intercambiador por el que circulaba gasóleo y con el que obtuvieron curvas ensuciamiento vs. tiempo que fueron comparadas contra el modelo de Kern - Seaton. Ellos encontraron que la resistencia asintótica  $R_f^*$  era inversamente proporcional al cuadrado del flujo másico, en contraste con la proporcionalidad directa mostrada en la ecuación 4.11. Encontraron además que la velocidad inicial de ensuciamiento era inversamente proporcional al flujo másico y que depende exponencialmente de la temperatura inicial de la pared. En el modelo de Kern - Seaton, la velocidad inicial de ensuciamiento (que se obtiene haciendo  $x_f = 0$  en la ecuación 4.10) es directamente proporcional al flujo másico y no depende de la temperatura de la pared, al menos explícitamente.

Watkinson y Epstein ampliaron sus investigaciones empleando agua con arena en suspensión, y encontraron que los resultados concordaban muy bien con la ecuación de Kern - Seaton (ecuación 4.10). Ante estos comportamientos aparentemente contradictorios, propusieron un modelo en el cual la deposición es controlada por transferencia de masa y/o adhesión, y manteniendo el término de remoción postulado por Kern y Seaton. Definieron entonces el modelo para la velocidad de deposición que ellos llamaron de "adhesión - transferencia" y que expresaron matemáticamente por:

$$(4.13) \quad \dot{m}_d = J \cdot S$$

El factor  $J$  es un flux másico normal a la superficie, expresado por:

$$(4.14) \quad J = k_c \cdot (C_f - C_{f\infty})$$

El factor S, denominado "probabilidad de adherencia", se considera directamente proporcional a las fuerzas de adhesión que retienen una partícula a la superficie, e inversamente proporcional a las fuerzas hidrodinámicas que actúan sobre ella en el instante que alcanza dicha superficie. Matemáticamente:

$$(4.15) \quad S = \left[ \frac{C_o}{f \cdot v^2} \right] \cdot \exp(-E^*/R \cdot T_s)$$

Este modelo parece ser una buena aproximación física y explica la diferencia entre los resultados obtenidos en base a principios aparentemente válidos. Sin embargo, teniendo en cuenta lo limitado de los datos y de los tipos de fluidos ensayados, la aplicabilidad al diseño es aún insegura. De todos modos, este modelo resulta interesante y deberá ser considerado en futuras investigaciones.

#### 4.3.3. Modelo de Reitzer.

B. Reitzer consideró, en su modelo, la velocidad de crecimiento de los depósitos en intercambiadores de calor tubulares, relacionando el cambio de espesor ( $\delta x_f / \delta t$ ) con el cambio de masa ( $\delta M / \delta \theta$ ) como sigue:

$$(4.16) \quad \frac{\delta M}{\delta \theta} = A \cdot d_s \cdot \left[ \frac{\delta x_f}{\delta t} \right]$$

Asumiendo una relación lineal entre la temperatura y la solubilidad, y una reacción de n-ésimo orden para el crecimiento cristalino, resulta lo siguiente:

- Para DT constante (diferencia de temperaturas entre los fluidos frío y caliente):

$$(4.17) \quad \frac{1}{U_{n+1}} = \frac{1}{U_{o(n+1)}} + a_1 \cdot \left[ \frac{k_r}{d_f \cdot k_f} \right] \cdot \left[ \frac{DT}{h_1} \right] \cdot \theta$$

- Para flujo de calor constante ( $q/A$ ):

$$(4.18) \quad \frac{1}{U} = \frac{1}{U_o} + a_2 \cdot \left[ \frac{k_r}{d_f \cdot k_f} \right] \cdot \left[ \frac{q/A}{h_1} \right]^n \cdot \theta$$

Ya que la resistencia por ensuciamiento se define por  $R_r = 1/U - 1/U_{\infty}$ , la ecuación 4.18 resulta en una expresión para  $R_r$  linealmente dependiente del tiempo, sin adoptar un valor asintótico. Sin embargo, existen otros factores que pueden hacer decrecer la velocidad de ensuciamiento tales como: (1) el ligero incremento del producto  $dfkf$ , debido a la compactación del depósito con el tiempo, y (2) el incremento de  $h_1$  y el decremento de  $k_r$  simultáneos, debido al aumento de la velocidad por acción de la menor área para el flujo. De todos modos, ninguno de los factores arriba mencionados son suficientes para reducir la velocidad de ensuciamiento al punto de alcanzarse un valor asintótico, y se requiere de un término de remoción para que este modelo sea completo.

#### 4.3.4. Modelo de Beal.

S. Beal describió la deposición de partículas en flujo turbulento mediante un flux de partículas  $N$ , para lo cual planteó la ecuación:

$$(4.19) \quad N = (D + \epsilon) \cdot \left[ \frac{\delta c}{\delta y} \right]$$

Asumiendo que  $N$  varía linealmente desde la pared al centro del tubo, y que las difusividades de remolino de masa y momentum son iguales, se determinan las diferencias de concentración de las partículas a través de la capa límite, resultando el perfil de la Fig. 020.

Si consideramos que la concentración en  $y = y_s$  (una distancia de "detención" de las partículas) es la misma que la de la pared, entonces pueden escribirse separadamente fluxes para las dos regiones:

$$(4.20) \quad N_o = K \cdot (C_{prom} - C_w), \quad y > y_s$$

$$(4.21) \quad N_w = U \cdot V_r \cdot C_w, \quad y \leq y_s$$

Los subíndices "prom" y "o" se refieren al valor promedio en el fluido y a la pared, respectivamente. Asumiendo que  $N_o = N_w$ , puede eliminarse  $C_o$  de las ecuaciones 4.20 y 4.21, obteniéndose el flux de partículas en la pared:

$$(4.22) \quad N_w = K_D \cdot C_{prom}$$

en donde  $K_D$  es el "coeficiente de deposición", definido por:

$$(4.23) \quad \frac{1}{K_D} = \frac{1}{P_a \cdot V_r} + \frac{1}{K}$$

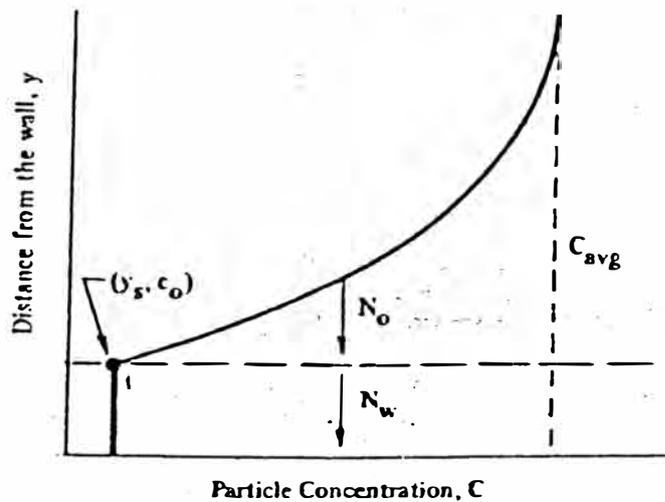


Fig. 020: Perfil de concentraciones según el Modelo de Beal.

La ecuación 4.23 muestra que el coeficiente  $K_D$  incluye dos efectos: (1) la difusión browniana en la región de adherencia ( $y \leq y_s$ ), y (2) la transferencia de momentum hacia dicha región. Cuando  $K \gg P_a \cdot V_r$ ,  $C_{prom}$  tiende a  $C_w$  (es decir, el gradiente de concentración es pequeño a través del conducto, excepto en la región muy próxima a la pared) y el transporte de partículas es controlado por el transporte a través de la región  $y \leq y_s$ :

$$(4.24) \quad N_w = P_a \cdot V_r \cdot C_{prom}, \text{ si } K \gg P_a \cdot V_r$$

Sin embargo, cuando  $P_a \cdot U \ll K$ ,  $C_w$  se vuelve más pequeño y el transporte de partículas es controlado por el gradiente de concentración a través del conducto:

$$(4.25) \quad N_w = K \cdot C_{prom}, \text{ si } K \ll P_a \cdot V_r$$

El modelo predijo varios juegos de datos para partículas suspendidas de varios tamaños en corrientes de aire, considerando que  $P_a$  era igual a 1. Un resultado interesante que se deriva de este modelo es la existencia de un tamaño de partícula óptimo para minimizar la deposición, si se tiene en cuenta que el ensuciamiento disminuye con el tamaño dentro del rango browniano, y aumenta dentro del rango controlado por el momentum.

Con todas estas consideraciones, el modelo de Beal parece ser muy prometedor para la predicción del ensuciamiento, principalmente del tipo causado por deposición de partículas, y posiblemente para otros tipos.

#### 4.3.5. Modelo Preliminar de HTRI.

Heat Transfer Research, Inc. (HTRI), institución que ha llevado a cabo una serie de experimentos cuyo objetivo final es obtener un modelo que permita predecir el ensuciamiento de un modo confiable, ha desarrollado un modelo semianalítico preliminar para el caso de agua de enfriamiento, que generalmente produce depósitos por medio del mecanismo de cristalización mezclada. El modelo está basado en la ecuación 4.1 (la ecuación fundamental de balance de materia), y toma las ecuaciones 4.2 y 4.7 para expresar las velocidades de deposición y remoción respectivamente, con las siguientes consideraciones:

##### A. Velocidad de Deposición.

La combinación de las ecuaciones 4.2 y 4.3 nos da:

$$(4.26) \quad \phi_d = C_o \cdot (C_r)_r \cdot \exp(-E^*/R \cdot T_s)$$

En ésta, se ha encontrado que el coeficiente  $C_o$  es una función del tiempo de residencia del material ensuciante en la zona de reacción cercana a la superficie y, por lo tanto, una función inversa de la velocidad del fluido. Este factor fue relacionado a una función de probabilidad de la velocidad ( $P_a$ ) con frecuencias normalmente distribuidas; específicamente, esta distribución es proporcional a  $\exp(-e^2)$ , y en la cual  $e = V^{1/\theta}$ .

Por otro lado, la concentración efectiva del reactante ( $C_r$ ) es una función de la concentración y de las sustancias disueltas en el agua, pero puede expresarse un valor efectivo de este término como un "factor de caracterización de agua" generalizado ( $f$ ), considerado como una función del Índice de Langelier (IL):

$$(4.27) \quad IL = pH - pH_s$$

Introduciendo los términos anteriores en la ecuación 4.26, obtenemos finalmente:

$$(4.28) \quad \phi_d = C_1 \cdot P_d \cdot (f)^n \cdot \exp(-E^*/R \cdot T_s)$$

en donde se ha incluido la constante  $C_1$  y el exponente  $r$  ha sido reemplazado por  $n$ , para efectos de correlación.

#### B. Velocidad de Remoción.

En la ecuación 4.7 se investigó la dependencia de la resistencia de cohesión del depósito ( $r_b$ ), pudiendo expresarse en forma proporcional al espesor del depósito, de acuerdo a la ecuación:

$$(4.29) \quad r_b = b \cdot \left[ \frac{1}{x_f} \right]^m$$

Reemplazando (4.29) en (4.7) obtenemos:

$$(4.30) \quad \phi_r = C_2 \cdot \left[ \frac{t_s}{b} \right] \cdot x_f^m$$

Luego, incluyendo las ecuaciones 4.28 y 4.30 en (4.1), obtenemos la expresión final:

$$(4.31) \quad \frac{\delta(x_f/k_f)}{\delta t} = C_1 \cdot P_d \cdot (f)^n \cdot \exp(-E^*/R \cdot T_s) - C_2 \cdot \left[ \frac{t_s}{b} \right] \cdot x_f^m$$

Obsérvese que si  $m = 1$ , entonces la ecuación 4.31 produce una solución similar al modelo de

Kern - Seaton (ecuación 4.9), en donde:

$$(4.32) \quad R_r^* = \frac{C_1 \cdot P_m \cdot (f)^n \cdot \exp(-E^*/R \cdot T_m)}{C_2 \cdot (t_e/b)}$$

$$B = C_2 \cdot K_f \cdot \left[ \frac{t_e}{b} \right]$$

En todo caso, el valor de  $m$  debe comprobarse experimentalmente. Sin embargo, los resultados hasta ahora logrados parecen confirmar la asunción de  $m = 1$ .

#### 4.4.0. COMENTARIOS FINALES.

En general, los modelos aquí presentados son resultados de las investigaciones de los procesos de ensuciamiento bajo distintas condiciones. Probablemente, no pueda llegar a formularse ningún modelo generalizado, por cuanto las características de los fluidos y los equipos en que se procesan presentan diferencias a veces muy marcadas, que hacen difícil contabilizar todos los parámetros que pudieran influir en la formación de depósitos. Sin embargo, son notables los progresos logrados, y el interés por investigar estos procesos es mayor cada día. Se espera, por lo tanto, poder contar pronto con modelos confiables, que permitan mejorar el diseño de los equipos de transferencia de calor, la evaluación de los mismos y la prevención del ensuciamiento, con sus costos involucrados.

## Capitulo 5

# TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCION: ECUACIONES PARA EL DISEÑO Y EVALUACION DE INTERCAMBIADORES

### 5.1.0. INTRODUCCION.

La convección es uno de los tres modos fundamentales por los cuales se transmite el calor (siendo los otros dos la conducción y la radiación). Se produce por el movimiento del fluido, que transfiere el calor de las zonas calientes a las frías en concordancia con la Segunda Ley de la Termodinámica.

La convección puede darse en dos formas, dependiendo de las fuerzas que intervengan en el proceso. Si las corrientes resultantes se deben a las fuerzas de flotación generadas por diferencias de densidad, y estas diferencias a su vez son causadas por los gradientes de temperatura existentes en la masa del fluido, se tiene entonces un proceso de convección libre o natural. Si por el contrario, las fuerzas actuantes son producidas mecánicamente (con una bomba o un agitador, por ejemplo), el flujo de calor es independiente de los gradientes de densidad y el proceso se produce entonces por convección forzada [13]. El cuadro 002 presenta una comparación de estos dos mecanismos. Cabe indicar, sin embargo, que ambos tipos de fuerzas pueden actuar simultáneamente sobre el mismo fluido, dando lugar a la superposición de las convecciones natural y forzada.

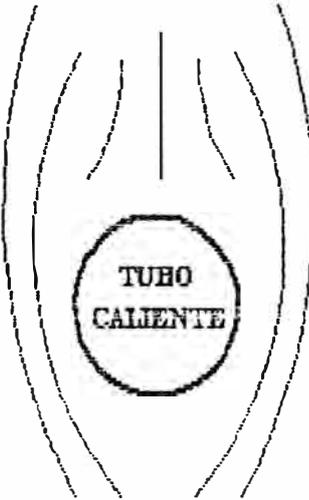
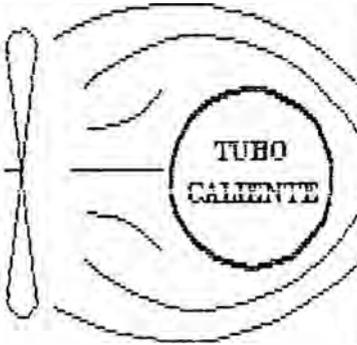
### 5.2.0. LA ECUACION DE ENERGIA.

Un balance completo de energía (en coordenadas rectangulares) sobre un fluido circulante a través del cual se transfiere calor, da como resultado la siguiente expresión (asumiendo propiedades físicas constantes, para simplificar):

$$(5.1) \quad d \cdot C_p \cdot \left[ \frac{\delta T}{\delta \theta} + V_x \cdot \frac{\delta T}{\delta x} + V_y \cdot \frac{\delta T}{\delta y} + V_z \cdot \frac{\delta T}{\delta z} \right] \\ = k \cdot \left[ \frac{\delta^2 T}{\delta x^2} + \frac{\delta^2 T}{\delta y^2} + \frac{\delta^2 T}{\delta z^2} \right] + q' + \phi$$

# Comparacion Entre la Conveccion Libre y Forzada en Sistemas No Isotermicos

Tabla 002

TIPO DE	Libre	Forzada
EJEMPLO	 <p style="text-align: center;">El calor se transporta hacia arriba por el aire que asciende</p>	 <p style="text-align: center;">El calor es barrido hacia la derecha por la corriente forzada de aire</p>
CARACTERISTICAS DE FLUJO	Determinado por el efecto de flotacion del fluido caliente	Determinado fundamentalmente por una fuerza externa
RELACION ENTRE LOS PERFILES DE VELOCIDAD Y DE TEMPERATURA	Los perfiles de velocidad y de temperatura estan intimamente relacionados	Primero se hallan los perfiles de velocidad, que se utilizan despues para calcular los perfiles de temperatura (procedimiento general para fluidos con propiedades constantes)
DEPENDENCIA DEL NUMERO DE NUSSOLT	El Numero de Nusselt depende de los Numeros de Grashof y Prandtl	El Numero de Nusselt depende de los Numeros de Reynolds y Prandtl

Con excepción de la derivada  $\delta T/\delta \theta$ , los términos de la izquierda en la ecuación 5.1 se conocen como términos convectivos, e incluyen la energía transportada por el fluido a causa de su velocidad. De esta manera, la solución de la ecuación depende de las ecuaciones de cantidad de movimiento.

Sólo se conocen soluciones de la ecuación 5.1 para casos simples de flujo y diversas formas geométricas, y fundamentalmente en régimen de flujo laminar. En flujo turbulento, existen dificultades para expresar las velocidades en función de las coordenadas de espacio y tiempo, y por otro lado no es posible obtener valores seguros de la conductividad térmica efectiva del fluido. En todo caso, pueden hacerse aproximaciones y suposiciones simplificadoras que permitan resolver la ecuación, con las limitaciones involucradas.

Un mayor detalle sobre las ecuaciones de energía puede encontrarse en la obra de Bird, Stewart y Lightfoot [15].

### 5.3.0. COEFICIENTE DE TRANSMISION DE CALOR.

Las dificultades expuestas en la sección anterior, y la gran cantidad de situaciones y configuraciones en las que se dan los procesos de transferencia de calor por convección, ha hecho que los investigadores recurran al análisis dimensional para desarrollar fórmulas alternas a la ecuación 5.1. Es aquí donde se introduce el concepto de coeficiente de transferencia de calor.

Considérese un fluido circulando a través de un conducto o alrededor de un sólido. Supóngase además que existe una diferencia de temperaturas entre el fluido y el sólido, de manera que exista transferencia de calor entre ambos. Se puede esperar entonces que la velocidad de flujo de calor a través de la interfase sólido - fluido dependa del área de la interfase y de la diferencia de temperaturas. Según esto, se puede escribir [15]:

$$(5.2) \quad q = h \cdot A \cdot DT$$

El factor de proporcionalidad  $h$  se conoce como "coeficiente de transferencia de calor". Para diferenciarlo de otros, se le denomina también "coeficiente pelicular".

El valor de  $h$  depende ampliamente del tipo de fluido involucrado, de las propiedades físicas del mismo y de las variables que las afectan (temperatura, presión), de la configuración y régimen de flujo y del estado de la superficie del sólido con la cual el fluido está en contacto. Este coeficiente se encuentra contenido en el denominado Número de Nusselt, presente en todas las correlaciones de transferencia de calor por convección deducidas mediante análisis dimensional.

En dichas correlaciones, el Número de Nusselt es a su vez función de otros números adimensionales, dependiendo del tipo de convección (libre o forzada) y del régimen de flujo (laminar o turbulento). El cuadro 003 presenta los principales números adimensionales involucrados en la transferencia convectiva, junto con una interpretación física de los mismos.

#### 5.4.0. REGIMENES DE FLUJO PARA CONVECCION LIBRE Y FORZADA.

En la introducción a este capítulo se indicó que tanto la convección libre como forzada podrían darse simultáneamente. En efecto, cuando un fluido se desplaza con una velocidad que puede considerarse entre moderada y alta, es posible desprestigiar las fuerzas de flotación y considerar que la convección es forzada. Sin embargo, si la velocidad es baja, la convección libre puede ejercer un efecto importante. Un criterio para reconocer esta situación se halla dado por la relación:

$$(5.3) \quad \frac{Gr}{Re^2} = \frac{\text{Fuerzas de flotación}}{\text{Fuerzas de inercia}}$$

Según esta magnitud, se definen los siguientes regímenes de convección:

- Convección libre  $Gr \gg Re^2$
- Convección forzada  $Gr \ll Re^2$
- Convección libre y forzada combinadas  $Gr \sim Re^2$

Combinando éstas con los dos dominios hidrodinámicos, obtenemos  $3 \times 2 = 6$  subregímenes, que habrán de tenerse en cuenta para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor (definido en la ecuación 5.2).

B. Metais y E. R. G. Eckert estudiaron estos subregímenes y establecieron los límites para su existencia. El resultado de sus investigaciones

(hechos para el flujo en tubos horizontales y verticales, con temperatura de pared constante) pueden apreciarse en gráficas válidas para el rango del producto  $Pr \cdot (D/L)$  entre 0.01 y 1. La Fig. 021 corresponde al caso de los tubos horizontales.

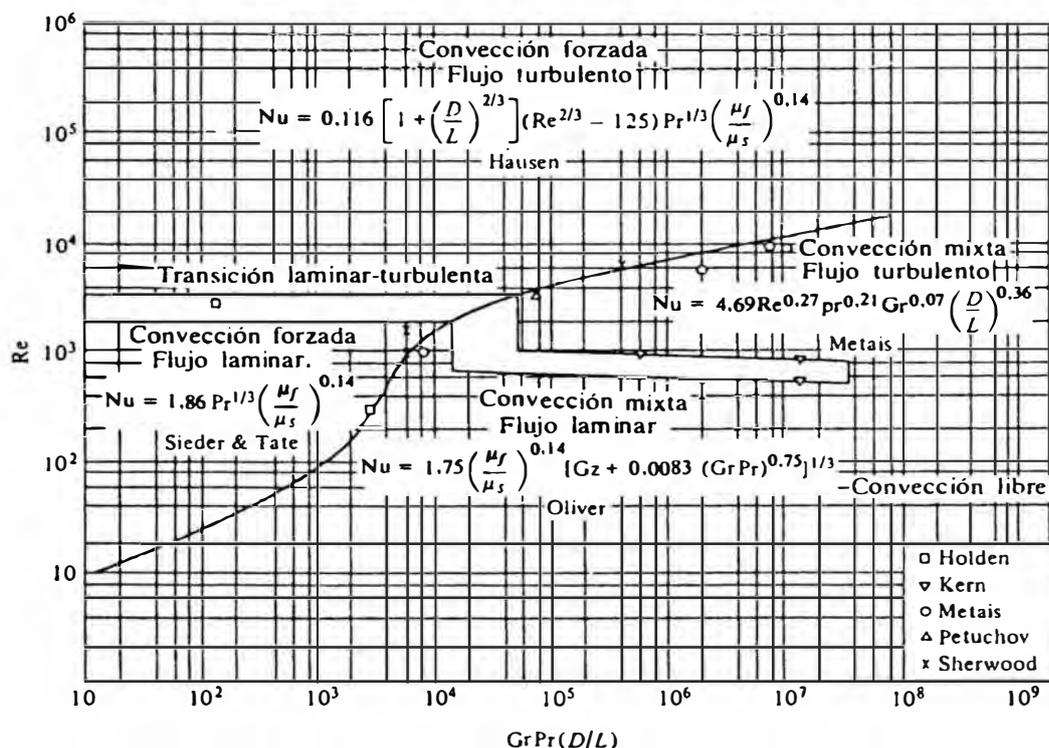


Fig. 021: Regímenes de convección en tubos horizontales.

En la figura se observa que se ha tomado como abcisa el producto  $Gr \cdot Pr \cdot (D/L)$ , donde  $Gr$  es el Número de Grashof con el diámetro interno del tubo como longitud característica, y con la diferencia entre la temperatura de la pared del tubo y la temperatura media volumétrica del fluido. Se observan también algunas correlaciones representativas de los subregímenes considerados, y que serán discutidos en la siguiente sección.

## 5.5.0. PRINCIPALES CORRELACIONES APLICABLES A INTERCAMBIADORES DE CALOR.

Diversas correlaciones han sido propuestas para el cálculo del coeficiente pelicular  $h$  en intercambiadores de calor. Cada una de éstas ha sido desarrollada procurando lograr la mayor exactitud posible en la predicción, lo cual, en contraposición, ha hecho necesario restringir el rango de aplicación de las mismas. Por esta razón, no se conoce una ecuación única que comprenda todos los regímenes de flujo y de convección, existiendo a veces notables diferencias entre los valores de  $h$  predichos por dos correlaciones distintas dentro el mismo rango de aplicación.

Algunas de las ecuaciones que a continuación se presentarán han sido seleccionadas para las evaluaciones requeridas en el presente trabajo de investigación. Unas han sido escogidas por el uso ampliamente difundido que poseen, y otras (principalmente para el coeficiente del lado de la coraza) por su capacidad para representar en forma más realista el comportamiento de los equipos. Otras correlaciones son citadas a modo de referencia, quedando como alternativas para ciertos casos particulares que pudieran darse.

En general, todas estas correlaciones, salvo indicación en contrario, son sólo aplicables a tubos lisos. Por otro lado, se observará en la mayoría de éstas la presencia de un factor de la forma  $\phi^{0.14}$ , en donde:

$$(5.4) \quad \phi = \frac{\mu}{\mu_w}$$

es la relación entre viscosidades dinámicas del fluido a la temperatura media y la temperatura de la pared del tubo. El factor  $\phi^{0.14}$  fue introducido por Sieder y Tate [16], como un término de corrección que permite extender el rango de aplicación de las correlaciones a fluidos muy viscosos, habiendo sido aceptado universalmente.

### 5.5.1. Correlaciones Para el Lado de los Tubos.

La transferencia convectiva de calor para fluidos que circulan por el interior de tubos ha sido estudiada con bastante detalle, debido principalmente a la sencillez de la geometría involucrada. Considerando los subregímenes definidos en la sección 5.4.0, tenemos:

## A. Convección Forzada.

Flujo Laminar ( $Re < 2100$ ). La convección forzada en flujo laminar presenta una característica particular a bajos Números de Graetz. Dependiendo de las condiciones (flujo uniforme de calor, diferencia constante de temperatura o temperatura constante de pared), el Número de Nusselt tiende a un valor asintótico a medida que el flujo se vuelve plenamente desarrollado. Tal como se observa en la Fig. 022, estos valores son de 4.364 para los dos primeros casos y 3.656 para el último. El flujo completamente desarrollado se da después de que el fluido ha recorrido una distancia denominada "Longitud de Entrada Térmica", cuyo valor aproximado está dado por la expresión:

$$(5.5) \quad x_{et} = 0.05 \cdot Re \cdot Pr \cdot D$$

En la mayoría de los casos, esta longitud corresponde a tubos demasiado largos para las aplicaciones de ingeniería, razón por la cual nunca se alcanza el flujo plenamente desarrollado.

H. Hausen desarrolló una fórmula analítica general para representar las curvas de la Fig. 022, cuya expresión es de la forma [1]:

$$(5.6) \quad Nu = \left[ Nu_0 + \frac{K_1 \cdot Gz}{1 + K_2 \cdot Gz^n} \right] \cdot \phi^{0.14}$$

En ingeniería se emplea la ecuación 5.6 con los valores  $Nu_0 = 3.656$ ,  $K_1 = 0.0668$ ,  $K_2 = 0.04$  y  $n = 2/3$ , con lo cual se obtiene un Número de Nusselt promedio para toda la longitud del tubo. Esta fórmula sólo es válida para  $Gz < 100$  [14].

Para  $Gz > 100$ , la ecuación de Seader y Tate es aplicable:

$$(5.7) \quad Nu = 1.86 \cdot Gz^{1/3} \cdot \phi^{0.14}$$

Esta fórmula es la más ampliamente usada para la evaluación de coeficientes peliculares en régimen laminar.

Flujo de Transición ( $2100 < Re < 10000$ ). Como es sabido, el régimen de transición representa el cambio del flujo laminar al turbulento o viceversa. Durante mucho tiempo, una ecuación propuesta por Hausen ha sido la única empleada para la evaluación

de coeficientes en esta región:

$$(5.8) \quad Nu = 0.116 \cdot [1 + (D/L)^{2/3}] \cdot (Re^{2/3} - 125) \cdot Pr^{1/3} \cdot \phi^{0.14}$$

válida para  $2320 < Re < 106$ ,  $0.6 < Pr < 500$  y  $L/D > 1$ .

La ecuación 5.8 predice mejor los valores de  $h$  tanto en el extremo laminar como en el turbulento [14]. Se observa también en la Fig. 021 que ésta fórmula es representativa del subrégimen de convección forzada turbulenta (lo cual es conforme con su rango de aplicación). Sin embargo, los valores de  $Nu$  que aquí proporciona son generalmente más altos que los calculados mediante otras correlaciones, por lo cual su empleo no es recomendado (ver "Flujo Turbulento" en la siguiente página).

Recientemente, y con la mayor difusión con que cuentan hoy los métodos de cálculo por computadora, varios investigadores han correlacionado los datos en base a los cuales se ha construido la gráfica generalizada para transferencia de calor por convección forzada (ver Fig. 023). Para el régimen de transición, dos de las ecuaciones propuestas son la de Kulkarni - Phadke [17] y la de Lower [18]; ésta última es presentada aquí:

$$(5.9) \quad \ln j_H = A + B \cdot (\ln Re) + C \cdot (\ln Re)^2$$

$$(5.10) \quad A = Z - 9.21 \cdot B - 84.82 \cdot C$$

$$(5.11) \quad B = 0.819 - 18.42 \cdot C$$

$$(5.12) \quad C = 1.82 + 0.137 \cdot \ln \left[ \frac{D}{L} \right] - \frac{Z}{2.44}$$

$$(5.13) \quad Z = \ln \left[ 36.45 \cdot \left[ 1 + \left[ \frac{D}{L} \right]^{0.7} \right] \right]$$

En esta ecuación se advierte la presencia del término  $j_H$  o Factor de Colburn:

$$(5.14) \quad j_H = St \cdot Pr^{2/3} = \frac{Nu}{Re \cdot Pr^{1/3}}$$

Este término, surgido a partir de la Analogía de Colburn (ver "Generalización Gráfica de la Transferencia de Calor por Convección Forzada", más adelante), constituye una variable dependiente, alterna al Número de Nusselt, para la representación de las correlaciones. Adicionalmente, se suele incluir dentro de este factor al término  $\phi^{0.14}$  (como divisor en el lado derecho de la ecuación 5.14), por las razones que ya han sido expuestas.

Flujo Turbulento ( $Re > 10000$ ). Es en esta región en donde se obtienen los valores más altos de coeficientes de transferencia de calor y es, por lo tanto, de máximo interés para las aplicaciones de ingeniería. Una de las primeras correlaciones planteadas es la de Dittus - Boelter [1]:

$$(5.15) \quad Nu = 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^n$$

en donde  $n = 0.4$  (para calentamiento) y  $n = 0.3$  (para enfriamiento), con los límites de aplicación:  $10^4 < Re < 1.2 \times 10^5$ ,  $0.7 < Pr < 120$ ,  $L/D > 60$  y  $T > 10^\circ F$  para líquidos  $T$  es la diferencia entre las temperaturas media del fluido y de la pared del tubo).

Otra correlación, la cual supera algunas de las limitaciones expuestas, es la de Colburn [1]:

$$(5.16) \quad Nu = 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{1/3}$$

aplicable dentro de los límites:  $Re > 10^4$ ,  $0.7 < Pr < 160$  y  $L/D > 60$ .

Sin embargo, la que comprende mayores valores del Número de Prandtl (como es el caso, por ejemplo, de las fracciones pesadas de petróleo) y grandes variaciones en la viscosidad es la correlación de Seader - Tate [2]:

$$(5.17) \quad Nu = 0.027 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{1/3} \cdot \phi^{0.14}$$

válida para  $Re > 10^4$ ,  $0.7 < Pr < 16700$  y  $L/D > 60$ .

Otra correlación, menos conocida pero que resulta interesante por cuanto considera exponentes variables para  $Re$  y  $Pr$  (lo cual podría constituir

el caso más general), es la de Notter - Sleicher [19]:

$$(5.18) \quad Nu = 5 + 0.016 \cdot Re^a \cdot Pr^b$$

$$(5.19) \quad a = 0.88 - \frac{0.24}{4 + Pr}$$

$$(5.20) \quad b = 0.33 + 0.5 \cdot e^{-0.8 \cdot Pr}$$

válida para  $10^4 < Re < 10^6$ ,  $0.1 < Pr < 10^4$  y  $L/D > 25$ .

Por lo general, esta ecuación proporciona valores del Número de Nusselt más altos que la correlación de Seader - Tate, resultando por lo tanto menos conservadora.

Se conocen también otras ecuaciones (principalmente del tipo de analogía), tales como la de Friend - Metzner [13] y la de Pethukov [20], las cuales poseen un rango de aplicación en algunos casos más restringido que las correlaciones antes expuestas, y no son citadas aquí.

Generalización Gráfica de la Transferencia de Calor por Convección Forzada. Siendo las ecuaciones de Seader - Tate (ecuaciones 5.7 y 5.17) las de aplicación más difundida en los cálculos de transferencia de calor, es muy común encontrarlas representadas en una sola gráfica, en la que se ha incluido además la ecuación de Hausen (ecuación 5.8) para representar aproximadamente el régimen de transición. La Fig. 023 presenta el Factor de Colburn  $j_H$  como función del Número de Reynolds; dicho factor, surgido a partir de la Analogía de Colburn entre la transferencia de calor y la fricción superficial:

$$(5.21) \quad j_H = \frac{f}{8}$$

(donde  $f$  es el factor de fricción de Darcy), ha sido adoptado, por su adecuada definición que permite unificar las correlaciones, como variable intermedia para el cálculo del coeficiente pelicular  $h$ .

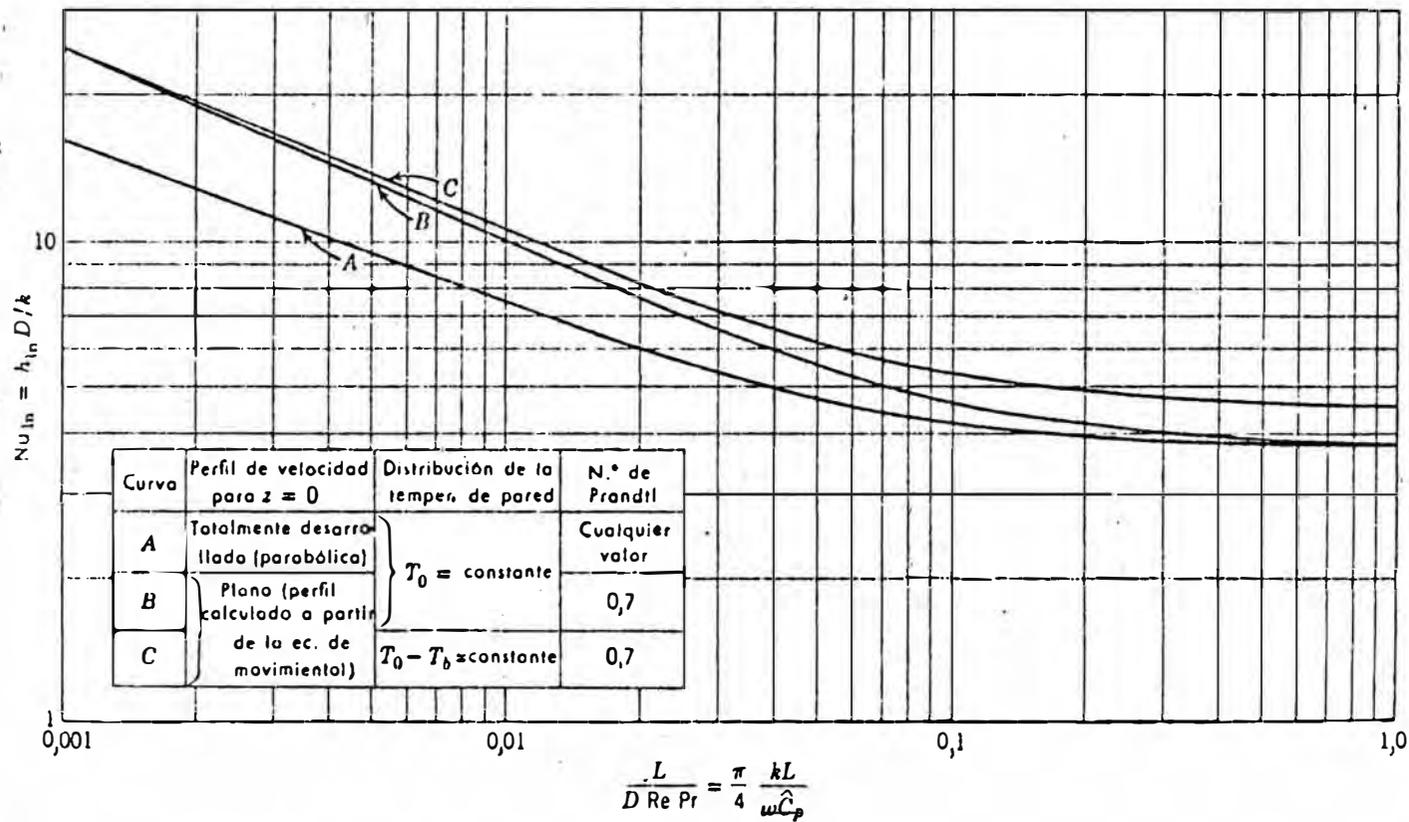


Fig. 022: Convección forzada en régimen laminar dentro de tubos, a bajos Números de Graetz.

$$J = \frac{h \cdot D}{k} \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/4} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

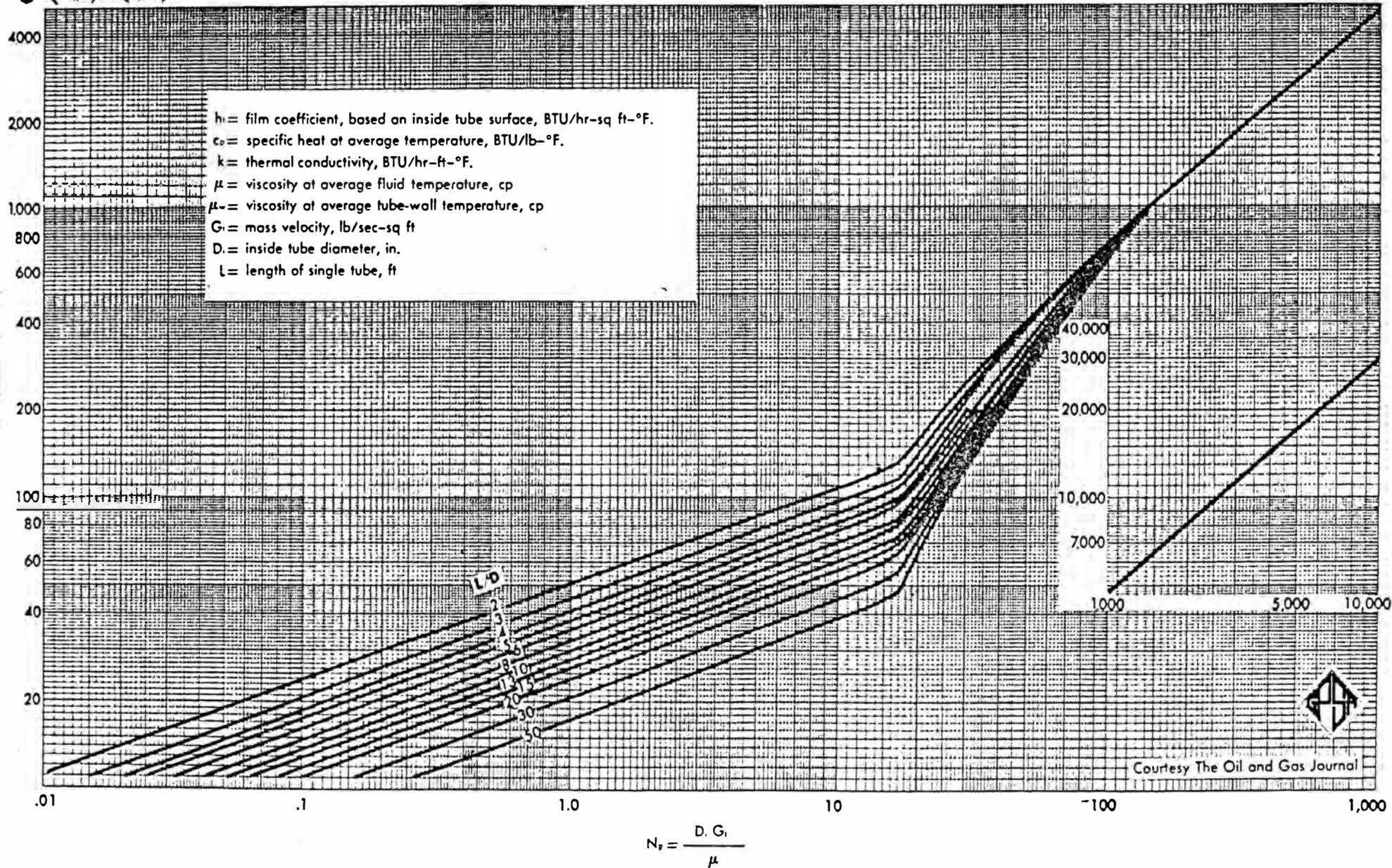


Fig. 023: Factor de Colburn para transferencia de calor dentro de tubos.

## B. Convección Combinada.

Bajo ciertas condiciones, generalmente cuando existen grandes diferencias de temperatura, pueden presentarse los efectos de convección libre en la transferencia de calor. Cuando esto ocurre, se debe recurrir a otras correlaciones distintas a las presentadas, en las que fundamentalmente se incluye el Número de Grashof (ver cuadro 003). Se exponen a continuación algunas de las ecuaciones propuestas.

Flujo Laminar. La correlación de Seader - Tate (ecuación 5.7) surgió de datos obtenidos en tubos de poco diámetro, con fluidos de poca viscosidad y a temperaturas moderadas. Un primer intento de ampliar estos rangos, con el objeto de tener en cuenta los efectos de convección libre, se deben a Donald Q. Kern y D. F. Othmer, quienes propusieron considerar el siguiente factor de corrección a la ecuación de Seader - Tate [2]:

$$(5.22) \quad F = 2.25 \cdot \frac{1 + 0.01 \cdot Gr^{1/3}}{\log Re}$$

Otra publicación, sin embargo, recomienda considerar el siguiente factor [14]:

$$(5.23) \quad F = 0.87 \cdot (1 + 0.015 \cdot Gr^{1/3})$$

En forma alternativa, puede emplearse también la ecuación de Oliver, que proporciona valores del Número de Nusselt muy similares a los calculados por la correlación de Seader - Tate, cuando se le aplica la corrección dada por la ecuación 5.23 [1]:

$$(5.24) \quad Nu = 1.75 \cdot [Gz + 0.0083 \cdot (Gr \cdot Pr)^{0.75}]^{1/3} \cdot 0.14$$

Flujo Turbulento. En la literatura no se encuentra mucha información acerca de la transferencia de calor por convección combinada en régimen turbulento, probablemente por ser una situación que se da muy poco en la práctica. Esto podría explicarse en parte por lo que se observa en la Fig. 021, en donde la región definida para este mecanismo es relativamente pequeña comparada con las otras. De todas formas, se conoce una sola ecuación aplicable a esta región, que es la de Metais:

$$(5.25) \quad Nu = 4.69 \cdot Re^{0.27} \cdot Pr^{0.21} \cdot Gr^{0.01} \cdot \left[ \frac{D}{L} \right]^{0.36}$$

CUADRO 003

PRINCIPALES NUMEROS ADIMENSIONALES APLICABLES  
A TRANSFERENCIA DE CALOR

NOMBRE	SIMBOLO	EXPRESION	INTERPRETACION FISICA
Graetz	Gz (Pe·D/L)		
Grashof	Gr	$\frac{L^3 \cdot \beta \cdot g \cdot \Delta T}{\nu^2}$	$\frac{\text{(Fuerzas de flotacion)} \cdot \text{(Fuerzas de inercia)}}{\text{(Fuerzas viscosas)}^2}$
Nusselt	Nu	$\frac{h \cdot D}{k}$	Razon de gradientes de temperatura
Peclet	Pe (Re·Pr)	$\frac{D \cdot U \cdot \rho \cdot C}{k}$	$\frac{\text{Transferencia de calor por conveccion}}{\text{Transferencia de calor por conduccion}}$
Prandtl	Pr	$\frac{C \cdot \mu}{k}$	$\frac{\text{Difusividad de momentum}}{\text{Difusividad de masa}}$
Rayleigh	Ra (Gr·Pr)		$\frac{\text{Fuerzas de flotacion e inercia}}{\text{Fuerzas viscosas y de difusion termica}}$
Reynolds	Re	$\frac{D \cdot U}{\nu}$	$\frac{\text{Fuerzas de inercia}}{\text{Fuerzas viscosas}}$
Stanton	St (RePr <sup>1/3</sup> )		$\frac{\text{Transferencia de calor en la pared}}{\text{Transferencia de calor por conveccion}}$

De esta fórmula se puede comprobar que los coeficientes peliculares en esta región son significativamente menores, en comparación a la convección forzada pura. Pero tal como se mencionó, es raro operar en condiciones tales que se dé este mecanismo.

### C. Transferencia de Calor en Tubos Asperos.

Cuando un intercambiador de calor es nuevo y opera por primera vez, puede considerarse que sus tubos son lisos y por lo tanto es posible aplicarle las ecuaciones expuestas en las secciones anteriores. Sin embargo, es natural esperar que después de un tiempo estos tubos adquieran un determinado grado de aspereza, sea por la erosión a que se ven sometidos por el flujo de los fluidos circulantes, por acción de la corrosión, por efecto de una limpieza imperfecta o los métodos empleados para ésta, etc.

Al modificarse la condición de las paredes de los tubos, los mecanismos de transferencia de calor sufren una perturbación más o menos importante. De hecho, se han obtenido mayores valores de coeficientes peliculares en tubos ásperos que en tubos lisos. En un intento por desarrollar ecuaciones de predicción bajo estas condiciones, varios investigadores han experimentado en tubos con rugosidad artificial y con rugosidad del tipo de tubo comercial. Así tenemos:

- La ecuación de Dipprey - Sabersky [20]:

$$(5.26) \quad Nu = (f/8) \cdot Re \cdot Pr \cdot \left[ 1 + \left[ 5.19 \cdot Pr^{0.44} \cdot (e^*)^{0.2} - 8.48 \right] \cdot \left[ \frac{f}{8} \right]^{1/2} \right]$$

$$(5.27) \quad e^* = Re \cdot \left[ \frac{f}{8} \right]^{1/2} \cdot \left[ \frac{e}{D} \right]$$

válida para  $6 \times 10^4 < Re < 5 \times 10^5$ ,  $1.2 < Pr < 5.9$  y  $0.0024 < e/D < 0.049$  ( $e/D$ : rugosidad relativa de la tubería).

- La ecuación de Nunner [20]:

$$(5.28) \text{ Nu} = \frac{(f/8) \cdot \text{Re} \cdot \text{Pr}}{1 + 1.5 \cdot \text{Re}^{-1/8} \cdot \text{Pr}^{-1/6} \cdot [(f/f_s) \cdot \text{Pr} - 1]}$$

válida para  $500 < \text{Re} < 8 \times 10^4$  y  $\text{Pr} < 1$  ( $f_s$ : factor de fricción para tubo liso).

En la práctica, estas correlaciones no se aplican debido a que en el caso más general se desconoce la naturaleza de la rugosidad presente (los mismos investigadores recomiendan comprobar previamente la validez de sus ecuaciones) y, por otro lado, a que el rango de aplicación (sobre todo el del Número de Prandtl) considerado es muy estrecho para la mayoría de los casos. Por esta razón, se prefiere emplear las correlaciones dadas para tubos lisos, tanto para evaluación como para diseño.

El hecho de que las asperezas favorezcan la transferencia de calor, ha sido incentivo para que se investiguen diversos tipos de rugosidad (acanalamientos, espigas, etc.). Sin embargo, al ser un factor altamente promotor de la formación de depósitos, su ventaja es relativa, y no se justifica su implementación frente al rápido decaimiento de la eficiencia y de las dificultades de limpieza, a menos que se tratasen de fluidos con muy poca tendencia al ensuciamiento.

### 5.5.2. Correlaciones Para el Lado de los Coraza.

La transferencia convectiva por el lado de la coraza de un intercambiador de calor merece una atención especial, por cuanto involucra una compleja geometría que dificulta la predicción de los coeficientes peliculares. Como se observa en la Fig. 024, el flujo en este medio está sujeto a continuos cambios de dirección; respecto al fluido por los tubos, existen determinadas regiones en las que el flujo es en contracorriente, en paralelo o cruzado, predominando éste último. Por otro lado, se presentan también patrones de flujo que son adversos a la transferencia de calor y disminuyen la eficiencia del equipo; esto a su vez ha implicado que, en lo posible, se añadan accesorios al intercambiador con el objeto de corregir estas distorsiones, pero que también alteran los mecanismos involucrados en el proceso de transferencia.

Se han desarrollado diversos métodos para predecir coeficientes peliculares por el lado de la

coraza. Los primeros conocidos sólo tienen en cuenta algunos parámetros geométricos y consideran diversas asunciones que en general limitan la exactitud de las estimaciones. Más recientemente, y en base a estudios mejor detallados sobre los patrones de flujo existentes, se han formulado métodos más complicados pero que proporcionan resultados más realistas y precisos, razón por la cual la mayoría de diseños en la actualidad los toman en cuenta.



Fig. 024: Patrones de flujo en intercambiadores de coraza y tubos.

Para una mejor comprensión de los términos y consideraciones involucradas en estos métodos, y de manera previa a la presentación de los mismos, es necesario referirse a los principales parámetros geométricos definidos en un intercambiador para el lado de la coraza, junto con sus simbologías y esquemas.

#### A. Principales Parámetros Geométricos en un Intercambiador de Calor - Lado de la Coraza.

Obsérvese las Figs. de la 035 a la 038 inclusive. En ellas se muestran las dimensiones características y las regiones notables en un intercambiador de calor por el lado de la coraza. Para una lista completa de las variables empleados, consúltese el Diccionario de Símbolos (Apéndice A).

Algunas definiciones adicionales a estos símbolos son:

La ventana del deflector, que es el área libre entre la pared interna de la coraza y el borde del deflector.

# Parametros Geometricos y Corrientes Existentes en un Intercambiador de Calor (Seccion Transversal)

Adaptado de [211]

Fig. 025

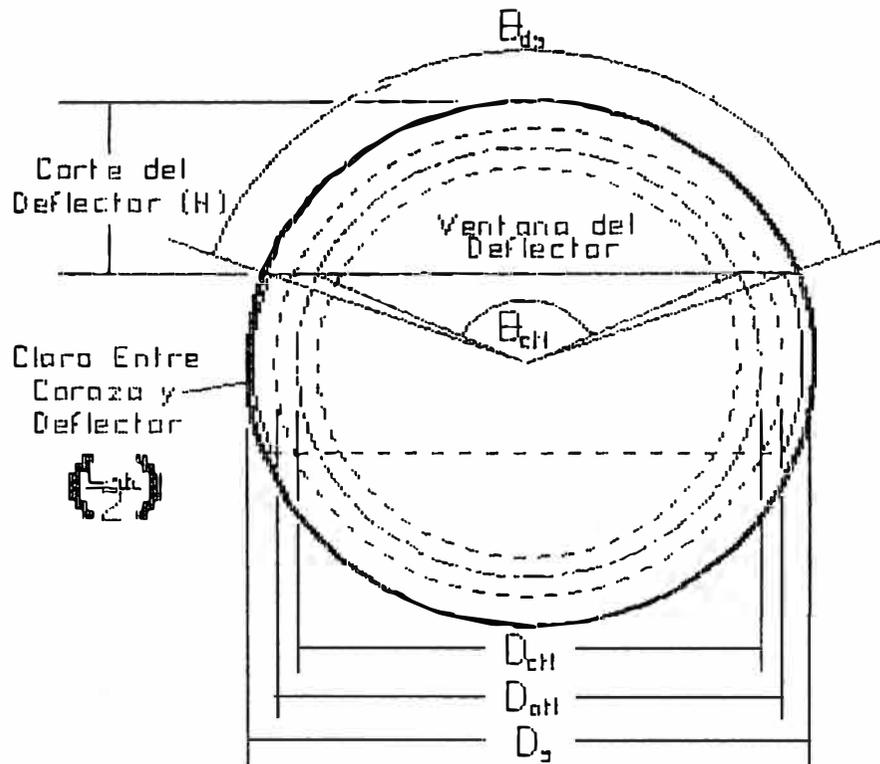
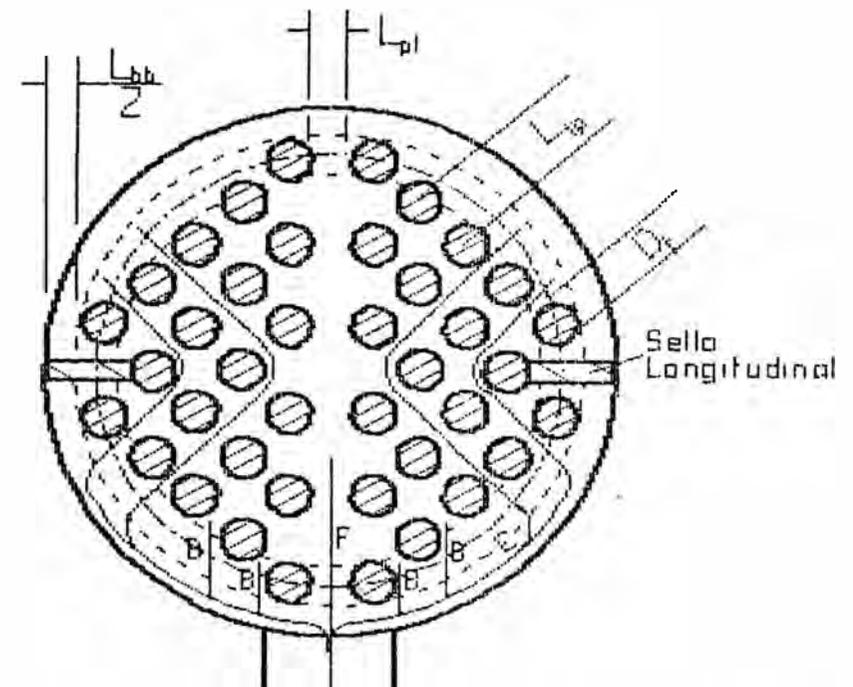


Fig. 026



Tipo de Flujo	Corriente
Cruzado	B
Par la particion entre tubos	F
Par el contorno del banco de tubos	C

# Parametros Geometricos y Corrientes Existentes en un Intercambiador de Calor (Seccion Longitudinal)

Adaptado de [21]

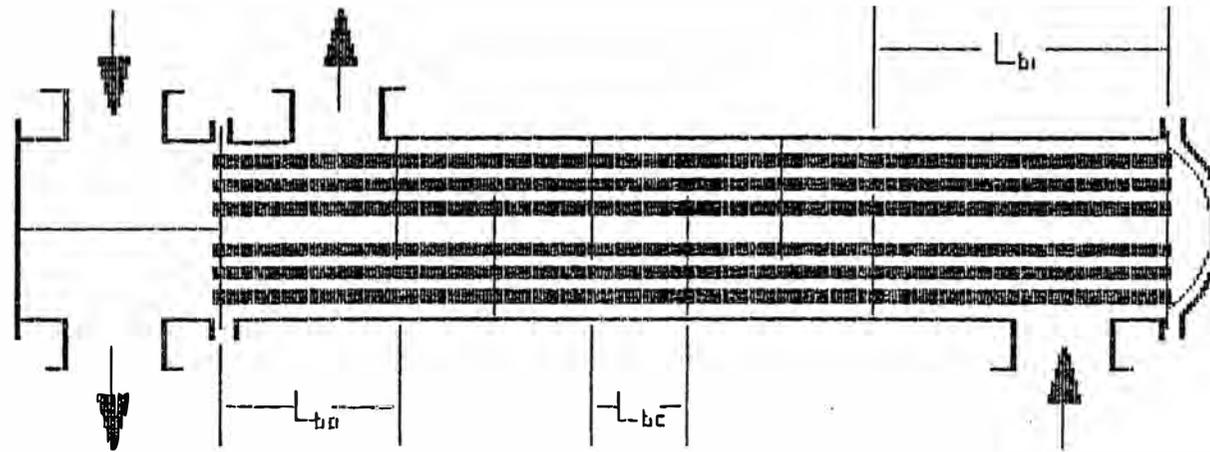


Fig. 027

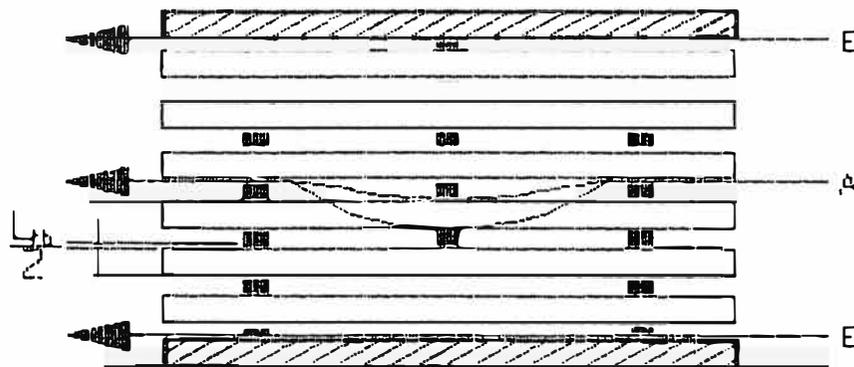


Fig. 028

Tipo de Flujo	Corriente
Por la espacio entre coraza y deflector	E
Por el espacio entre tubo y agujero del deflector	A

El corte del deflector, que es la distancia máxima entre la pared interna de la coraza y el borde del deflector. Se expresa indirectamente como un porcentaje del diámetro interno  $D_a$ , que se representa por  $B_a$ .

## B. Clasificación de los Métodos de Estimación. [21]

Dependiendo de las consideraciones efectuadas para la formulación de los métodos para predecir coeficientes del lado de la coraza, se han definido los tres grandes grupos descritos a continuación:

Métodos Integrales. Denominados así por considerar la totalidad el flujo como efectivo para la transferencia de calor, e introducir sólo algunos factores de corrección sencillos para tener en cuenta la geometría del banco de tubos. Muy empleados en la década de los años 50, en la actualidad han perdido vigencia debido a la poca exactitud que poseen. Los métodos de Kern [2] y de Donohue [22] pertenecen a este grupo.

Métodos Semianalíticos. Una mejora frente a los métodos integrales fue el tener en cuenta la distribución de flujo actual en la coraza de un intercambiador. De este modo surgieron los métodos semianalíticos, que tomando como base el denominado "banco de tubos ideal", consideran una serie de factores de corrección para tener en cuenta las perturbaciones del flujo en los casos reales. Dentro de este grupo, el método de Bell es el más representativo y el más aplicado en la práctica. Otro método, menos empleado por ser algo más complejo, es el de Tinker, para el cual Abe Devore ha propuesto diversas simplificaciones [22].

Métodos de Análisis de Corrientes. Si bien las consideraciones semianalíticas constituyen una importante mejora, los factores de corrección considerados se tomaban como independientes entre sí, lo cual no era rigurosamente cierto. Townsend Tinker fue el primero en reconocer que la clave del problema del flujo por el lado de la coraza es dividir éste en varias corrientes separadas, ordenadas en forma decreciente a su eficiencia para la transferencia de calor. Estas corrientes son (ver Figs. 036 y 038):

- Corriente B: Considerada como la verdadera corriente en flujo cruzado y totalmente efectiva para la transferencia de calor y la caída de presión.

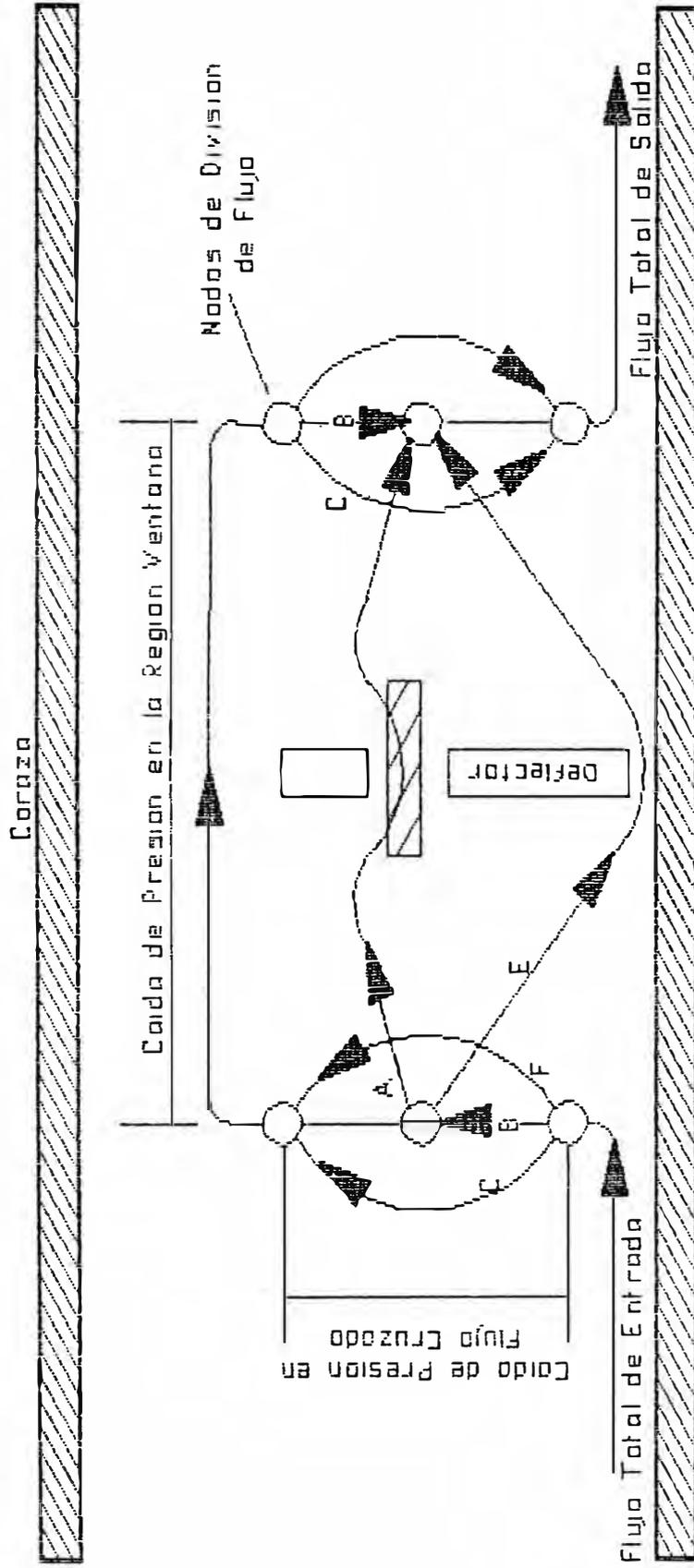
- Corriente A: Causada por la diferencia de presiones existente entre ambos lados de un deflector, lo que produce un flujo a través del claro entre el tubo y el agujero del deflector. Se considera totalmente efectiva para la transferencia de calor pero con decaimiento de la caída de presión global.
- Corriente C: Corresponde al flujo por el contorno del banco de tubos, y es parcialmente efectivo para la transferencia de calor. Esta corriente es importante en diseños con claros coraza - banco de tubos de un tamaño mayor al de una distancia centro a centro entre tubos, y para disminuirla deberán emplearse sellos, ya sean longitudinales o tubos falsos.
- Corriente F: Corresponde al flujo a través de la partición entre el arreglo de tubos, y su efectividad es mayor que el de la corriente C; a pesar de esto se recomiendan también dispositivos de bloqueo.
- Corriente E: Corresponde al flujo a través del espacio entre coraza y deflector. Es totalmente inefectiva para la transferencia de calor, e inclusive puede producir distorsiones en el perfil de temperaturas. Su influencia es mayor en flujo laminar.

El principio de un método de análisis de corrientes consiste en que los flujos verdaderos de cada corriente individual son calculados a partir de relaciones de caída de presión, de donde se asigna a cada una de ellas un valor de "efectividad", definido separadamente para flujo cruzado puro y flujo en el área ventana.

Obsérvese a continuación la Fig. 029, en donde se muestra un esquema simplificado de las corrientes. La caída de presión en flujo cruzado  $DP_x$  deberá ser igual para las corrientes B, C y F, en tanto que la caída de presión en la ventana  $DP_w$  es la fuerza impulsora para las corrientes A y E.

# Modelo Esquemático de los Flujos y Resistencias por el Lado de la Coraza, a Traves de un Espacio Entre Deflectores

Fig. 029



En consecuencia, los flujos para cada corriente individual son:

$$\text{Corrientes B, C, F: (5.29) } Q_J = S_J \cdot \left[ \frac{1}{K_J} \right]^{1/2}$$

$$\text{Corrientes A, E : (5.30) } Q_J = S_J \cdot \left[ \frac{1 + z}{K_J} \right]^{1/2}$$

en donde  $z = DP_w/DP_x$ .

Finalmente, se obtiene un flujo total efectivo dado por:

$$(5.31) \quad Q_{\text{eff}} = a \cdot Q_B + b \cdot Q_A + c \cdot Q_C + d \cdot Q_F$$

en donde a, b, c, d son las efectividades definidas anteriormente, que son función de la geometría de los deflectores.

Los métodos basados en este análisis proporcionan resultados más exactos que cualesquiera basado en consideraciones semianalíticas o integrales. La solución es, sin embargo, bastante compleja y no se hará mayor referencia en este trabajo.

### C. Principales Métodos de Estimación.

Método de Kern. Es el más sencillo de los métodos conocidos y aún es empleado para cálculos aproximados. Kern presenta su correlación en forma de una curva (ver Fig. 030), basada en datos tomados en intercambiadores segmentados con un corte del 25%. Lower [18] ha determinado que la ecuación:

$$(5.32) \quad j_H = \exp[0.3077 \cdot (\ln Re_B)^{1.175} - 0.1779]$$

reproduce dicha curva para valores de  $Re_B$  comprendidos entre 10 y  $10^6$ . Aquí,  $Re_B$  es el Número de Reynolds basado en el área transversal para el flujo, y definido por:

$$(5.33) \quad Re_B = \frac{W \cdot D_e}{\mu \cdot A_B}$$

en donde  $D_e$  es el diámetro equivalente en el lado de la coraza, definido por:

$$(5.34) \quad D_e = \frac{4 \cdot L_{tp}}{\pi \cdot D_t} - D_t,$$

para arreglo de tubos cuadrado

$$(5.35) \quad D_e = \frac{2 \cdot 3^{1/2} \cdot L_{tp}}{\pi \cdot D_t} - D_t,$$

para arreglo de tubos triangular

y  $A_s$  es el área transversal para el flujo, definida por:

$$(5.36) \quad A_s = \frac{D_s \cdot L_b}{L_{tp}} \cdot (L_{tp} - D_t)$$

Método de Donohue. Donohue plantea la siguiente ecuación para el Factor de Colburn:

$$(5.37) \quad j_H = 0.22 \cdot Re_e^{-0.4}$$

en donde  $Re_e$  tiene la siguiente expresión:

$$(5.38) \quad Re_e = \frac{D_t \cdot G_e}{\mu}$$

Aquí,  $G_e$  es el flux másico efectivo, dado por:

$$(5.39) \quad G_e = (G_x \cdot G_w)^{1/2}$$

en donde  $G_x = W/A_x$  y  $G_w = W/A_w$ , siendo  $A_x$  el área de flujo transversal dada por:

$$(5.40) \quad A_x = D_t \cdot L_b \cdot \left[ D_s - \left[ \frac{D_{ot1} - D_t}{L_{tp}} + 1 \right] \right]$$

y  $A_w$  el área de flujo en la ventana del deflector, dada por:

$$(5.41) \quad A_w = \frac{H}{D_s} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_s^2 - N_{tt} \cdot D_t^2)$$

Como se ha observado, este método considera la diferencia que existe entre el flujo a través de dos zonas distintas del intercambiador, lo cual no ocurre con el método de Kern. Sin embargo, su precisión es todavía pobre y sus ventajas limitadas.

Método de Bell [23]. Este método es el que ha sido empleado en el presente trabajo, y por lo tanto será explicado con mayor detalle.

Basado en las investigaciones llevadas a cabo dentro del Programa Cooperativo de Investigación Sobre Intercambiadores de Calor de Coraza y Tubo (desarrollado en la Universidad de Delaware entre 1960 y 1963), Kenneth J. Bell propuso que el coeficiente pelicular de transferencia de calor por el lado de la coraza ( $h_s$ ) puede expresarse del siguiente modo:

$$(5.42) \quad h_s = h_1 \cdot (J_c \cdot J_1 \cdot J_b \cdot J_r \cdot J_s)$$

en donde cada uno de los factores de la derecha se explican a continuación.

- Coeficiente de Transferencia de Calor Para el Banco de Tubos Ideal ( $h_1$ ):

Se definió el Banco de Tubos Ideal como un conjunto de 10 tubos con similaridad geométrica a los intercambiadores de calor de coraza y tubos, en donde la totalidad del flujo cruzado incidente es efectivo para la transferencia de calor. Basado en un trabajo previo de E. C. Grimison, complementado luego por O. P. Bergelin, G. A. Brown y S. C. Doberstein, se establecieron las curvas mostradas en las Figs. 041 a 043 (Factor de Colburn ideal vs. Número de Reynolds basado en el área de flujo cruzado  $Re_s$ ), las cuales comprenden los tres principales arreglos para tubos. Para aplicaciones de computadora, sin embargo, no se dispone de una ecuación sencilla, y sólo se ha propuesto una ecuación de la forma

$$(5.43) \quad j_1 = a_1 \cdot \left[ \frac{1.33}{L_{tP}/D_t} \right]^a \cdot Re_s^b$$

$$(5.44) \quad a = \frac{a_2}{1 + 0.14 \cdot Re_s^c}$$

en donde  $a_1$ ,  $b$ ,  $a_2$  y  $c$  son constantes que dependen del arreglo de los tubos y del Número de Reynolds, y para los cuales se da valores en la Tabla 004.

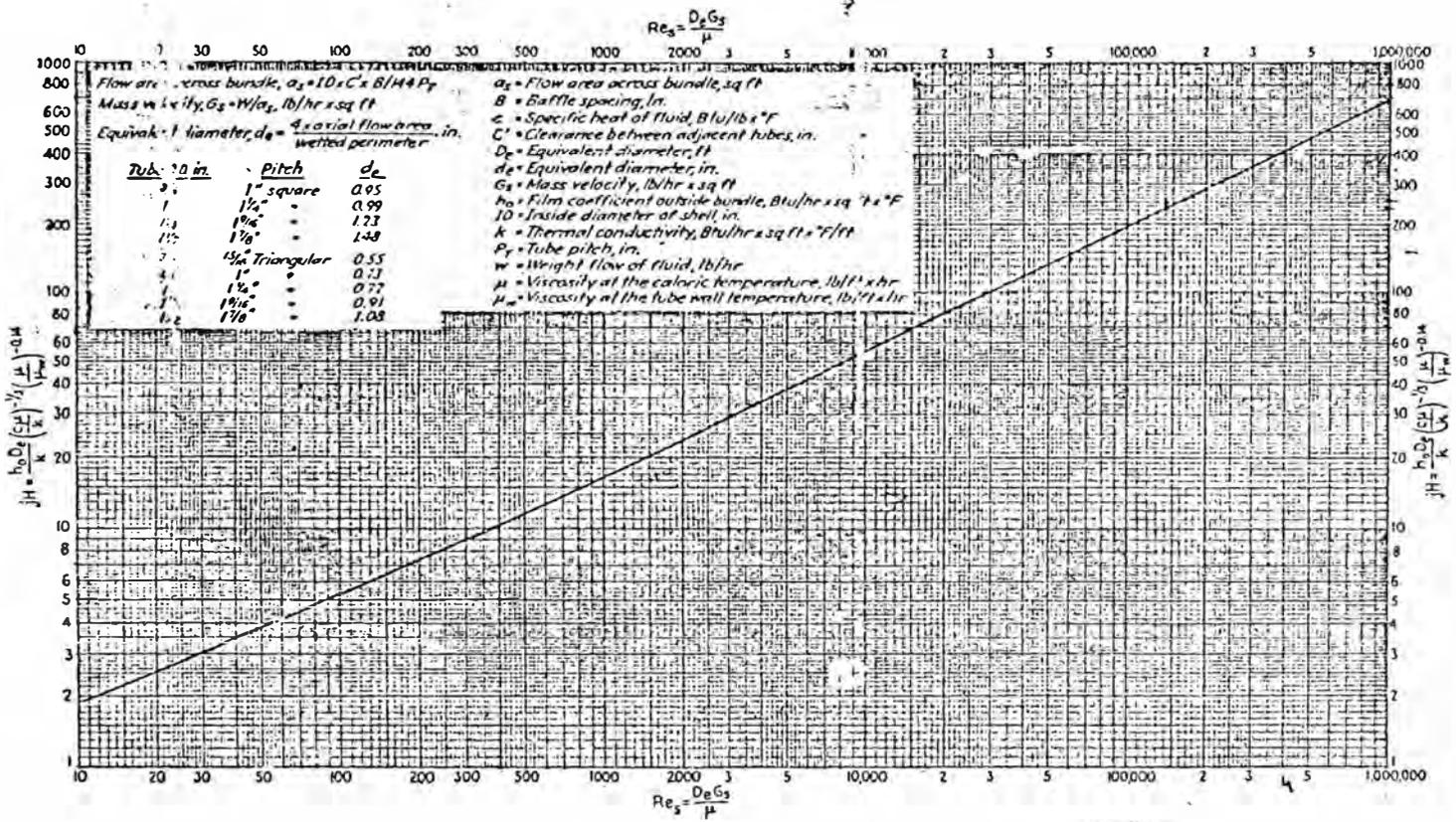


Fig. 030: Factor de Colburn para transferencia de calor por el lado de la coraza, con deflectores de 25% de corte (Método de Kern).

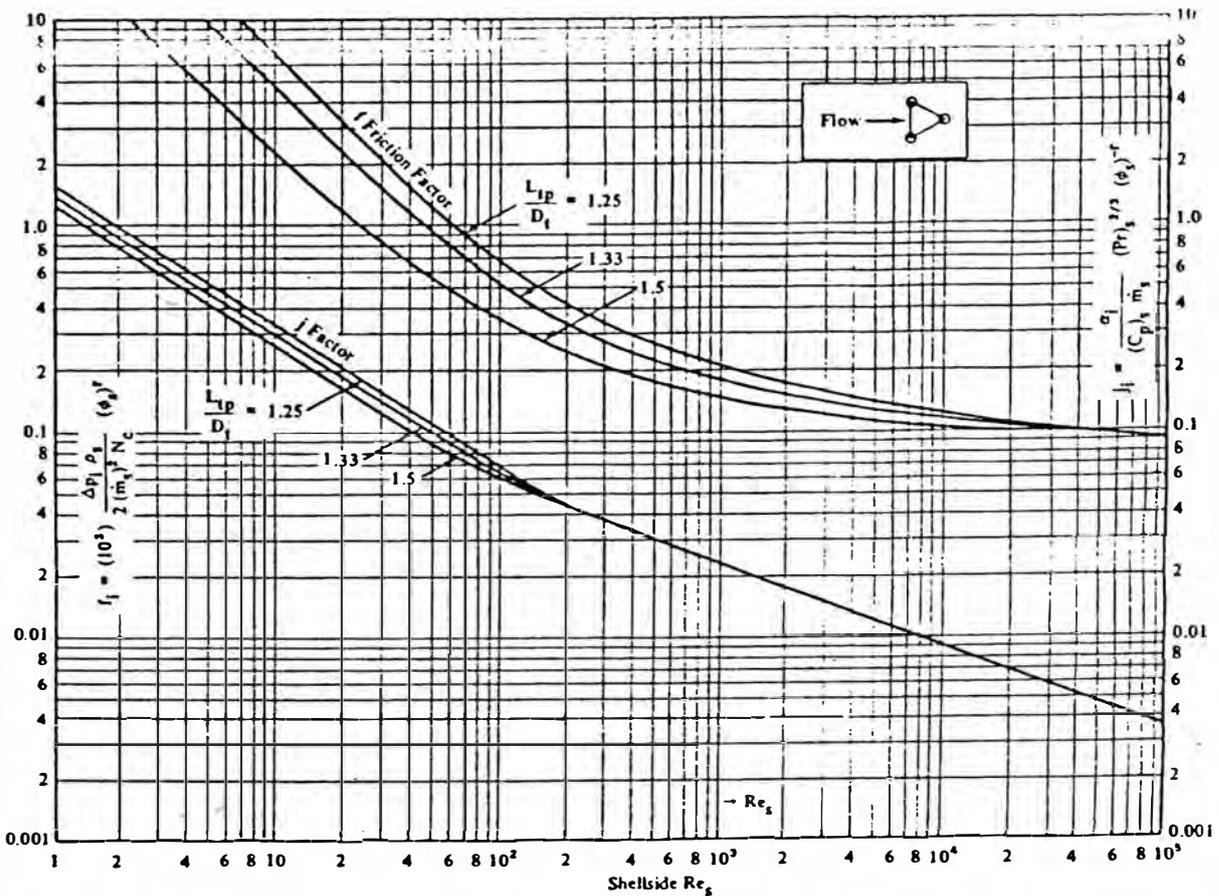


Fig. 031: Factor de fricción y Factor de Colburn para el banco de tubos ideal (arreglo triangular).

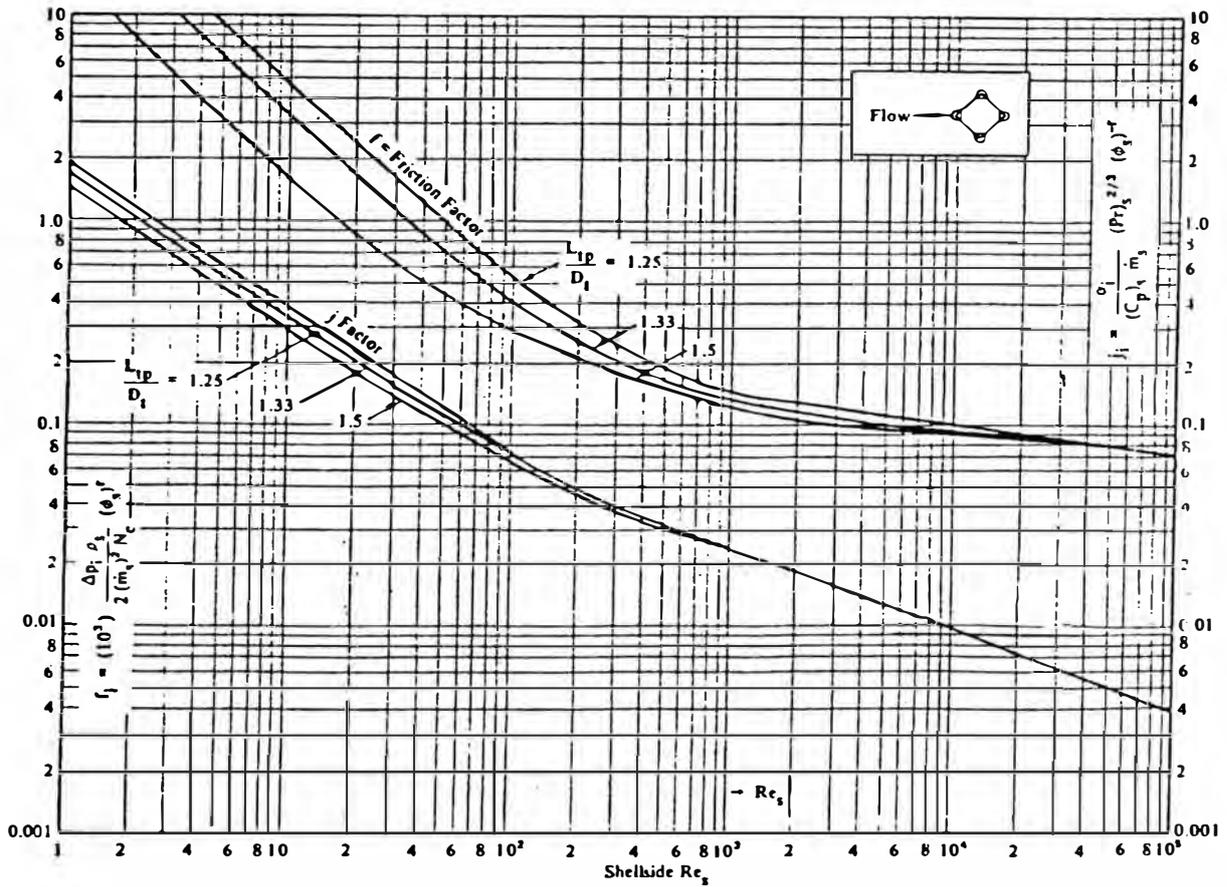


Fig. 032: Factor de fricción y factor de Colburn para el banco de tubos ideal (arreglo cuadrado invertido).

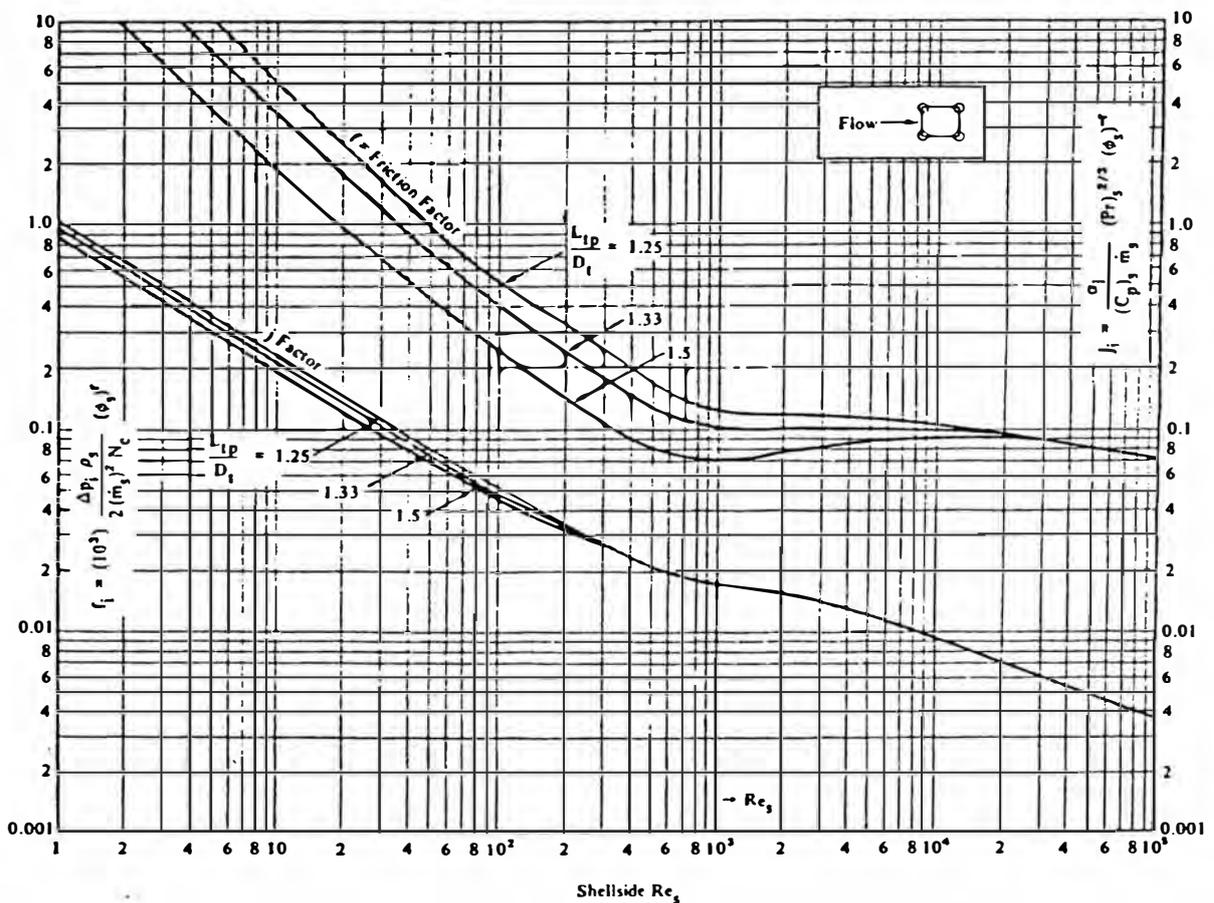


Fig. 033: Factor de fricción y factor de Colburn para el banco de tubos ideal (arreglo cuadrado).

Tabla 004

Constantes Correlacionales Para  $j_1$   
(Ecuaciones 5.43 y 5.44)

Angulo del arreglo	Número de Reynolds (Res)	$a_1$	b	$a_m$	c
30°	10 <sup>4</sup> - 10 <sup>5</sup>	0.321	-0.388	1.450	0.519
	10 <sup>3</sup> - 10 <sup>4</sup>			0.321	-0.388
	10 <sup>2</sup> - 10 <sup>3</sup>			0.593	-0.477
	10 - 10 <sup>2</sup>			1.360	-0.667
	< 10			1.400	-0.667
45°	10 <sup>4</sup> - 10 <sup>5</sup>	0.370	-0.396	1.930	0.500
	10 <sup>3</sup> - 10 <sup>4</sup>			0.370	-0.396
	10 <sup>2</sup> - 10 <sup>3</sup>			0.730	-0.500
	10 - 10 <sup>2</sup>			0.498	-0.656
	< 10			1.550	-0.667
90°	10 <sup>4</sup> - 10 <sup>5</sup>	0.370	-0.395	1.187	0.370
	10 <sup>3</sup> - 10 <sup>4</sup>			0.107	-0.266
	10 <sup>2</sup> - 10 <sup>3</sup>			0.408	-0.460
	10 - 10 <sup>2</sup>			0.900	-0.631
	< 10			0.970	-0.667

- Factor de Corrección por Efecto de la Ventana del Deflector ( $J_c$ ).

Este factor ha sido establecido postulando cierto número de asunciones lógicas sobre cómo el flujo en el área de la ventana está relacionado al flujo cruzado en la línea central de la coraza. En general,  $J_c$  es una función del corte del deflector  $B_c$  y del diámetro  $D_{e1}$ , la curva original desarrollada en Delaware se presenta en la Fig. 034. Sin embargo, para aplicaciones prácticas en el rango de  $B_c$  entre 15 y 45%, se ha encontrado que una aproximación lineal es suficiente, la cual se expresa como:

$$(5.45) \quad J_c = 0.55 + 0.72 \cdot F_c$$

en donde  $F_c$  es la fracción de tubos en flujo

cruzado puro en el área ventana, el cual se calcula por las ecuaciones:

$$(5.46) \quad F_c = 1 - 2 \cdot F_w$$

$$(5.46a) \quad F_w = \frac{\theta_{cut}}{360} - \frac{\text{Sen}(\theta_{cut})}{2 \cdot \pi}$$

$$(5.46b) \quad \theta_{cut} = 2 \cdot \arcsin \left[ \frac{D_{in}}{D_{cut}} \cdot \left[ 1 - 2 \cdot \frac{B_c}{100} \right] \right]$$

en donde el ángulo  $\theta_{cut}$  se expresa en grados sexagesimales.

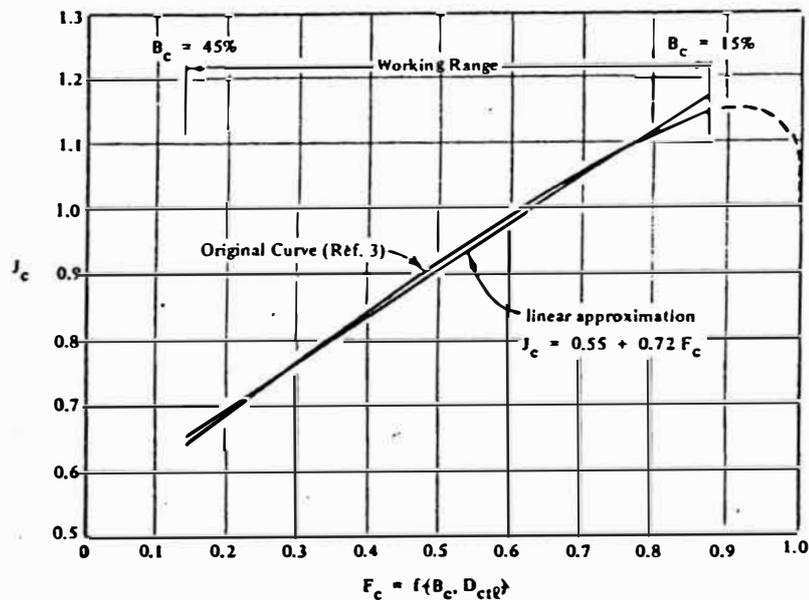


Fig. 034: Factor de corrección por efecto de la ventana del deflector ( $J_c$ ).

- Factor de Corrección por Efecto de las Fugas a Través de los Deflectores ( $J_1$ ).

Este factor considera los efectos de las corrientes A y E en un intercambiador de calor, y dada la importancia de éstos,  $J_1$  es el factor más importante en la ecuación 5.42. Los parámetros

correlacionales para este factor son:

$$(5.47) \quad r_{1m} = \frac{S_{sb} + S_{tb}}{S_{1m}}$$

$$(5.48) \quad r_s = \frac{S_{sb}}{S_{sb} + S_{tb}}$$

Ecuaciones complementarias a éstas son:

$$(5.49) \quad S_{sb} = \pi \cdot D_m \cdot L_{sb} \cdot \left[ 1 - \frac{\theta_{ds}}{360} \right]$$

$$(5.49a) \quad L_{sb} = 3.1 + 0.004 \cdot D_s$$

( $L_{sb}$  y  $D_s$  en mm.).

$$(5.49b) \quad \theta_{ds} = 2 \cdot \arccos \left[ 1 - 2 \cdot \frac{B_c}{100} \right]$$

$$(5.50) \quad S_{tb} = \frac{\pi}{4} \cdot [(D_t + L_{tb})^2 - D_t^2] \cdot N_{tt} \cdot (1 - F_w)$$

$$(5.51) \quad S_m = L_{bc} \cdot \left[ L_{bb} + \frac{D_{ct1}}{L_{tp, \text{eff}}} \cdot (L_{tp} - D_t) \right]$$

$$(5.51a) \quad L_{tp, \text{eff}} = \begin{cases} L_{tp} \cdot \text{Sen } \phi, & \phi = 45^\circ \text{ o } 90^\circ \\ L_{tp}, & \phi = 30^\circ \end{cases}$$

Una vez realizados los cálculos según las fórmulas 5.47 y 5.48, se calcula  $J_1$  mediante la ecuación (ver Fig. 036):

$$(5.52) \quad J_1 = 0.44 \cdot (1 - r_s) + [1 - 0.44 \cdot (1 - r_s)] \cdot \exp(-2.2 \cdot r_{1m})$$

- Factor de Corrección por Efecto del Flujo por el Contorno del Banco de Tubos ( $J_b$ ).

Este factor considera el efecto de las corrientes C y F, hacia las cuales se desvía el flujo por ser un camino de menor resistencia que el paso a través del campo de tubos. La expresión para

calcular  $J_b$  es (ver Fig. 037):

$$(5.53) J_b = \begin{cases} \exp\{-C_{bh} \cdot F_{sbp} \cdot [1 - (2 \cdot r_{ss})^{1/3}]\}, & r_{ss} < 0.5 \\ 1, & r_{ss} \geq 0.5 \end{cases}$$

$$r_{ss} = \frac{N_{ss}}{N_{tcc}}$$

$N_{ss}$  es dato de diseño del intercambiador. Las demás magnitudes se calculan por las fórmulas:

$$(5.54) N_{tcc} = \frac{D_s}{L_{pp}} \cdot \left[ 1 - 2 \cdot \frac{B_c}{100} \right]$$

$$(5.54a) L_{pp} = \begin{cases} L_{tp} \cdot \cos \phi, & \phi = 30^\circ \text{ o } 45^\circ \\ L_{tp}, & \phi = 90^\circ \end{cases}$$

$$(5.55) S_b = L_{bc} \cdot [(D_s - D_{ot1}) + L_{p1}]$$

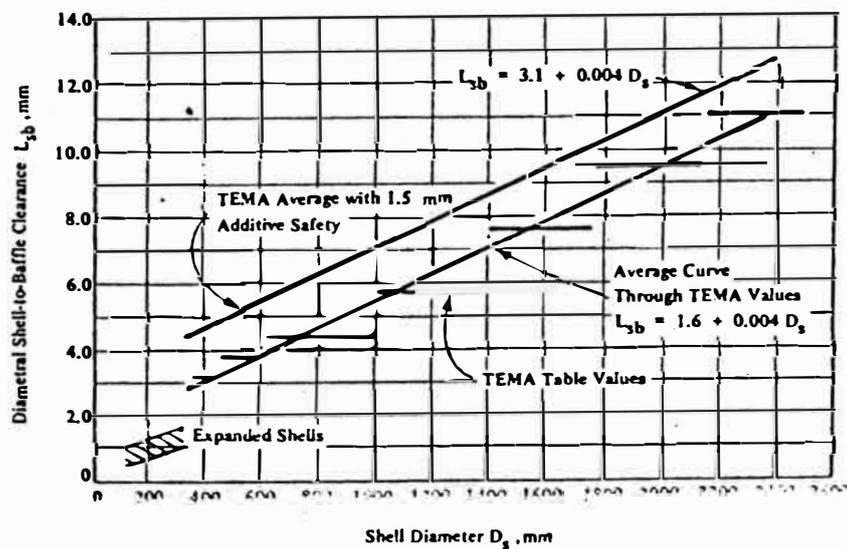


Fig. 035: Claro diametral coraza - deflector como función del diámetro interno de la coraza.

- Factor de Corrección por Efecto del Gradiente de Temperatura Adverso, Para Flujo Laminar ( $J_x$ ).

Las experiencias llevadas a cabo en Delaware muestran que a Números de Reynolds tan bajos como 20, la transferencia de calor muestra un gran decaimiento, el cual fue postulado eventualmente como el efecto del desarrollo de un gradiente de temperatura adverso a través de la capa límite. Para Números de Reynolds mayores, el cambio de momentum o los efectos de inercia comienzan a perturbar la capa laminar y el efecto disminuye, hasta aproximadamente el valor de  $Re_s = 100$  en que desaparece.

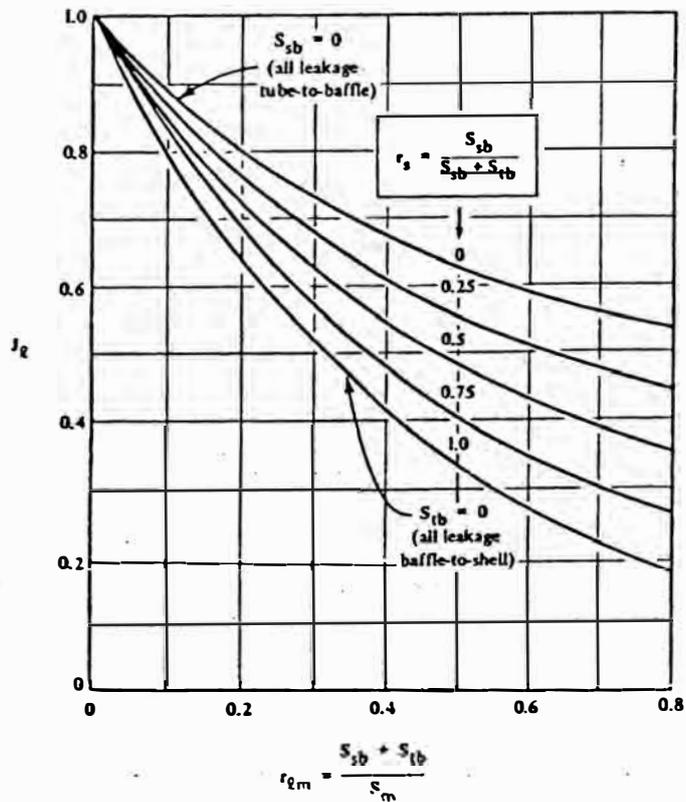


Fig. 036: Factor de corrección por efecto de las fugas a través de los deflectores ( $J_1$ ).

Los resultados obtenidos permitieron concluir que, cuando se da esta situación,  $j$  (el Factor de Colburn) es proporcional a  $(N_c)^{-0.18}$ , en donde  $N_c$  es el número total de filas de tubos en la

dirección del flujo cruzado. Según esto, las ecuaciones para el factor  $J_r$  son:

$$(5.56) J_r = \begin{cases} 1, & Re_s > 100 \\ (J_r)_r + \left[ \frac{20 - Re_s}{80} \right] \cdot [(J_r)_r - 1], & 20 < Re_s \leq 100 \\ (J_r)_r = \left[ \frac{10}{N_c} \right]^{0.18}, & Re_s \geq 20 \end{cases}$$

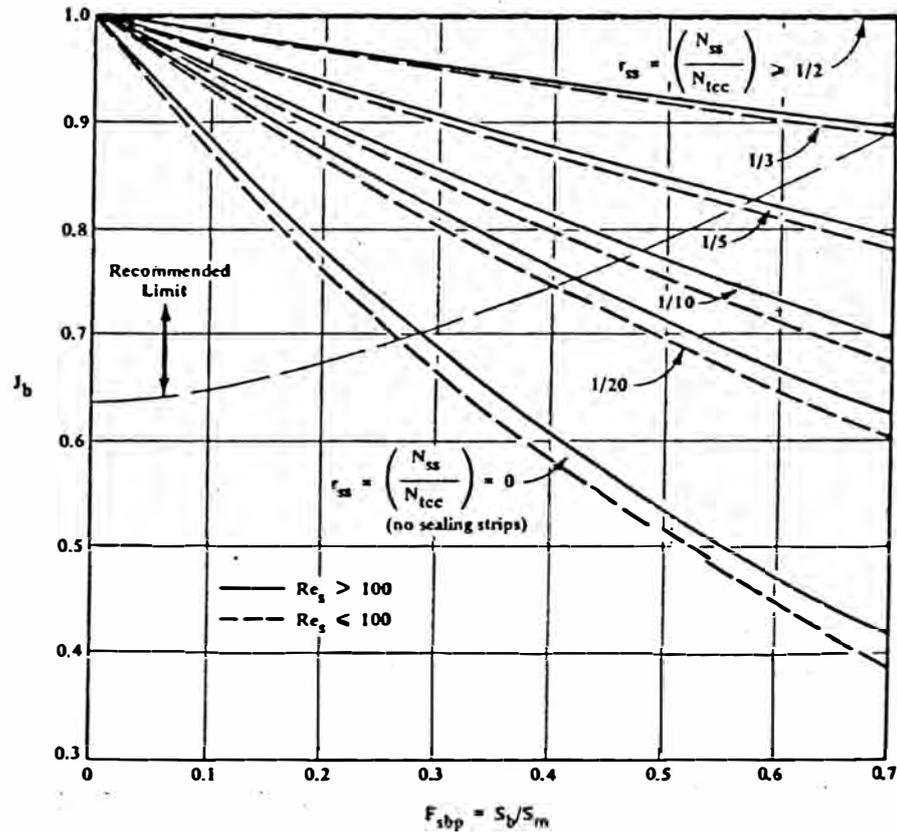


Fig. 037: Factor de corrección por efecto del flujo por el contorno del banco de tubos ( $J_b$ ).

$N_c$  se calcula según:

$$(5.57) \quad N_c = (N_{tcc} + N_{tcw}) \cdot (N_b + 1)$$

$$(5.57a) \quad N_{tcw} = \frac{0.8}{L_{FP}} \cdot \left[ D_B \cdot \frac{B_c}{100} + \frac{D_B - D_{ot1}}{2} \right]$$

$J_r$  se representa gráficamente en la Fig. 038.

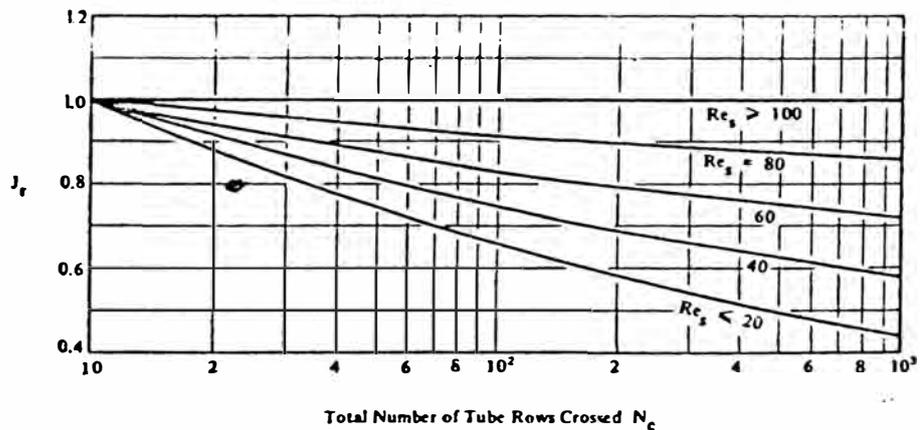


Fig. 038: Factor de corrección por efecto del gradiente de temperatura adverso en flujo laminar ( $J_r$ ).

- Factor de Corrección por Efecto del Espacio no Uniforme Entre Deflectores, en la Entrada y la Salida ( $J_B$ ).

El diseño adecuado de un intercambiador debería considerar espacios iguales entre deflectores, a todo lo largo del equipo. Sin embargo, dadas las características geométricas presentes esto no siempre es posible, y lo más usual es considerar un mayor espacio a la entrada y salida del flujo por la coraza. Este hecho ocasiona la disminución del coeficiente total para dicho lado, y su efecto puede contabilizarse por la ecuación (ver Fig. 039):

$$(5.58) \quad J_B = \frac{(N_b - 1) + (L_i^*)^{1-n} + (L_o^*)^{1-n}}{(N_b - 1) + L_i^* + L_o^*}$$

en donde:

$$(5.59) \quad L_i^* = \frac{L_{bi}}{L_{bc}}$$

$$(5.60) \quad L_o^* = \frac{L_{bo}}{L_{bc}}$$

y  $n$  es un exponente, cuyo valor es 0.6 para flujo turbulento y  $1/3$  para flujo laminar.

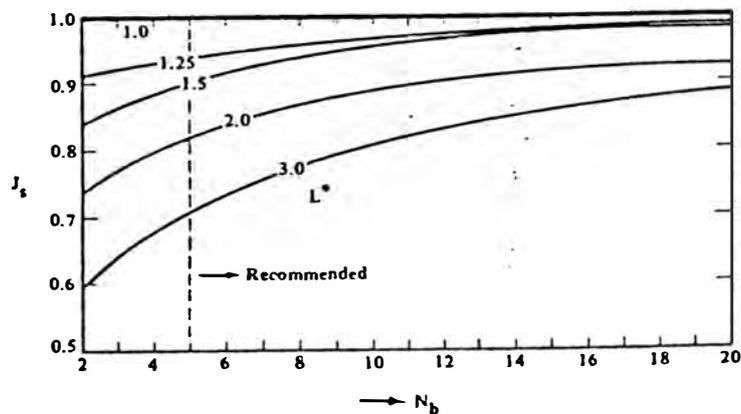


Fig. 039: Factor de corrección por efecto del espacio no uniforme entre deflectores a la entrada y la salida ( $J_s$ ).

#### 5.6.0. PROBLEMAS Y LIMITACIONES EN LOS METODOS PARA PREDECIR LA TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCION - TENDENCIAS FUTURAS. [21]

Los métodos anteriormente presentados corresponden al nivel más práctico de aplicaciones de ingeniería, y por lo tanto cuentan con la mayor difusión entre los diseñadores de equipos de transferencia de calor. Sin embargo, ha de quedar establecido que dichas ecuaciones son en sí conservadoras y rara vez reflejan el estado actual de los progresos logrados en la materia. Aunque hoy en día ya se pueden explicar mejor los fenómenos de transferencia de calor a través de modelos y correlaciones desarrolladas recientemente, los diseñadores no se muestran muy dispuestos a aplicarlas, por cuanto los resultados de las investigaciones no reflejan directamente las necesidades reales que ellos deben afrontar.

Así pues, dichas correlaciones (algunas de las cuales datan de la década de los años 30) continúan empleándose, ya que para efectos de diseño resultan satisfactorias, si consideramos que los equipos son usualmente sobrediseñados para asegurar el buen funcionamiento de los mismos. Sin embargo, para efectos de evaluación esas mismas ecuaciones resultan poco confiables, y su empleo para el estudio de un fenómeno como es el ensuciamiento por ejemplo, producen muchas veces resultados inadmisibles o difíciles de aceptar (véase los capítulos referentes a la evaluación de los intercambiadores de Refinería La Pampilla, más adelante).

De acuerdo a los estudios efectuados en los últimos años, se han propuesto diversas mejoras en los métodos de estimación de la transferencia de calor convectiva. Algunos de estos consideran, por ejemplo, nuevas formas funcionales que involucran los Números de Reynolds y de Prandtl, componentes vectoriales de los Números de Reynolds y de Grashof para representar mejor el efecto de la convección natural (ver Fig. 040), o bien factores para corregir distorsiones en los coeficientes de transferencia en régimen laminar (ver Fig. 041). Los resultados hasta el momento son alentadores, y es muy posible que en los próximos años estas nuevas ecuaciones desplazen a las que venían siendo utilizadas hace ya bastante tiempo, las cuales han venido a resultar poco adecuadas para las condiciones que hoy por hoy se dan en la Industria de Procesos Químicos.

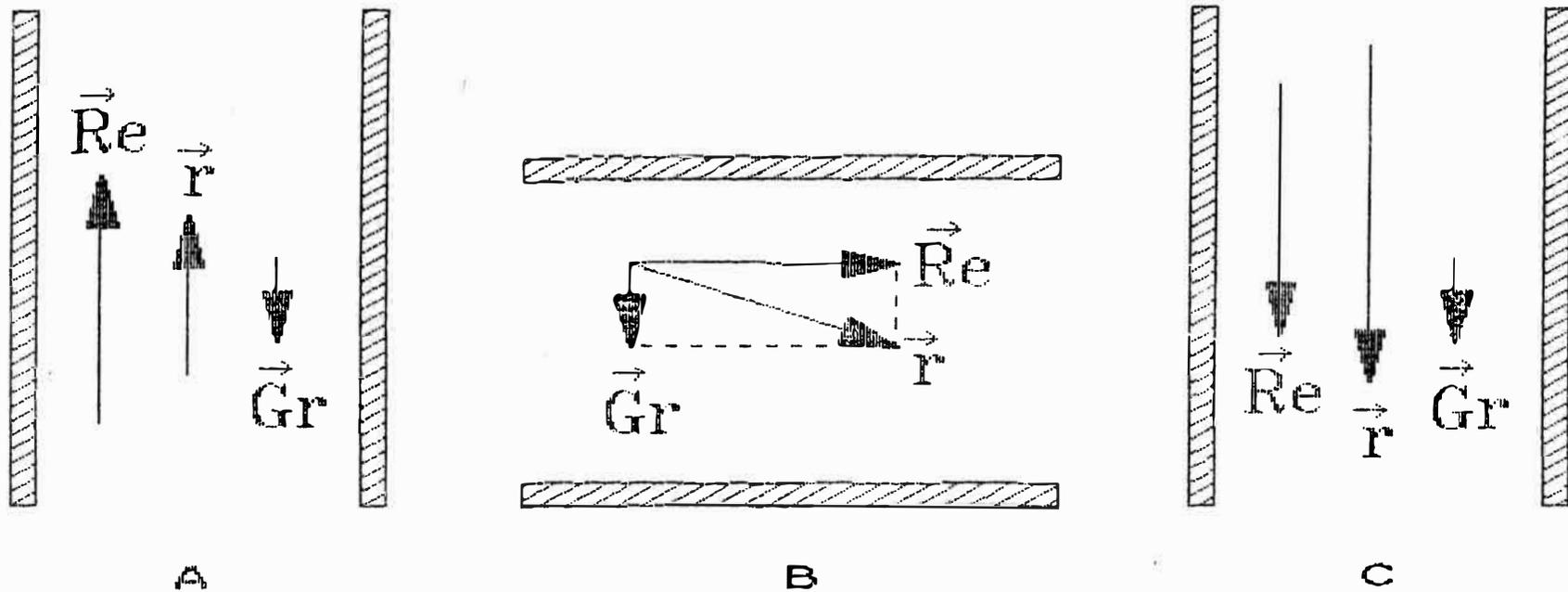
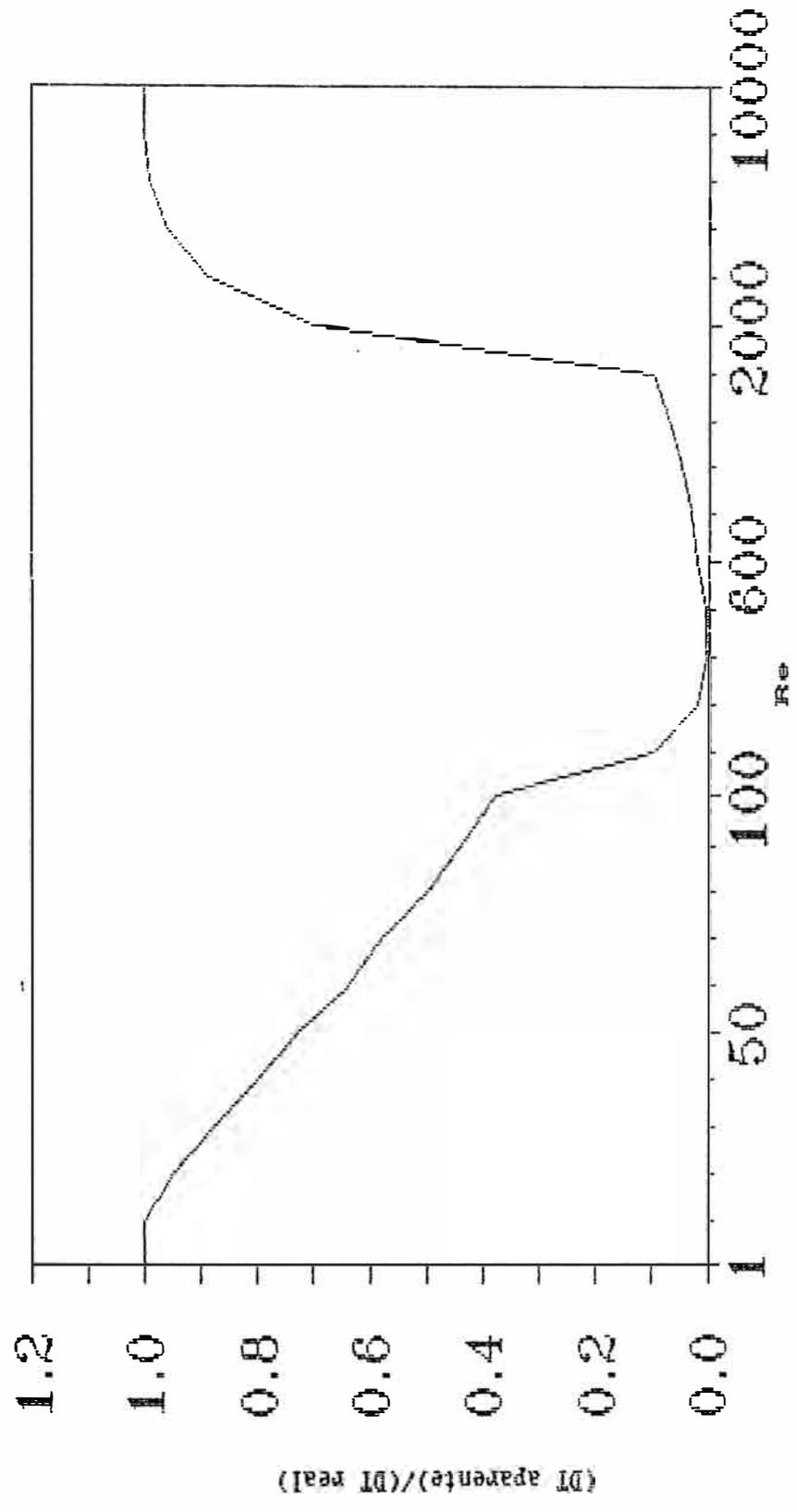


Fig. 040

Sumas Vectoriales de los Numeros de Reynolds y Grashof Para la Ecuacion 5.63  
 (A: Flujo ascendente; B: Flujo horizontal; C: Flujo descendente)

Distorsion del Perfil de Temperaturas en Flujo Laminar  
Aceite de 20.2 of y  $\nu(10^6) = 11.8$

Fig. 041



## Capítulo 6

# PROPIEDADES DEL PETRÓLEO Y SUS FRACCIONES: SU MEDICIÓN Y ESTIMACIÓN

### 6.1.0. INTRODUCCION.

El conocimiento preciso de las propiedades (físicas, químicas, termodinámicas y de transporte) inherentes al petróleo y sus fracciones, constituye una de las principales preocupaciones en todas las industrias relacionadas con la extracción, el transporte, la refinación y la posterior utilización de los hidrocarburos involucrados. Tal es la importancia de este conocimiento, que errores relativamente pequeños en las estimaciones pueden ser de gran impacto económico en las inversiones, tanto en lo que se refiere al diseño, operación y optimización de plantas nuevas o existentes.

Fuera de los análisis rutinarios de laboratorio, que permiten conocer el valor de una propiedad bajo determinadas condiciones, la gran mayoría de éstas son estimadas por medio de gráficas y correlaciones empíricas, cuya exactitud varía según el método que haya sido empleado. Aquí son de especial importancia las que la relacionan una propiedad específica con la presión y la temperatura, dado que las características de funcionamiento de los equipos implican, por lo general, una gran variación de los valores presentes; esto, en caso de no tomarse en cuenta, podría conducir a una errada simulación de la operación de los equipos. Es por esta razón que, en el presente trabajo, los métodos de predicción de propiedades constituyen un aspecto fundamental para la obtención de los resultados buscados. En consecuencia, este capítulo presentará una discusión de los principales métodos existentes en la literatura, y en base a ésta se fundamentará la selección de los mismos.

## 6.2.0. PROPIEDADES DETERMINADAS MEDIANTE ANALISIS DE LABORATORIO.

Para el control de las operaciones, toda refinería lleva a cabo rutinariamente ciertos análisis de laboratorio, los cuales permiten conocer si las cargas a las unidades poseen las características que permitirán un procesamiento normal, o para decidir, en todo caso, las condiciones de operación más adecuadas; y también para determinar si la calidad de los productos que se obtienen está dentro de las especificaciones requeridas.

Aunque son numerosos los ensayos que se llevan a cabo con las cargas y productos de una refinería (muchas de las cuales sólo permiten tener una idea acerca de determinada característica o propiedad), solamente se mencionarán aquellas pruebas cuyos resultados son la base para la estimación de propiedades usualmente calculadas mediante correlaciones, así como aquellas que permiten establecer ciertas características que influyen notablemente en el fenómeno de ensuciamiento. Mayores detalles sobre las pruebas aquí mencionadas o no, puede encontrarse en la literatura [12, 26].

### 6.2.1. Gravedad Especifica y Densidad API. [12]

La gravedad específica es una de las propiedades físicas más importantes a conocer para un petróleo crudo o sus fracciones, por cuanto permite tener una idea rápida de la calidad de los fluidos. Además, es uno de los parámetros que interviene en todas las correlaciones para estimar otras propiedades.

La gravedad específica se conoce indirectamente a través de los grados API, unidad definida por The American Petroleum Institute. La relación entre estas dos magnitudes se expresa como:

$$(6.1) \quad p = \frac{141.5}{^{\circ}\text{API} + 131.5}$$

La gravedad específica se determina por un ensayo regido por la norma ASTM D287 [27]. El valor resultante es entonces el de la sustancia a 60° F, respecto al agua a 60° F, y se aplica en general con la sola excepción de los asfaltos, para los cuales la temperatura de referencia es 77° F.

### 6.2.2. Destilación ASTM. [26]

La destilación ASTM es otro ensayo rutinario cuya importancia radica en que a través de él pueden conocerse las características termodinámicas de las fracciones de petróleo, y a la vez permite determinar un segundo parámetro fundamental para la predicción de propiedades: la Temperatura Media de Ebullición (ver sección 6.3.0).

Esta prueba consiste en una destilación simple aplicada a 100 cm<sup>3</sup> de un producto de petróleo. Durante el desarrollo de la misma, son anotadas las temperaturas a las cuales destila cada 10 cm<sup>3</sup> del mismo, empezando por un "punto inicial de ebullición" y terminando con un "punto final", luego del cual se obtiene un residuo en el matraz de destilación. Conociendo el volumen de este residuo (r) y la cantidad de destilado recolectado (d), se puede efectuar el siguiente balance:

$$(6.2) \quad p + d + r = 100$$

en donde las pérdidas (p) corresponden a las fracciones más ligeras desprendidas antes del punto inicial de ebullición y que no se condensaron. Graficando las temperaturas registradas frente a los volúmenes recolectados, se obtiene la denominada Curva de Destilación ASTM, un ejemplo de la cual se muestra en la Fig. 042.

La destilación ASTM es base de muchas especificaciones de productos. Está regida por las normas ASTM D86 [29] (aplicable a gasolinas, kerosenes, gasóleos y productos similares) y D1160 [30] (para productos pesados de petróleo). La primera suele aplicarse rutinariamente para el control de las operaciones, mientras que la segunda se realiza sólo en casos especiales.

### 6.2.3. Viscosidad. [12, 26]

La viscosidad de un fluido es una medida de su resistencia al flujo, resistencia debida a la fricción existente entre sus moléculas. En el caso de las fracciones de petróleo (sobre todo las más pesadas) constituye una importante medida que generalmente se define como una especificación, siendo una alternativa a los ensayos de destilación cuando estos no resultan prácticos o son de difícil aplicación.

En las refinерías se mide la viscosidad cinemática (definida como la relación entre la viscosidad dinámica y la densidad), y para expresarla se suelen emplear diversas unidades, varias de las cuales han sido empleadas durante años y actualmente están descontinuadas. Particularmente en Petróleos del Perú S.A., se ha adoptado la norma ASTM D445 [31] y su complementaria D446 [32], la cual especifica el método a seguir para la determinación de la viscosidad por medio de viscosímetros capilares del tipo Ostwald, los cuales proporcionan en forma casi inmediata el valor en centistokes, unidad física utilizable para los cálculos de ingeniería.

#### **6.2.4. Contenido de Sales.**

El contenido de sales, aplicable exclusivamente al petróleo crudo, no constituye en sí una propiedad del mismo. Sin embargo, el conocimiento de su valor es fundamental para el control de las operaciones, por cuanto las sales, principalmente los cloruros, son responsables de la mayor parte de los problemas de corrosión existentes en el tope de las columnas de destilación primaria. Estas participan, además, en los procesos de ensuciamiento de equipos de transferencia de calor y afectan la calidad de los productos de fondos [8].

El método ASTM D3230 [33] permite conocer el contenido de sales en el petróleo crudo. Se expresa usualmente en libras (como NaCl) por cada 1000 barriles, y el control se lleva a cabo en las corrientes anterior y posterior a las desaladoras (ver sección 8.3.0).

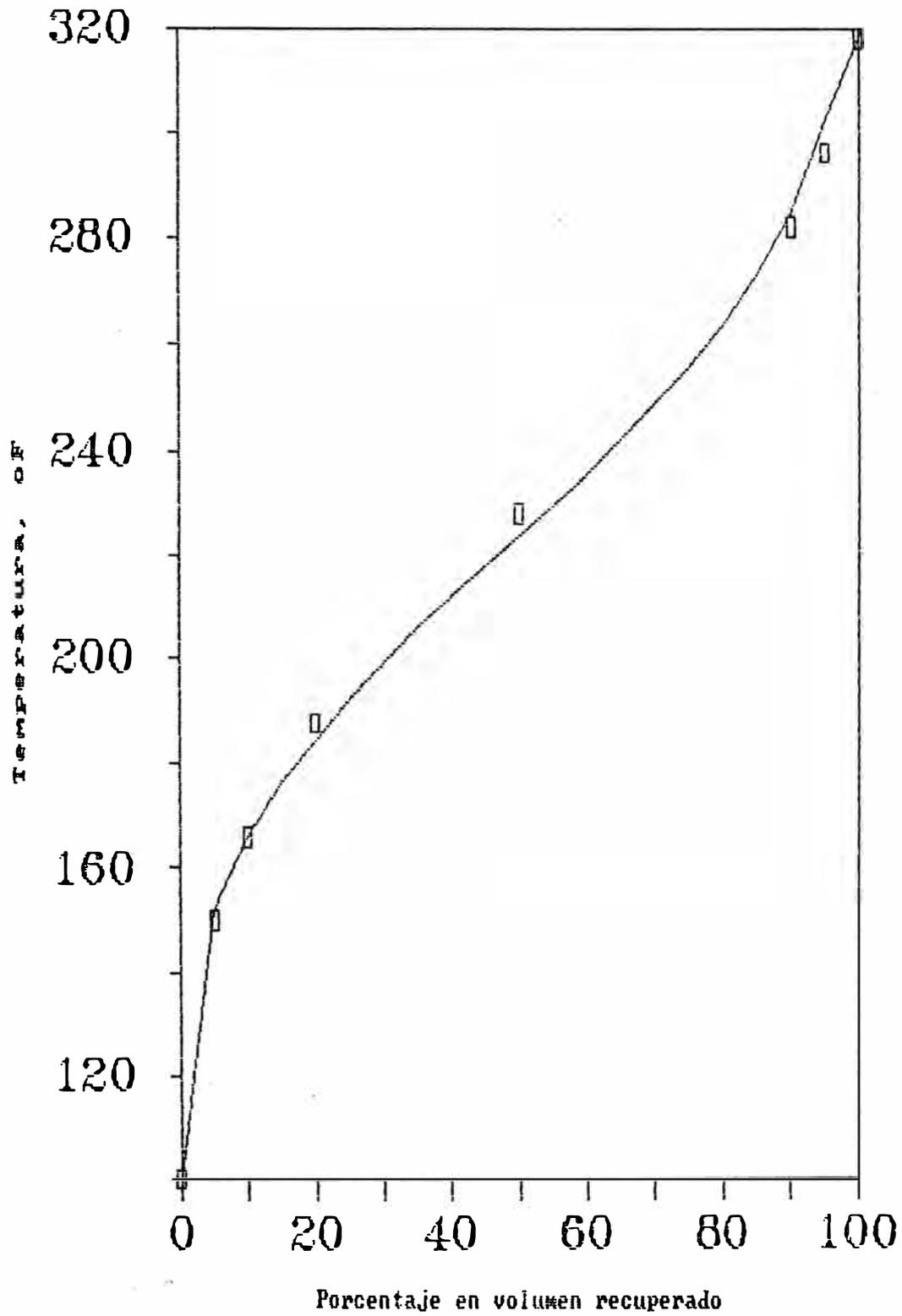
#### **6.2.5. Contenido de Agua y Sedimentos.**

Este tampoco constituye una propiedad del crudo, pero su conocimiento permite tener una idea de la tendencia del petróleo a ensuciar equipos. Los sedimentos, por otro lado, ocasionan problemas de erosión en los conductos por los que circulan, afecta la eficiencia de la destilación y se acumula en las fracciones pesadas, contaminándolas [8].

El contenido de agua y sedimentos se expresa como un porcentaje del volumen total del crudo, y su determinación se realiza según la norma ASTM D96 [34]. Adicionalmente, se suele calcular el contenido de agua libre, que es simplemente la diferencia obtenida de restar el contenido en sedimentos, determinado también a partir de esta prueba.

Curva ASTM D86  
Gasolina Primaria de 63.9 oAPI

Fig. 042



### 6.3.0. CARACTERIZACION DE HIDROCARBUROS. [28]

Para efectos de correlación, es necesario designar a cada hidrocarburo (en forma individual) por un conjunto de datos que lo caracterize. Por un lado, tenemos propiedades tales como la gravedad específica, el punto de ebullición y las constantes críticas; por otro lado, tenemos el denominado Factor Acéntrico de Pitzer [40] o simplemente Factor Acéntrico, que implícitamente es un indicador de la forma y tamaño moleculares de la sustancia, y que está definida por:

$$(6.3) \quad w = -\log p_r^* - 1.000$$

en donde  $p_r^*$  es la presión de vapor reducida a la temperatura reducida  $T_r = 0.7$ .

Para compuestos puros y sus mezclas identificables, estos parámetros son ampliamente utilizados para la predicción de otras propiedades. Sin embargo, para mezclas complejas tales como el petróleo y sus fracciones, es impráctico (aunque posible) llevar a cabo un análisis que permita identificar cada uno de los compuestos presentes y sus composiciones.

Para salvar esta dificultad, se han definido nuevos parámetros que se calculan a partir de los ensayos de destilación ASTM (ver sección 6.1.2) de la gravedad específica y de la viscosidad. De todos estos, la destilación ASTM requiere una mención especial, por cuanto de aquí ha de calcularse el denominado "Punto Promedio de Ebullición".

Como su nombre lo indica, este punto de ebullición es el promedio de todos los compuestos que constituyen la mezcla en cuestión. Sin embargo, existen ciertas dificultades para definir una base adecuada para el cálculo, considerando que la composición puede expresarse tanto en fracciones volumétricas como en fracciones molares y fracciones en peso. A raíz de esto, han sido definidos tres puntos promedios de ebullición en la siguiente forma:

- El Punto de Ebullición Promedio Volumétrico (Volume Average Boiling Point - VABP -):

$$(6.4) \quad \text{VABP} = \sum_{i=1}^n x_{vi} \cdot T_{bi}$$

- El Punto de Ebullición Promedio Molar (Molar Average Boiling Point - MABP -):

$$(6.5) \quad \text{MABP} = \sum_{i=1}^n x_i \cdot T_{b_i}$$

- El Punto de Ebullición Promedio en Peso (Weight Average Boiling Point - WABP -):

$$(6.6) \quad \text{WABP} = \sum_{i=1}^n x_{w_i} \cdot T_{b_i}$$

Otros dos puntos de ebullición, especialmente definidos (ver sección 6.3.1), son:

- El Punto de Ebullición Promedio Cúbico (Cubic Average Boiling Point - CABP -):

$$(6.7) \quad \text{CABP} = \sum_{i=1}^n (x_{w_i} \cdot T_{b_i}^{1/3})^3$$

- El Punto de Ebullición Promedio Ponderado (Mean Average Boiling Point - MeABP -):

$$(6.8) \quad \text{MeABP} = \frac{\text{MABP} + \text{CABP}}{2}$$

Dado que las fracciones volumétricas, molares y en peso son desconocidas para las mezclas indefinidas, todos los puntos de ebullición anteriores (excepto el VABP) están correlacionados convenientemente en una gráfica empírica (ver Fig. ~043), basada en los datos obtenibles de las curvas de destilación ASTM D86. Para emplearla, los parámetros necesarios son:



- El VABP (en °F), calculable de acuerdo a las siguientes reglas [35]:

Sustancia	VABP
(6.8) Crudo	$\frac{T_{10} + T_{50} + T_{90}}{3}$
(6.9) Fracción)	$\frac{T_{10} + 2 \cdot T_{50} + T_{90}}{4}$
(6.10) Fracción Estrecha*	$\frac{T_{10} + 4 \cdot T_{50} + T_{90}}{2}$

donde  $T_i$  es la temperatura obtenida durante la destilación ASTM a  $V = i\%$ .

- La pendiente ASTM 10% a 90% (en °F/%V), definida como:

$$(6.11) \quad S_{10-90} = \frac{T_{90} - T_{10}}{80}$$

Una vez calculado el punto de ebullición adecuado, se dispone ya del segundo parámetro de importancia para el cálculo de propiedades. Generalmente, se emplea para calcular un denominado "Factor de Caracterización"; el más conocido de todos es el de Watson y es el que será descrito a continuación.

### 6.3.1. El Factor de Caracterización de Watson.

K. M. Watson, E. F. Nelson y G. B. Murphy definieron en 1935 un factor de caracterización, después de observar que, cuando una fracción de petróleo con características de destilación uniforme se destila en cortes muy próximos, la razón de la raíz cúbica del punto de ebullición promedio a los pesos específicos es una constante; es decir:

$$(6.12) \quad K = \frac{T_b^{1/3}}{p}$$

---

\* Llamada así por ser muy corto el intervalo entre  $T_{10}$  y  $T_{90}$ .

Así, la constante K fue denominada Factor de Caracterización de Watson o Factor de Caracterización UOP (de Universal Oil Products, compañía a la que pertenecieron los investigadores), y se convirtió en uno de los parámetros más difundidos para la estimación de propiedades, al punto que la mayoría de correlaciones empleadas hasta hoy en día lo incluyen como variable independiente.

Una de las características del factor K es que permite conocer, de una manera global, la naturaleza química de una fracción de petróleo, considerando que en su composición forman parte sustancias aromáticas, nafténicas y parafínicas, los cuales constituyen los tres tipos moleculares básicos presentes en las mezclas indefinidas de hidrocarburos [36].

Por otro lado, la selección del punto de ebullición adecuado para calcular el factor K ha pasado por varias etapas, habiendo sido tomado inicialmente el MABP. Posteriormente, y dado el exponente en la expresión 6.12, se decidió definir el CABP como reemplazo del MABP. Finalmente, se optó por tomar el promedio de ambos, quedando definido así el MeABP como punto de ebullición empleado en la actualidad.

Una desventaja del factor K es que, debido a su definición, es difícil calcularlo para las fracciones más pesadas, por cuanto la destilación atmosférica es interferida por el craqueo térmico existente. Aún así, puede estimarse en forma alternativa si se conoce la viscosidad de la sustancia y su gravedad específica, ya que se han desarrollado gráficas e inclusive ecuaciones de la forma  $K = f(p, v)$  para el cálculo. Pero sin embargo, la limitación más importante es la de no ser un buen parámetro para predecir las propiedades de fracciones altamente olefinicas o aromáticas, como son por ejemplo las corrientes provenientes de procesos de reformado catalítico o reciclos de craqueo catalítico. En vista de esto, se buscaron definir nuevos factores de caracterización, que permitieran establecer mejor la naturaleza química de los petróleos [36].

### 6.3.2. Otros Factores de Caracterización.

La razón por la cual el factor K no constituye (en los casos anteriormente mencionados) un buen parámetro de caracterización, es que no presenta una adecuada separación de los efectos de los tres tipos moleculares básicos. Para mejorar esta situación, se han propuesto otros factores de caracterización, como son:

- El parámetro de caracterización de Huang.
- El índice de viscosidad - gravedad.
- El intercepto de refractividad.

Se han determinado entre estos algunas relaciones útiles, las cuales encuentran su principal aplicación en la predicción de las composiciones por tipos moleculares [37]. Una vez calculados estos, pueden emplearse en métodos de predicción como son, por ejemplo, los métodos de pseudocomponentes, más exactos que los métodos globales (ver sección 6.6.0).

### 6.4.0. PRINCIPALES CORRELACIONES PARA LA EVALUACION DE PROPIEDADES DE HIDROCARBUROS.

Una vez planteados los principios básicos de la caracterización, se mencionará a continuación las principales ecuaciones conocidas para la estimación de propiedades de hidrocarburos, destacándose sólo aquellas mayormente aceptadas.

#### 6.4.1. Propiedades Termodinámicas.

##### A. Entalpía.

Son diversas las correlaciones que se han empleado para la predicción de entalpías de petróleos y sus fracciones, generalmente en forma de gráficas. Se conocen, entre otras, las gráficas de Scheibel - Jenny (1945) [2] y las de Johnson - Grayson (1961) [38]. En la actualidad, se disponen ya de ecuaciones para estos cálculos; una de las mejores es la de Kesler - Lee (para la cual se indica una exactitud de  $\pm 3$  BTU/lb para líquidos),



incluida como el Procedimiento 7B4.7 del API Data Book, 4 ed. [37]:

$$(6.20) \quad DH_L = A_1 \cdot (T - 259.7) + A_2 \cdot (T^2 - 259.7^2) + A_3 \cdot (T^3 - 259.7^3)$$

$$(6.21) \quad A_1 = 10^{-3} \cdot \left[ -1171.26 + (23.722 + 24.907 \cdot p) \cdot K + \frac{1149.82 - 46.535 \cdot K}{p} \right]$$

$$(6.22) \quad A_2 = 10^{-6} \cdot (1 + 0.82463 \cdot K) \cdot \left[ \frac{56.086 - 13.817}{p} \right]$$

$$(6.23) \quad A_3 = -10^{-9} \cdot (1 + 0.82463 \cdot K) \cdot \left[ \frac{9.6757 - 2.3653}{p} \right]$$

en donde T está en °R.

El valor 259.7 que aparece en la ecuación 6.20 representa el estado de entalpía cero (entalpía base), correspondiente a un líquido saturado hipotético a -200° F (259.7° R) y a la presión atmosférica.

### B. Capacidad Calorífica.

Teniendo en cuenta que:

$$(6.24) \quad C_p = \left[ \frac{\delta H}{\delta T} \right]_p$$

podemos derivar la ecuación 6.20 para obtener:

$$(6.25) \quad C_p = A_1 + 2 \cdot A_2 \cdot T + 3 \cdot A_3 \cdot T^2$$

que resulta ser la expresión para calcular la capacidad calorífica de fracciones de petróleo. Tal como se puede observar, la fórmula 6.25 es consistente termodinámicamente con el método para la entalpía expuesto en la sección anterior, y aunque no ha sido probada con datos experimentales,

ha sido aceptada por The American Petroleum Institute [37].

### C. Temperatura Crítica.

La temperatura crítica constituye, por lo general, un parámetro de correlación para muchas propiedades de compuestos puros y sus mezclas identificables, mas no así para las fracciones de petróleo, ya que este valor necesariamente tiene que ser estimado. Eventualmente interviene en algunas correlaciones, como por ejemplo la ecuación 6.29 (ver sección 6.4.2, parte A), y es por esta razón que es tratada aquí.

Existen numerosas correlaciones (ya sea en forma gráfica y analítica) para estimar la temperatura crítica, y una lista aquí sería muy extensa. En un artículo de Newman [42] puede encontrarse un excelente compendio de las principales ecuaciones conocidas. Pero, particularmente, ha sido seleccionada la siguiente ecuación aceptada por The American Petroleum Institute, propuesta por Riazi y Daubert [43]:

$$(6.26) \quad T_c = 24.2787 \cdot T_b^{0.58848} \cdot p^{0.3596}$$

en donde  $T_c$  y  $T_b$  están en °R.

Su selección está basada fundamentalmente en su exactitud (1.3% en promedio) y su buena coincidencia con las gráficas ya existentes (ver Fig. 045), sobre todo para puntos de ebullición mayores de 1000° F.

### D. Factor de Expansibilidad Térmica.

Se define el Factor de Expansibilidad Térmica como:

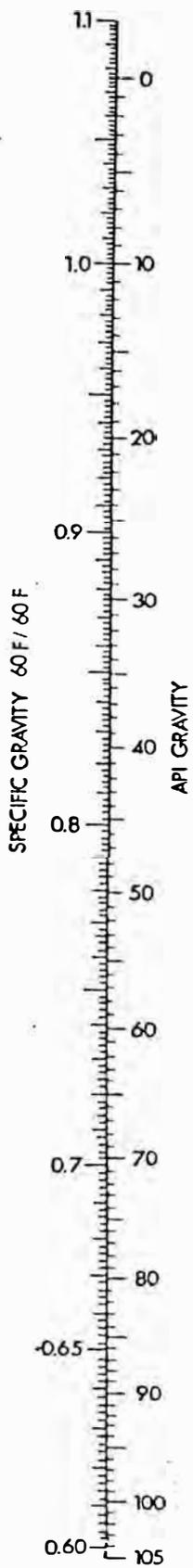
$$(6.27) \quad \beta = \frac{1}{V} \cdot \left[ \frac{\delta V}{\delta T} \right]_P = \frac{1}{P} \cdot \left[ \frac{\delta P}{\delta T} \right]_P$$

En transferencia de calor se emplea para calcular el Número de Grashof (ver cuadro 5-2), magnitud presente en las correlaciones aplicables a la convección mixta.

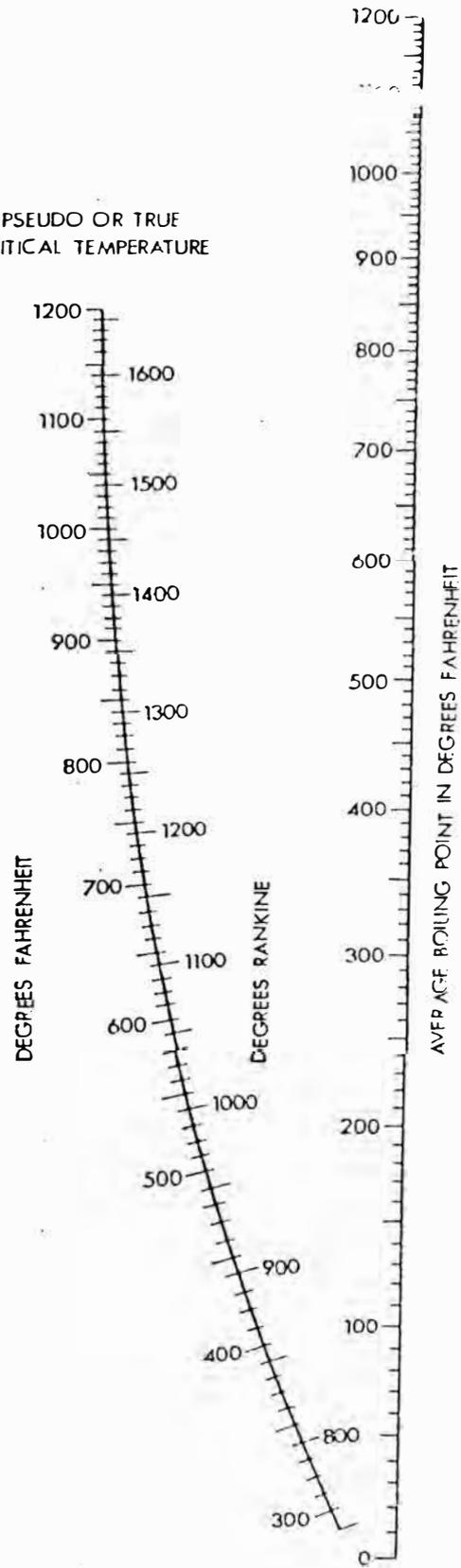
[REDACTED]  
 PSEUDO AND TRUE CRITICAL  
 TEMPERATURES OF  
 HYDROCARBON MIXTURES

---


 TECHNICAL DATA BOOK  
 February 1964  
 Approved: MRF & WGB



PSEUDO OR TRUE  
CRITICAL TEMPERATURE



NOTE:

- USE MOLAL AVERAGE BOILING POINT FOR PSEUDOCRITICAL TEMPERATURE,  $T_{pc}$
- USE WEIGHT AVERAGE BOILING POINT FOR TRUE CRITICAL TEMPERATURE,  $T_c$



Fig. 045

Para fracciones de petróleo, se ha encontrado sólo una correlación, que es la siguiente [47]:

$$(6.28) \quad \beta = \frac{1}{6046.979866 \cdot X - t}$$

$$X = \frac{178.0186679 - \text{API}}{344.5302013 + \text{API}}$$

donde t está en °F.

#### 6.4.2. Propiedades Físicas.

##### A. Gravedad Específica Como Función de la Temperatura.

Una de las gráficas más empleadas para determinar la gravedad específica en función de la temperatura es la que se muestra en la Fig. 046. Su uso es simple, ya que sólo es necesario conocer la densidad API y la temperatura. Otras más complejas (Figs. 047 y 048) incluyen el factor K de Watson como parámetro. Precisamente, se ha desarrollado una ecuación que reproduce aproximadamente estos últimos, y que es de la forma [35]:

$$(6.29) \quad \frac{p_{T2}}{p_{T1}} = \frac{PS(T_{r2})}{PS(T_{r1})}$$

$$(6.30) \quad PS(T_r) = 1.59276 - 1.75864 \cdot T_r + 2.11221 \cdot T_r^2 - 1.34402 \cdot T_r^3$$

Se observa entonces que, si hacemos  $T_1 = 520^\circ \text{ R}$  ( $60^\circ \text{ F}$ ), se puede calcular la gravedad específica a cualquier temperatura. El factor K está considerado indirectamente en la temperatura crítica  $T_c$  (ver sección 6.4.1, parte C).

Se conocen también otras ecuaciones, generalmente más sencillas pero que requieren el conocimiento de al menos dos puntos de gravedad específica vs. temperatura. O'Donnell presenta en un artículo [41] una amplia discusión de éstos.

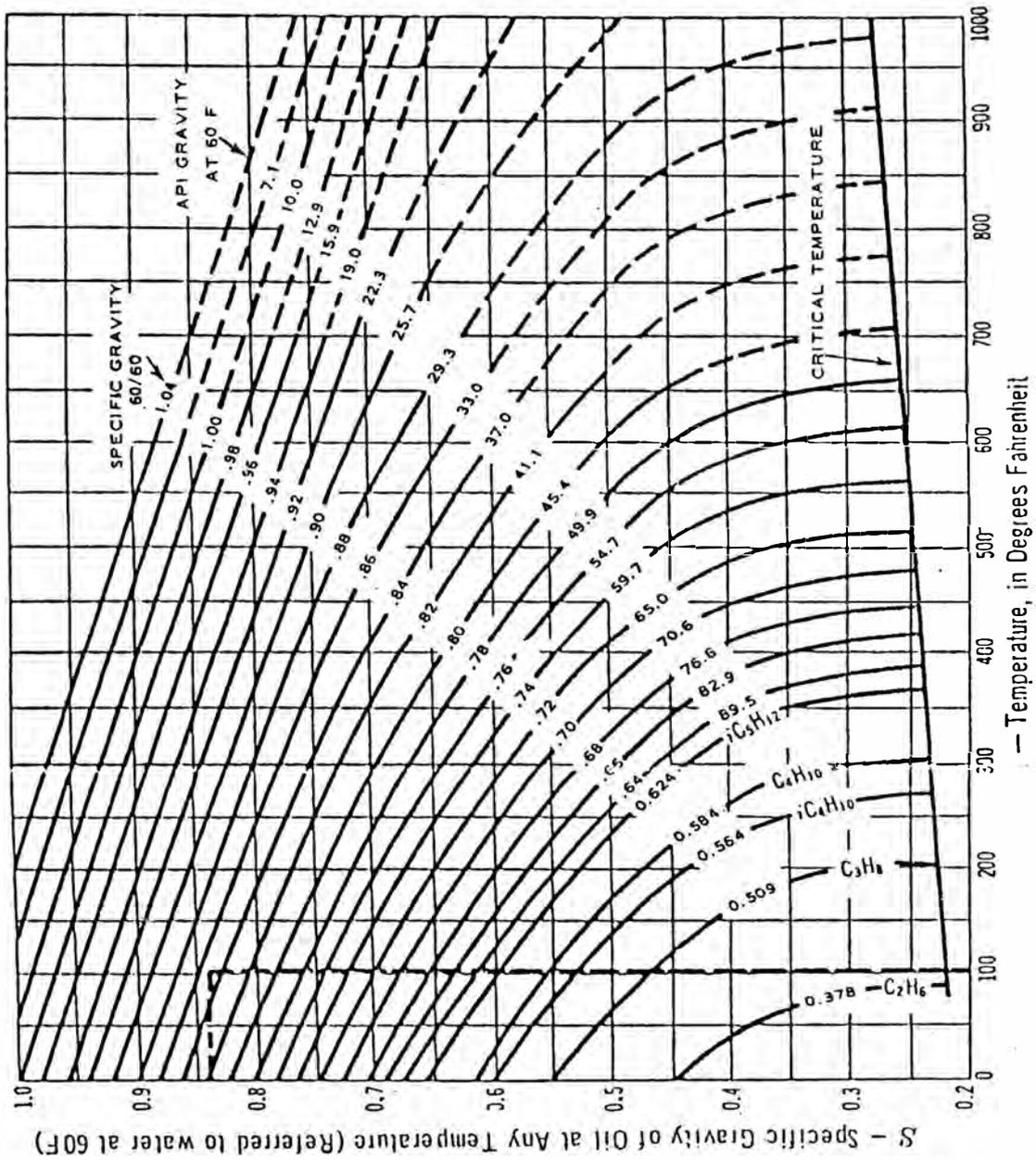


Fig. 04b: Curvas gravedad específica - temperatura para fracciones de petróleo.

**DENSITY-TEMPERATURE CORRELATION**  
**FOR**  
**LIQUID PETROLEUM FRACTIONS**  
**AT**  
**CONSTANT PRESSURE**  
**LOW-DENSITY RANGE**

---

TECHNICAL DATA BOOK  
 January 1964  
 Approved: MPF & WGE

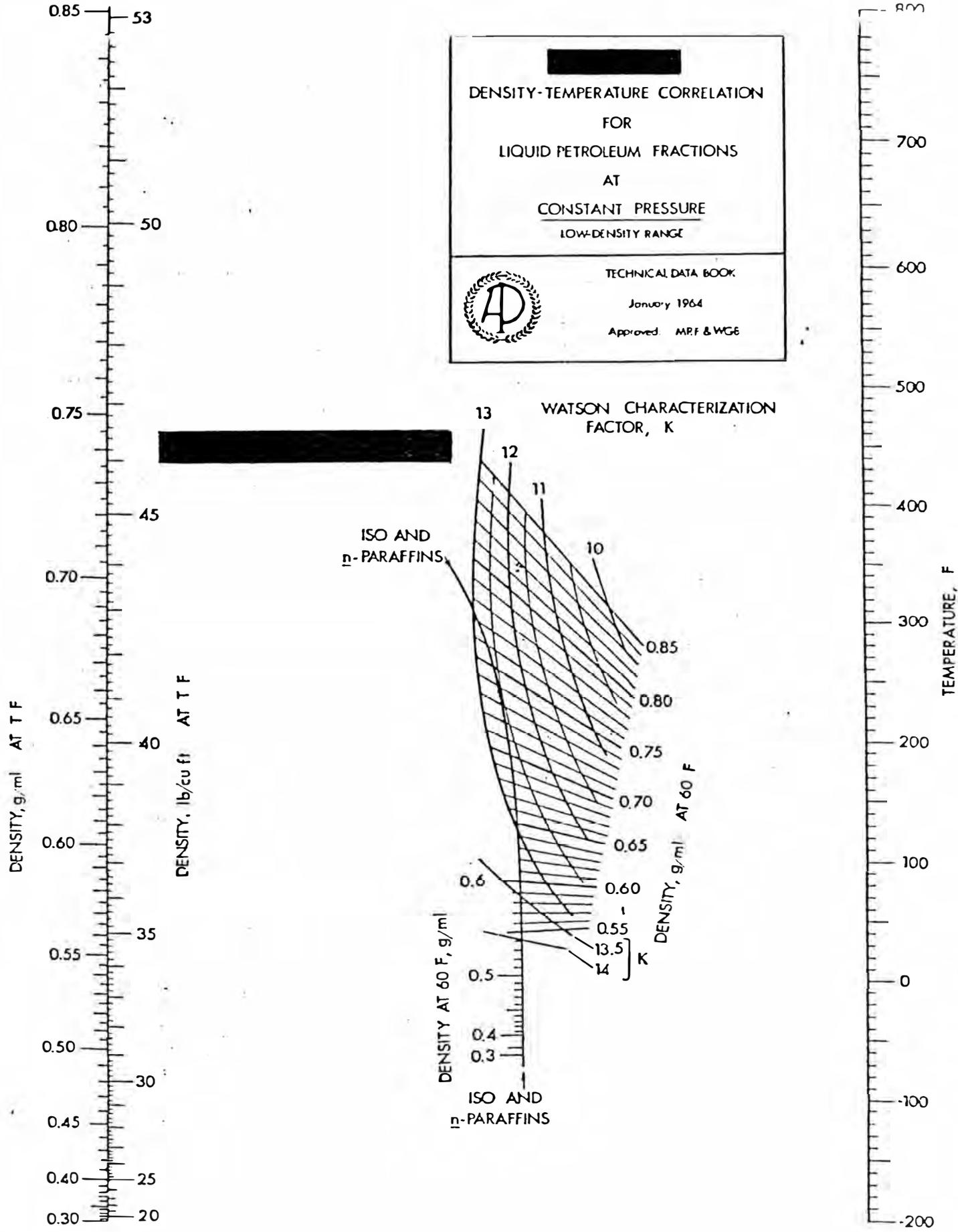
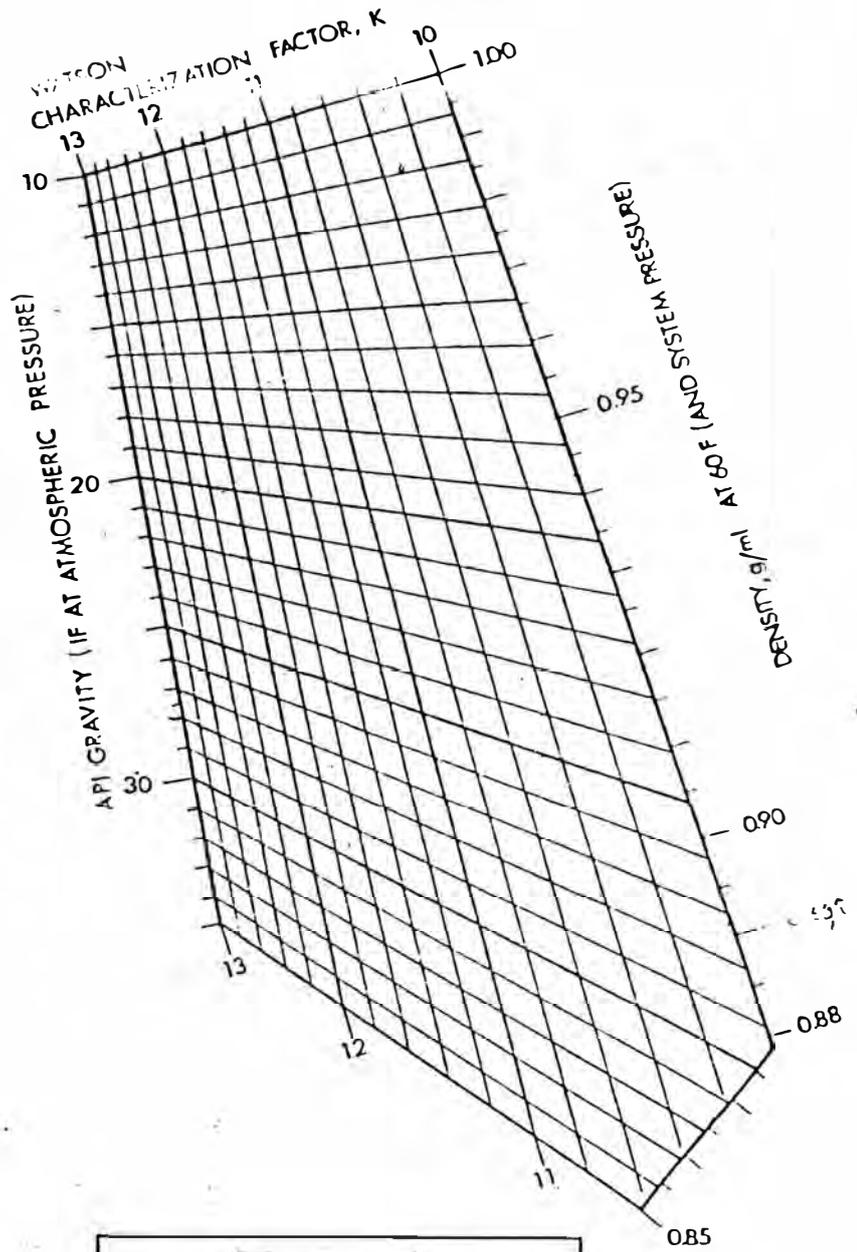
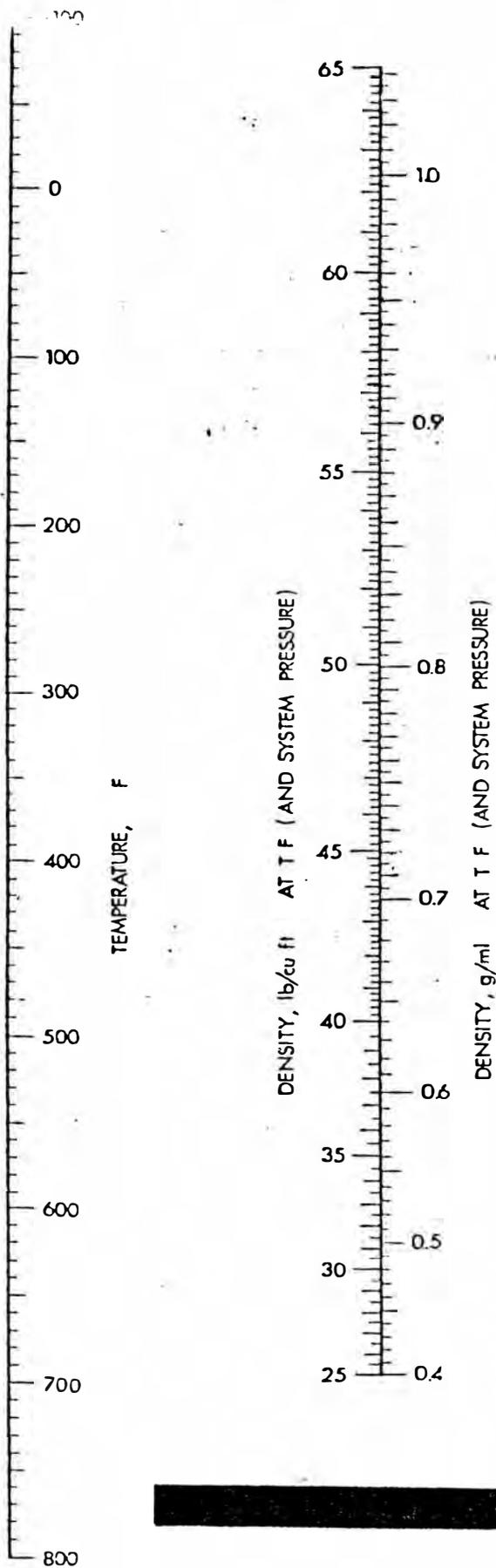


Fig. 047



DENSITY-TEMPERATURE CORRELATION  
 FOR  
 LIQUID PETROLEUM FRACTIONS  
 AT  
 CONSTANT PRESSURE  
 HIGH-DENSITY RANGE



TECHNICAL DATA BOOK

January 1964

Approved: MRF & WGE

Fig. 048

## B. Peso Molecular.

Las fracciones de petróleo están constituidas por un número no determinado de hidrocarburos de diferente naturaleza. En estas condiciones, el conocimiento del peso molecular promedio de éstas permite tener una idea de los tipos de compuestos presentes y es también un medio para caracterizarlas.

El peso molecular de las fracciones de petróleo se expresa usualmente en términos de su gravedad específica y de su temperatura promedio de ebullición. De esta manera, se han desarrollado diversas fórmulas empleando estas variables. Entre todas las conocidas, se ha escogido la siguiente ecuación desarrollada por Daubert [42]:

$$(6.31) MW = (1.435 \times 10^{-5}) \cdot MeABP^{2.3776} / p^{0.9371}$$

la cual es la que reproduce mejor los resultados obtenibles por las gráficas disponibles (ver Fig. 049), sobre todo para los hidrocarburos pesados ( $MW > 500$ ).

### 6.4.3. Propiedades de Transporte.

#### A. Conductividad Térmica.

Muy pocas correlaciones se conocen para la estimación de la conductividad térmica de fracciones de petróleo, probablemente por ser una de las propiedades más difíciles de medir. Quizás la primera en ser propuesta es una gráfica aparecida en el API Data Book [28], en la que se da una recta que representa la relación conductividad térmica vs. temperatura, única para cualquier fracción. Otra relación propuesta, la cual considera además la gravedad específica como

**MOLECULAR WEIGHT AND  
 WATSON CHARACTERIZATION  
 FACTOR OF PETROLEUM FRACTIONS**

---

TECHNICAL DATA BOOK  
 August 1964  
 Approved: MRF & WGB

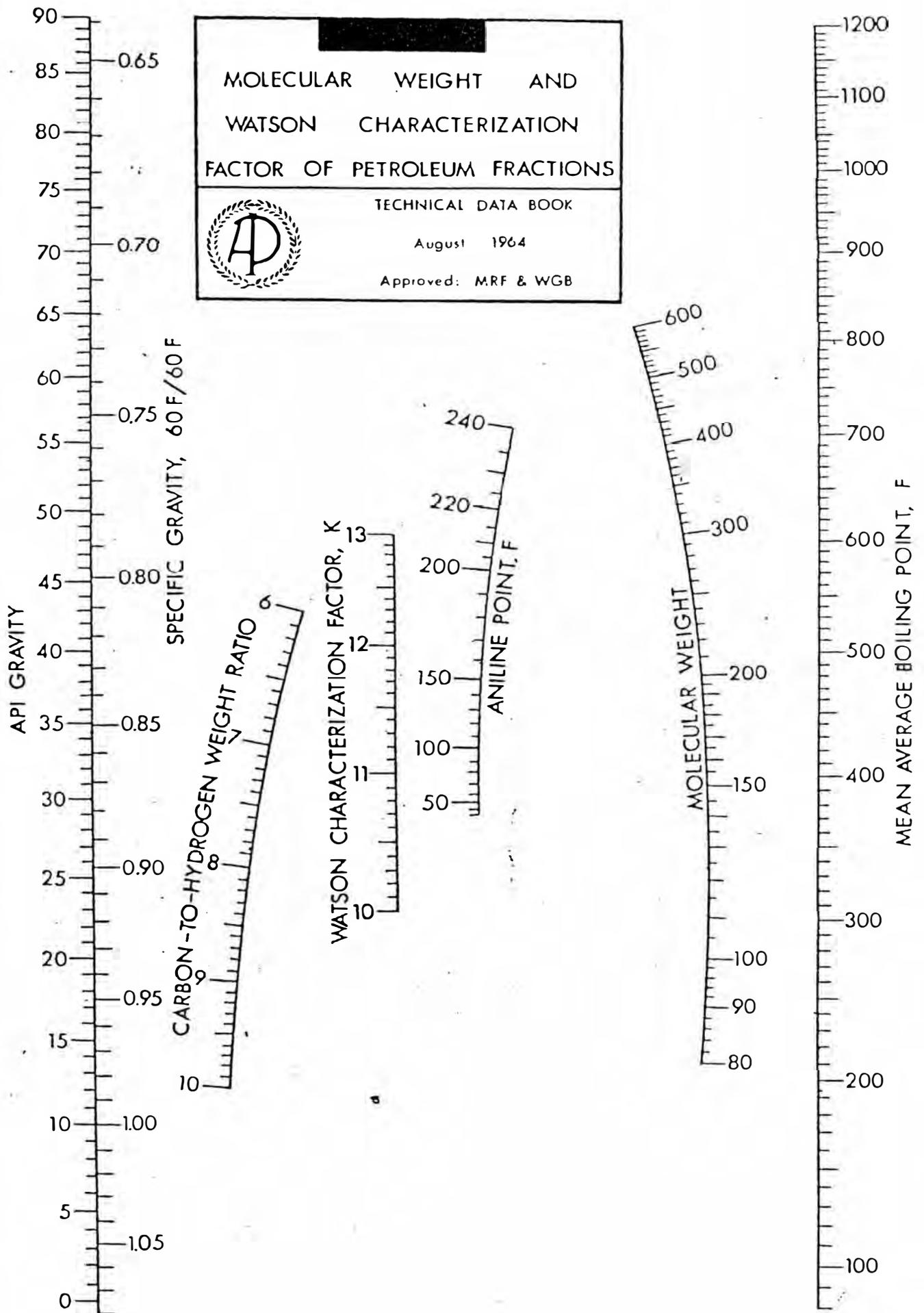


Fig. 049

parámetro de correlación, es empleada aquí, y ha sido desarrollada por Cragoe [14] (ver Fig. 050):

$$(6.32) \quad k = \frac{0.0677}{p} \cdot [1 - 0.0003 \cdot (t - 32)]$$

donde t está en °F.

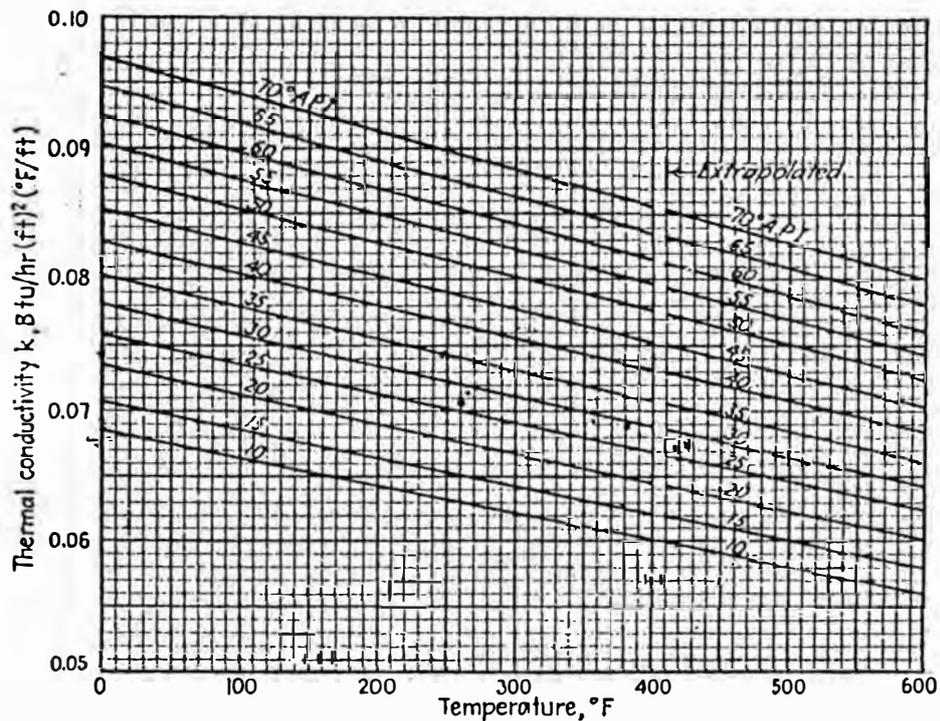


Fig. 050: Conductividades térmicas para hidrocarburos líquidos.

A pesar de ser ampliamente utilizada en la actualidad, su exactitud (12% en promedio) plantea todavía la necesidad de desarrollar una mejor ecuación.

### B. Viscosidad.

La viscosidad es otra propiedad difícil de correlacionar, ya que depende fundamentalmente de la composición y el origen del petróleo.

Las primeras gráficas que se conocen se deben a Watson, Wein y Murphy [4], las cuales fueron transformadas posteriormente en nomogramas e incluidos en el API Data Book (ver Fig. 051) para predecir viscosidades a 100 y 210° F [28]. Estas poseen buena exactitud en el caso de los fluidos ligeros ( $\nu @ 100^\circ F < 2 \text{ est.}$ ), y disminuye considerablemente para los más pesados, por lo que no se recomienda su aplicación a estos últimos.

El principal interés en cuanto a la viscosidad es conocer su dependencia respecto a la temperatura. Para esto, se trató en principio de adoptar uno de los diversos modelos propuestos [44] para la viscosidad de líquidos, siendo la forma general de éstos:

$$(6.33) \quad \mu = A \cdot e^{f(T)}$$

donde A es una constante.

Estos modelos poseen de dos a tres constantes características para cada fluido, y su determinación sólo es posible conociendo dos o tres puntos, respectivamente, de viscosidad vs. temperatura. Este procedimiento ha quedado establecido como el más recomendable, en vista de que la correlación de la constante por medio de propiedades conocidas (gravedad específica, punto de ebullición, etc.) no siempre dan muy buenos resultados. Por otro lado, ecuaciones del tipo propuesto por Andrade, Eyring, etc. [44] tienen una aplicación muy restringida para las fracciones de petróleo, y lo que siempre se ha buscado es una correlación que abarque un amplio rango de temperaturas y viscosidades con gran exactitud.

Las últimas ecuaciones propuestas, que son las que representan mejor los datos para las condiciones anteriormente expuestas, son de la forma:

$$(6.34) \quad \ln \ln Z = A - B \cdot \ln T$$

donde Z es una función de la viscosidad cinemática, y T es la temperatura absoluta en °K o °R. La más difundida de todas es la explicada en la norma ASTM D341 [45], que presenta dos ecuaciones para Z: la primera propuesta por Wright, bastante compleja pero probablemente más exacta, y la otra que es una

**LIQUID VISCOSITY  
OF PETROLEUM FRACTIONS  
AT ATMOSPHERIC PRESSURE**



TECHNICAL DATA BOOK  
December 1964  
Approved: MRF & WGB

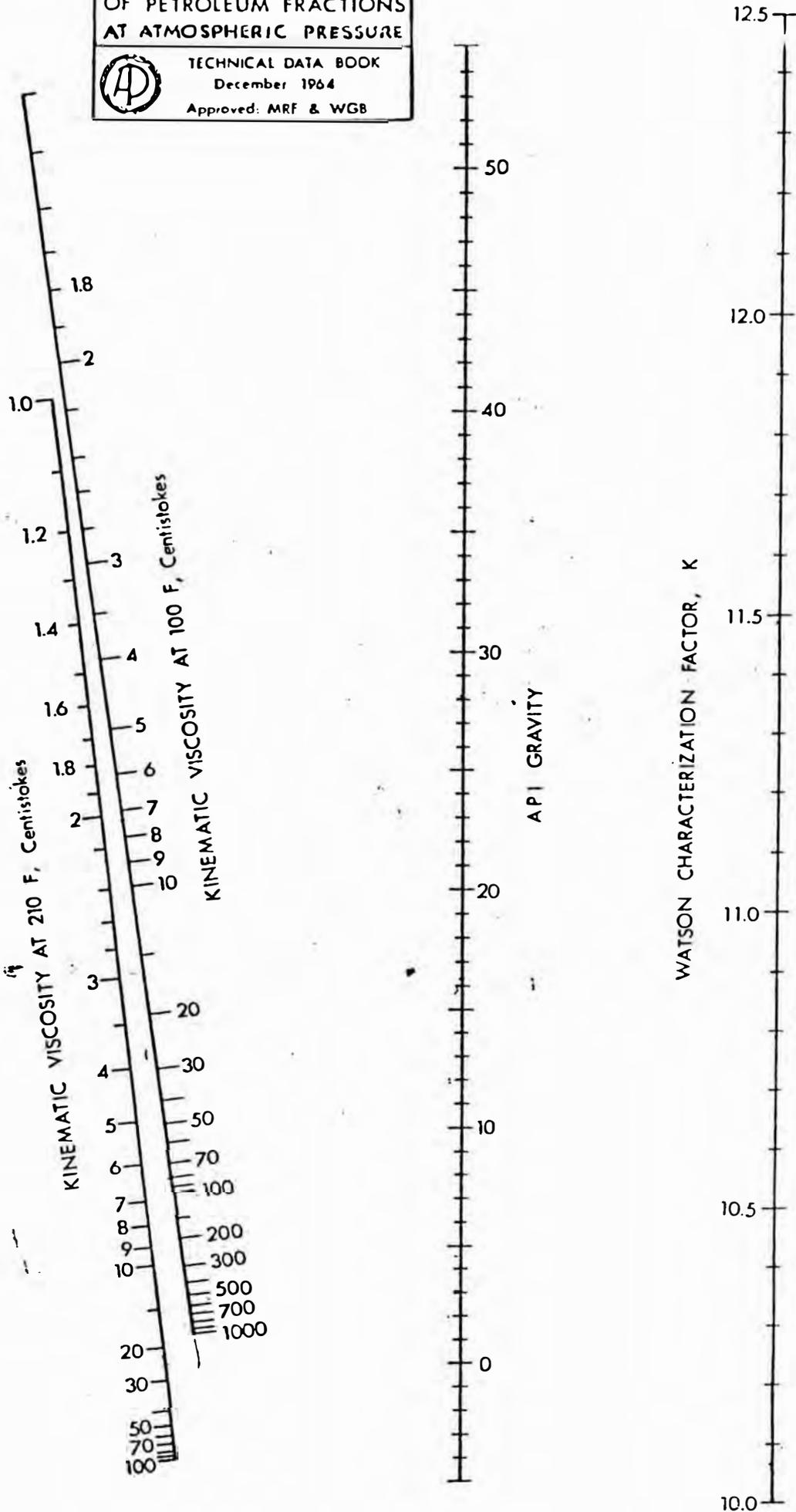


Fig. 051

simplificación propuesta por Manning, y que es empleada aquí:

$$(6.35) Z = v + 0.7 + \exp(-1.47 - 1.84 \cdot v - 0.51 \cdot v^2)$$

donde  $v$  se expresa en centistokes.

Esta forma de ecuación requiere de un procedimiento de prueba y error para determinar  $v$ . Sin embargo, Manning propuso también otra ecuación para evitar este inconveniente:

$$(6.36) v = X - \exp(-0.7487 - 3.295 \cdot X + 0.6119 \cdot X^2 - 0.3193 \cdot X^3)$$

$$(6.37) \quad X = Z - 0.7$$

Este modelo es aplicable para viscosidades comprendidas entre 0.21 y  $2 \times 10^7$  est., lo que se adapta a la mayoría de los requerimientos para los cálculos con fracciones de petróleo.

Ultimamente, Da Silva Barbosa [46] ha propuesto otro modelo para  $Z$  que parece ser mejor que el método ASTM, pero cuya aceptación no está aún muy generalizada por ser de reciente aparición.

#### 6.5.0. EL FACTOR CALORICO DE COLBURN.

Este factor no constituye una propiedad de fluido alguno. Sin embargo, dado a que está correlacionado con la densidad API de las fracciones de petróleo y por ser la base para la estimación de las propiedades dependientes de la temperatura, ha sido incluido en este capítulo.

Como se sabe, el coeficiente global  $U$  varía conforme los fluidos circulantes en un intercambiador se desplazan de la entrada a la salida. Por este motivo, el valor exacto de la carga térmica  $Q$  sólo puede conocerse mediante la integración de la expresión:

$$(6.38) \quad dQ = U \cdot Dt \cdot dA = W \cdot C_p \cdot dt$$

en donde  $Dt$  y  $dt$  son la diferencia de temperaturas entre los fluidos frío y caliente en un determinado punto del intercambiador. Sin embargo, la solución de la ecuación 6.38 presenta dos problemas notables:

- No se conoce una expresión exacta para la dependencia de  $U$  respecto a la temperatura. Aunque esto podría lograrse por medio de su definición (véase la ecuación 3.1), ha de

tenerse en cuenta, principalmente, que las fórmulas para los coeficientes peliculares  $h$  son muy aproximados, y no siempre proporcionan resultados exactos.

- Por lo general, sólo se conocen las temperaturas de entrada y salida de los fluidos y no las intermedias, las cuales podrían calcularse mediante un procedimiento de prueba y error. A pesar de esto, la exactitud de los valores dependerá totalmente de la exactitud de los coeficientes  $h$ .

Estos dos problemas, que involucran además un gran consumo de tiempo para la solución de la ecuación 6.38, han orientado los esfuerzos a desarrollar un método sencillo pero que tuviera en cuenta la variación antes expuesta. En consecuencia, todo quedaría reducido a determinar una temperatura promedio  $t_c$  para cada fluido, a la cual se calcularían todas las propiedades para obtener los coeficientes  $h$ , y luego se calcularía el coeficiente  $U$  que tendría un valor promedio válido para todo el intercambiador. A la temperatura  $t_c$  se le conocería luego como la Temperatura Promedio del Fluido.

Para determinar esta temperatura, es necesario (ya que resultaba desconocida) asumir una forma funcional para  $U$  con respecto a la temperatura. Colburn planteó entonces una variación lineal de la forma:

$$(6.39) \quad U = a' \cdot (1 + b' \cdot t)$$

donde  $a'$  y  $b'$  son constantes, más las siguientes condiciones:

- Flujo másico constante.
- Capacidad calorífica constante.
- No se producen cambios de fase.

A continuación, definió la Constante Calórica  $K_c$  como:

$$(6.40) \quad K_c = \frac{U_2 - U_1}{U_1}$$

y el Factor Calórico  $F_c$ :

$$(6.41) \quad F_c = \frac{t_c - t_1}{t_2 - t_1}$$

en donde los subíndices 1 y 2 representan los terminales frío y caliente del intercambiador, respectivamente.

Finalmente, integrando la ecuación 6.38 y reordenando, obtuvo la expresión final:

$$(6.42) \quad F_c = \frac{\frac{1}{K_c} + \frac{r}{r-1}}{1 + \frac{\ln(K_c + 1)}{\ln r}} \cdot \frac{1}{K_c}$$

en donde  $r = Dt_1/Dt_2$ .

Ya que  $K_c$  no se puede determinar fácilmente, Colburn correlacionó diversos valores aplicables a fracciones de petróleo (ver Fig. 052, esquina superior izquierda) en la que se tienen como parámetros la densidad API y la diferencia de temperaturas entre la entrada y la salida del fluido. Como en todo intercambiador circulan dos fluidos, se obtendrán por cada uno un valor de  $K_c$ , y se seleccionará aquel que sea mayor, el cual se convertirá en el valor controlante. De esta forma, se determinará  $F_c$  a partir de la ecuación 6.42, y las temperaturas calóricas se calcularán como sigue:

- Para el fluido caliente (de temperaturas T):

$$(6.43) \quad T_c = T_2 + F_c \cdot (T_1 - T_2)$$

- Para el fluido frío (de temperaturas t):

$$(6.44) \quad t_c = t_1 + F_c \cdot (t_2 - t_1)$$

El U calculado mediante estas temperaturas constituye una mejora frente a la alternativa de tomar el promedio entre las temperaturas de entrada y salida, siempre y cuando la asunción representada por la ecuación 6.39 sea próxima a la realidad. En otro caso, los cálculos pueden mostrar grandes desviaciones.

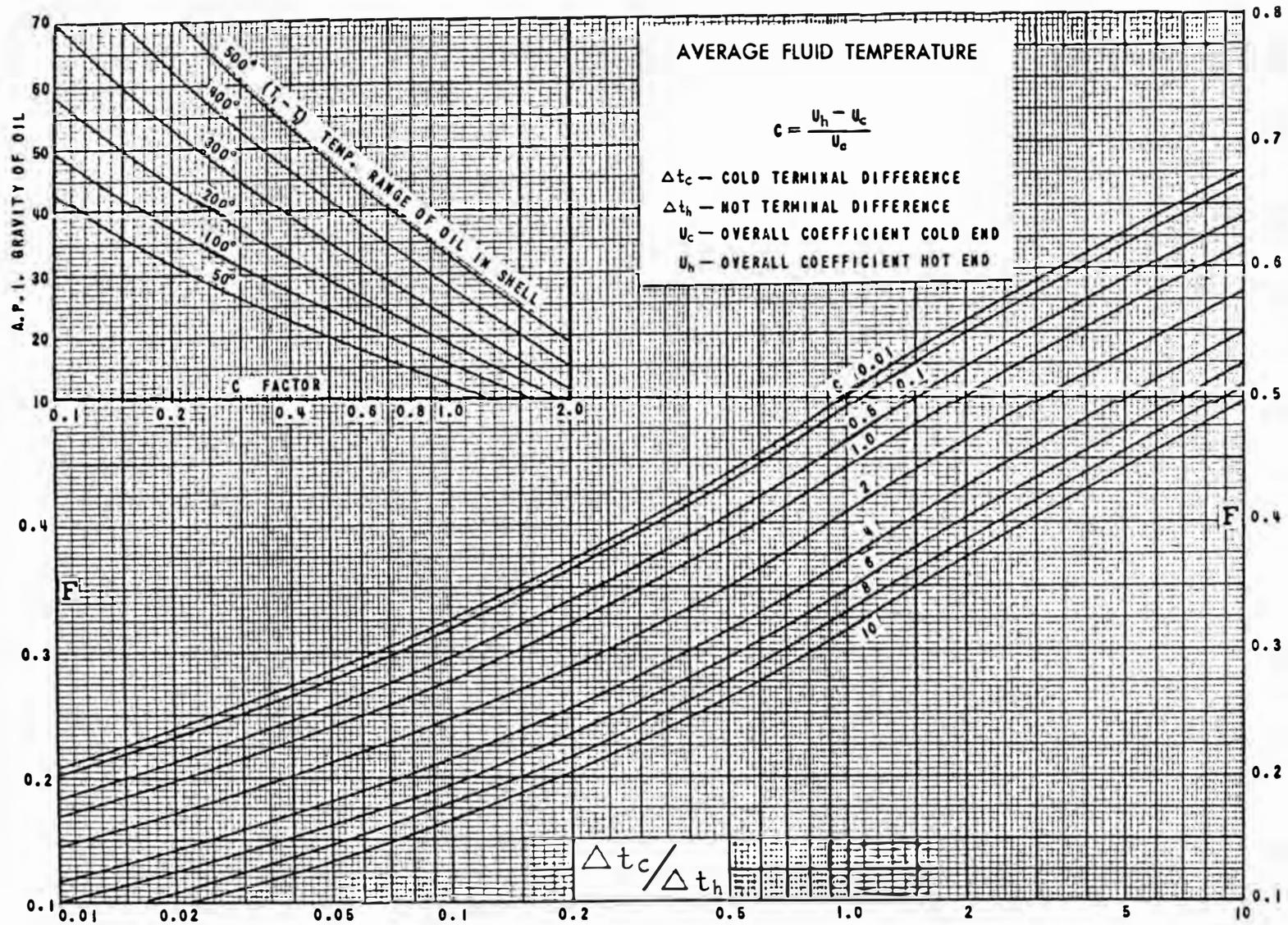


Fig. 052: Factor calórico de Colburn.

#### 6.6.0. PROBLEMAS Y LIMITACIONES EN LOS METODOS PARA PREDECIR PROPIEDADES DEL PETROLEO Y SUS FRACCIONES - TENDENCIAS FUTURAS.

En general, los métodos de predicción expuestos a lo largo de este capítulo eran una respuesta a la necesidad de contar con relaciones sencillas, en una forma tal que las labores de control, diseño y optimización se llevaran a cabo con facilidad. Sin embargo, no es raro que estos, principalmente los desarrollados antes de la década de los años 70, presenten importantes limitaciones, que se volvieron más importantes con la mayor precisión que empezó a necesitarse en los tiempos actuales.

El reciente progreso en las técnicas de modelamiento matemático y de simulación y optimización de procesos, así como el mayor acceso a sistemas de cómputo cada vez más potentes, ha permitido y ha hecho necesario el desarrollo de nuevas técnicas acaso más sofisticadas pero también más exactas, y sobre todo apoyadas en bases teóricas. Al respecto, un primer paso fue dado por P. K. Huang y T. E. Daubert, al proponer los fundamentos de los llamados Métodos de Pseudocomponentes. Por otro lado, y yendo hacia técnicas aún más sofisticadas, tenemos la aplicación de ecuaciones de estado (Peng - Robinson, Redlich - Kwong - Soave, Benedict - Webb - Rubin, etc.), en las que también figuran métodos de pseudocomponentes pero con una mayor subdivisión en tipos moleculares. Al respecto, la Estadística juega un papel importante en este procedimiento de caracterización; un ejemplo de esto es la representación de los pesos moleculares de los compuestos presentes en una fracción como una función de probabilidad (tal como la Distribución Gamma, por ejemplo), hecho que es corroborado experimentalmente a través de la Espectroscopia de Masas (ver Figs. 053 y 054) [48].

Así, es muy probable que, en un futuro próximo, estos métodos desplazen a los que hoy conocemos como métodos "globales". Esta necesidad es ya patente, ante la creciente tendencia de procesar crudos cada vez más pesados, los cuales poseen propiedades más difíciles de correlacionar.

## Molecular wt distributions\*

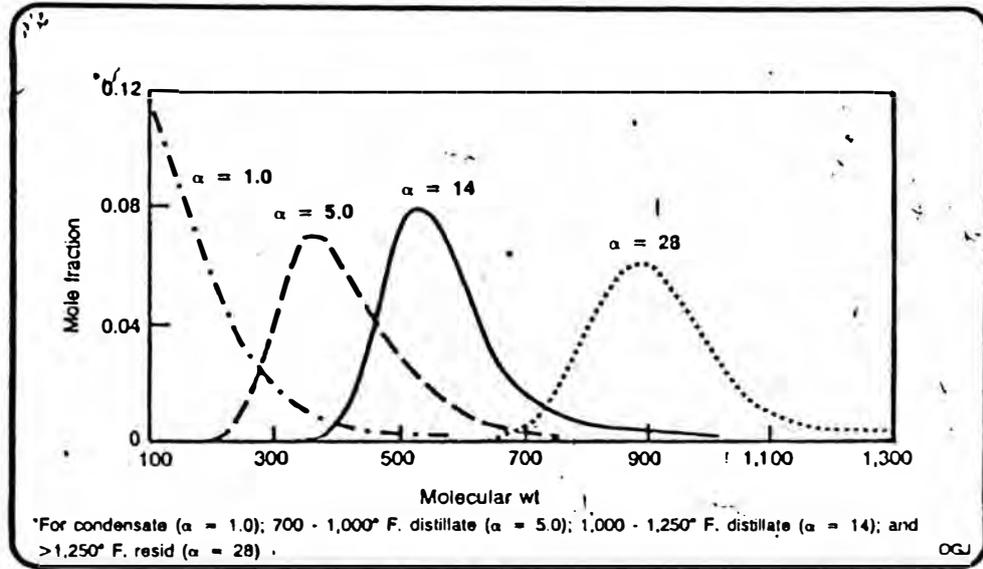
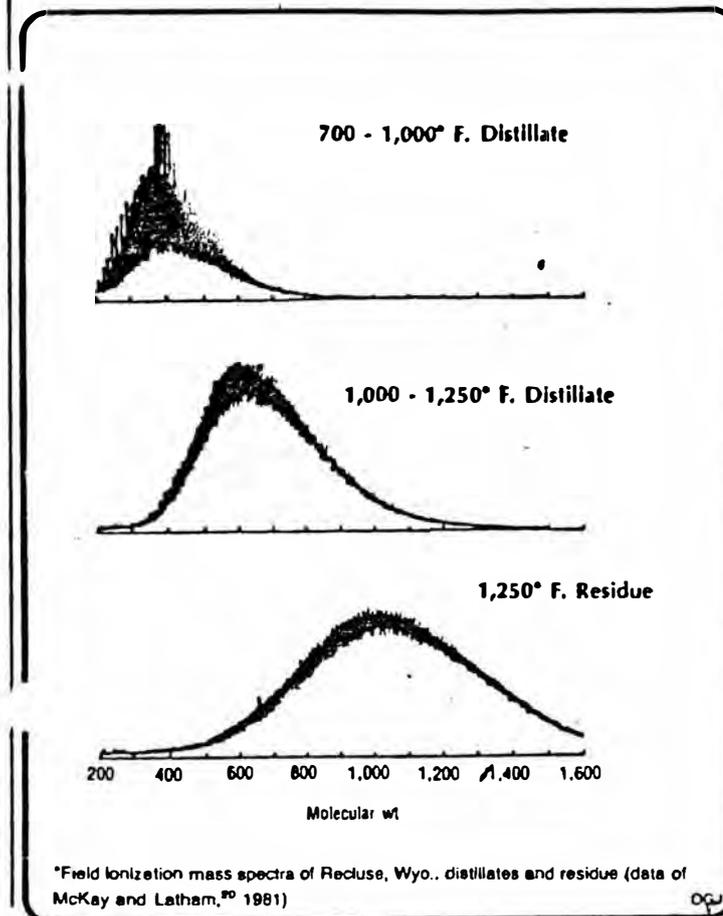


Fig. 082: Distribución de pesos moleculares en diversas fracciones de petróleo.

## FIMS data\*



## Capítulo 7

# REFINERÍA LA PAMPILLA [49]

### 7.1.0. ANTECEDENTES.

La Refinería La Pampilla, operada por Petróleos del Perú S.A., se encuentra ubicada en el Distrito de Ventanilla, Provincia Constitucional del Callao, en el Km. 25 de la autopista Lima - Ventanilla. Su capacidad actual de procesamiento es de 100 mil barriles por día (100 MBPD) de petróleo crudo, y desde su arranque ha sido sometida a varias modificaciones, mejoras y ampliaciones.

La Pampilla fue inaugurada el 17 de Diciembre de 1967, siendo su capacidad inicial de 20 MBPD. En aquella oportunidad, fue la firma japonesa Marubeni Ltda. / Japan Gasoline Co. la encargada de la construcción, suministro de equipos y financiamiento de la refinería.

Durante el año 1970 se llevó a cabo la primera ampliación a 30 MBPD, contándose para esto con los servicios de las compañías Universal Oil Products (UOP) y Japan Gasoline Co. Posteriormente, durante los años 1973 y 1974, se realizaron los estudios y la ejecución de obras para una nueva ampliación hasta 37 MBPD, proyecto que fue llevado a cabo con el propio personal de la refinería.

Finalmente, el 20 de Enero de 1977 entró en operación la Unidad de Destilación Primaria II, cuya construcción estuvo a cargo de la firma francesa Technip. De esta manera, La Pampilla alcanzó su capacidad actual de procesamiento, convirtiéndose en la principal refinería con que cuenta el país.

### 7.2.0. INSTALACIONES Y PRODUCTOS.

La Pampilla cuenta con las siguientes unidades

de proceso, las cuales se indican con sus respectivas capacidades:

- Destilación Primaria I	35.0 MBPD
- Destilación Primaria II	65.0
- Destilación al Vacío	12.0
- Craqueo Catalítico Fluido (FCC)	7.0
- Recuperación de Gases	2.0
- Merox de Kerosene I	4.9
- Merox de Kerosene II	8.5
- Merox de Gasolina FCC	4.0
- Desulfuración y reformado catalítico	2.0
- Merox de Gasolina Primaria I	1.7

Adicionalmente, y para la operación de las unidades antes mencionadas, la refinería se integra con las instalaciones de la Unidad de Servicios Industriales y la red de sistemas auxiliares, a saber:

- Recepción, transferencia y distribución de energía eléctrica (sub - estaciones principal y secundaria.
- Sistema de generación de electricidad de emergencia.
- Sistema de generación de vapor.
- Planta de desmineralización de agua.
- Sistema de aire comprimido (instrumentos y plantas).
- Sistema de combustible (gas y aceite).
- Sistema de agua cruda y agua potable.
- Sistema de agua contra incendio.
- Sistema de efluentes.

Asimismo, La Pampilla cuenta con tres líneas submarinas para la recepción de crudo y el embarque de Petróleo Industrial No. 5 y 6 y Productos Blancos (gas, gasolina, kerosene). Finalmente, completan las instalaciones las siguientes zonas:

- De almacenamiento.
- Movimiento de Productos.
- Planta de Ventas.

En La Pampilla se producen:

- Gas Licuado de Petróleo (GLP) doméstico.
- Gasolina de 84 octanos.
- Kerosene, doméstico e industrial.
- Turbo combustible A1 y JP5, para aviación.
- Diesel No. 2
- Petróleo Industrial No. 6.
- Petróleo Industrial Pesado.

### **7.3.0. BREVE DESCRIPCION DE LAS INSTALACIONES Y PROCESOS.**

#### **7.3.1. Líneas Submarinas.**

El crudo procesado en La Pampilla llega en buques - tanque y es recepcionado a través de una línea submarina de 34 pulgadas de diámetro. Asimismo, se cuentan con otras dos líneas paralelas de 16 pulgadas de diámetro cada una. A través de la No. 1 se embarca Petróleo Industrial No. 5 y 6. Por la segunda línea, sólo se embarcan productos blancos.

#### **7.3.2. Tanques de Crudo.**

El petróleo recepcionado es almacenado en tanques especialmente contruidos para ello, siendo la capacidad total de 2127 miles de barriles. Desde éstos, el crudo es bombeado hacia las Unidades de Destilación Primaria, en donde se llevan a cabo el primer proceso de toda refinación.

#### **7.3.3. Unidades de Destilación Primaria (UDP).**

El petróleo, mezcla compleja de hidrocarburos de diferente peso molecular, es precalentado en una red de intercambiadores en donde se recupera el calor contenido en los diversos productos de la destilación. A continuación ingresa a un horno en donde se produce una vaporización parcial del mismo. Finalmente, la mezcla líquido vapor obtenida ingresa a la columna de destilación, de donde se obtienen los denominados destilados "ligeros" y "medios" junto con los fondos, que luego se destinan a almacenamiento o a un nuevo

procesamiento, de acuerdo a la lista que aparece a continuación:

#### UDP I

Producto	Destino(s)
Gas seco	Quemador, sistema de gas combustible
GLP	Recuperación de gases.
Gasolina	Estabilización, tanques
Nafta	Carga a unidades de desulfuración y reformado.
Kerosene y turbo combustible	Tanques, Merox
Diesel	Tanques
Crudo Reducido	Destilación al Vacío, tanques

#### UDP II

Producto	Destino(s)
GLP	Recuperación de Gases, esferas
Gasolina	Estabilización, tanques
Kerosene y turbo combustible	Tanques, Merox
Diesel	Tanques
Gasóleo Atmosférico (AGO)	Craqueo Catalítico Fluido
Crudo Reducido	Tanques

#### **7.3.4. Unidad de Destilación al Vacío.**

A diferencia de las Unidades de Destilación Primaria, que operan a presiones ligeramente superiores a la atmosférica, la Unidad de Destilación al Vacío opera a presiones mucho menores que la atmosférica, de modo que el crudo reducido pueda destilarse sin peligro de que se produzca la descomposición ("cracking") de las moléculas que lo constituyen.

Dos son los principales productos que se obtienen de esta unidad: el Gasóleo Ligero de Vacío (Light Vacuum Gas Oil - LVGO -), empleado para las mezclas de Diesel, y el Gasóleo Pesado de Vacío (Heavy Vacuum Gas Oil - HVGO -), que forma parte de la carga a la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido. Un tercer producto, el Residual de Vacío, constituye uno de los componentes de las mezclas de residuales.

#### **7.3.5. Unidad de Craqueo Catalítico Fluido.**

En esta unidad, los hidrocarburos son sometidos a reacciones químicas de ruptura de moléculas. El calor, en presencia de un catalizador que orienta las reacciones, transforma los gasóleos que constituyen la carga en productos de mayor valor económico: butano, gas licuado de petróleo y gasolina de alto octanaje.

El nombre del proceso se debe a que las reacciones se producen en presencia de un catalizador (polvo zeolítico muy fino), que fluye junto con la carga de gasóleos que asciende a través de un tubo elevador ("riser") hacia el reactor. Sin embargo, es en el tubo en donde se producen las reacciones totalmente, siendo el reactor solamente un recipiente para la separación del catalizador y los vapores de hidrocarburos.

El proceso de craqueo es continuo: el catalizador fluye del reactor al regenerador y viceversa. Luego de las reacciones, el catalizador se encuentra desactivado por el coque, residuo que se deposita sobre él y que se retira mediante su combustión, la cual se lleva a cabo en el regenerador.

Para la industria de la refinación del petróleo se han desarrollado diversos modelos de unidades de craqueo catalítico, siendo el denominado "UOP Stack" modificado a Riser Cracking el existente en La Pampilla.

El conjunto reactor - regenerador tiene asociado además una columna de fraccionamiento, en donde se separan los siguientes productos: GLP, Gasolina, Aceite Cíclico Ligero (Light Cyclic Oil - LCO que se envía a la mezcla de Diesel), Aceite Cíclico Pesado (Heavy Cyclic Oil HCO -) y Aceite Clarificado (estos últimos se envían a la mezcla de residuales).

#### **7.3.6. Unidad de Recuperación de Gases.**

En esta unidad se procesan la gasolina y los gases provenientes de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido. Aquí, mediante operaciones de absorción y destilación se obtiene gasolina de alto octanaje, GLP y Butano, que son enviados a almacenamiento.

#### **7.3.7. Unidades Merox.**

El proceso Merox (patente UOP) fue diseñado para el tratamiento de gasolinas y kerosenes, para mejorar su calidad mediante la eliminación de compuestos indeseables de azufre a través de su conversión a productos no corrosivos.

En La Pampilla existen cuatro unidades de este tipo: una de gasolina FCC; dos de kerosene, en donde se produce el Turbo Combustible; y una de gasolina primaria, la cual se encuentra inactiva por ser innecesario en la actualidad el tratamiento de esta fracción.

#### **7.3.8. Unidad de Desulfuración y Reformado Catalítico.**

En esta unidad, el azufre, nitrógeno, oxígeno y metales presentes en la gasolina y/o nafta son eliminados mediante una serie de reacciones químicas en presencia de hidrógeno, orientadas por medio de un catalizador en lecho fijo que al final de las operaciones permite obtener una gasolina de alto octanaje, adecuada para su uso en motores de automóvil.

Al igual que el Craqueo Catalítico, se conocen diversas tecnologías para llevar a cabo las operaciones antes descritas. En La Pampilla, la unidad ha sido diseñada de acuerdo al proceso Unifining - Platforming (patente UOP).

### **7.3.9. Unidad de Servicios Industriales.**

En esta unidad se generan y distribuyen los servicios que requieren las unidades de proceso: vapor, agua, aceite combustible, aire comprimido y electricidad.

La electricidad es abastecida por la empresa estatal Electrolima S.A. Una vez en La Pampilla, las subestaciones allí instaladas se encargan de distribuir la energía a las tensiones requeridas por los equipos (4160, 440, 380, 220, 110 y 48 voltios).

El agua se obtiene de pozos ubicados en áreas cercanas a la refinería, la cual es transportada a la planta y almacenada en tanques, de donde se distribuye para los diferentes consumos: interno y contra incendio, agua de enfriamiento y desmineralización.

De la planta de desmineralización se distribuye el agua a los tres calderos existentes para la generación de vapor, que en conjunto producen alrededor de 100 TM/hr.

### **7.3.10. Almacenamiento y Movimiento de Productos.**

En estas zonas se efectúa el almacenamiento de los productos, la mezcla y preparación de las gasolinas, el diesel y los petróleos industriales, y la distribución de los mismos, ya sea hacia la planta de ventas o a través de las líneas submarinas hacia los buques - tanque.

### **7.3.11. Planta de Ventas.**

Aquí se efectúa el llenado de los camiones cisterna con los productos que van a ser distribuidos por vía terrestre hacia los diferentes centros de consumo. De este modo, son satisfechos los requerimientos de combustibles de todo el departamento de Lima. Cabe anotar, sin embargo, que la Planta de Ventas es un ente autónomo de Refinería La Pampilla, a pesar de funcionar dentro de su circunscripción.

Segunda Parte

**CORRELACION Y OPTIMIZACION**

## Capítulo 8

# INTRODUCCION AL ESTUDIO DEL ENSUCIAMIENTO EN LOS INTERCAMBIADORES DE REFINERIA LA PAMPILLA

### 8.1.0. UBICACION.

El presente estudio abarca en su totalidad un periodo de operacion de ocho meses (entre mayo y diciembre de 1986), y se llevó a cabo en Refinería La Pampilla, con intercambiadores previamente seleccionados del tren de precalentamiento de crudo de la Unidad de Destilación Primaria II. Al respecto, se decidió hacer la investigación en esta unidad dadas las condiciones favorables que se tenían en aquella oportunidad, que entre otras eran:

El haberse realizado en abril de 1986 una parada de mantenimiento general de la unidad, lo que permitía llevar a cabo las evaluaciones a partir de un estado de relativa limpieza de los intercambiadores.

- El poseer todas las corrientes circulantes a través de los intercambiadores (tanto a la entrada como a la salida) instrumentos para la medición de flujo y temperatura, cuyos registros eran reportados casi en su totalidad (a partir de marzo de 1986) en los resúmenes de condiciones de operación, disponibles en la refinería.
- El procesar exclusivamente (durante el período antes mencionado) el denominado Crudo Loreto 100% puro, lo que facilitaba las evaluaciones al menos en su etapa inicial. Esto porque las mezclas de crudos de distinto origen poseen características que muchas veces no se pueden predecir correctamente, y cuyo comportamiento frente a la promoción del ensuciamiento no está aún bien explicado [35].

### 8.2.0. CARACTERISTICAS DEL CRUDO Y DE LOS PRODUCTOS.

El Crudo Loreto procesado en la Unidad de Destilación Primaria II ha mostrado, con el transcurrir del tiempo, una tendencia declinante en su densidad API, variando en promedio desde 23.4 a 22.5 durante el periodo de estudio y esperando que descienda aún más en los próximos meses. Por otro lado, los cortes obtenidos de este petróleo presentaron las siguientes características:

Tabla 005

Características de los Cortes de Petróleo Obtenidos en la Unidad de Destilación Primaria II

	°API		Rendimiento (%Volumen)	
	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo
Gasolina	58.4	57.5	12.2	11.4
Kerosene	40.0	38.8	10.1	7.7
Diesel	32.0	31.2	18.1	15.0
AGO	27.9	25.3	2.0	1.2
Crudo Reducido	13.4	12.5	60.1	58.5

### 8.3.0. DESCRIPCION DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO.

En la Fig.055 se observa un esquema completo de la Unidad de Destilación Primaria II. El tren de precalentamiento se inicia en la flecha rotulada "PETROLEO CRUDO DE TQS." (ver esquina inferior derecha), y previamente el crudo es pasado a través de los filtros K-1, K-2 y K-3, con el objeto de retener la mayor cantidad de sólidos que lleva en suspensión. A continuación, circula por los siguientes intercambiadores:

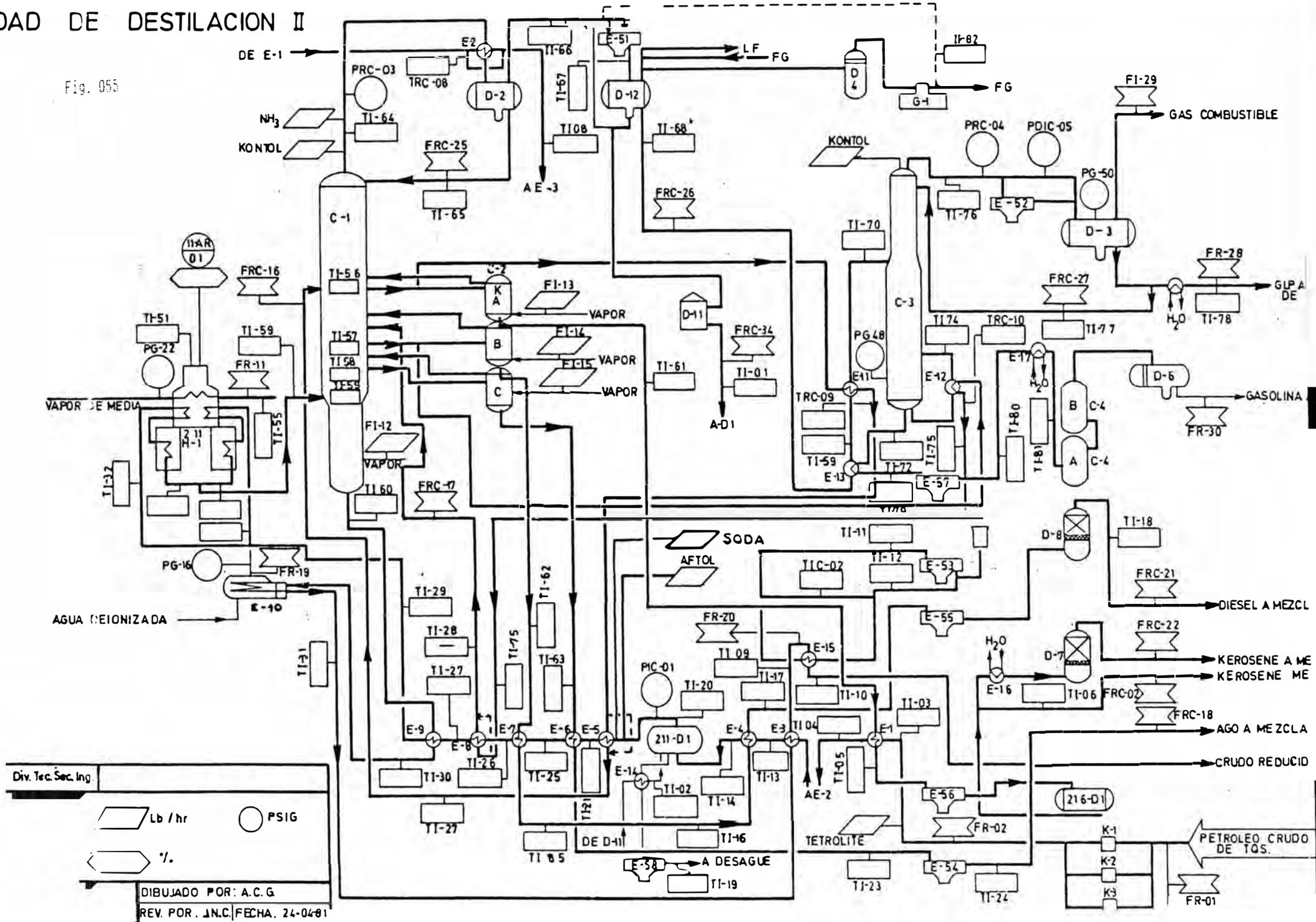
1. 211E1 (Kerosene / Crudo). \* Seleccionado para el estudio (ver Capítulo 9).
2. 211E2 A<sub>1</sub>/A<sub>2</sub> (Crudo / Vapores de Tope). No seleccionado, por cuanto ocurre un proceso de cambio de fase (condensación).
3. 211E3 A/B/C (Crudo / Crudo Reducido). Seleccionado (ver Capítulo 9).

---

\* La nomenclatura es: Identificación (Fluido por los tubos / Fluido por la coraza).

# UNIDAD DE DESTILACION II

Fig. 055



Div. Tec. Sec. Ing.

Lb / hr      PSIG

%

DIBUJADO POR: A.C.G.  
REV. POR: J.N.C. | FECHA: 24-04-81

4. 211E4 (Kerosene o Diesel / Crudo). No seleccionado, por no contarse con datos completos para la evaluación.

211D1 (Desaladora de Crudo). Este equipo se incluye en la presente lista por constituir un "separador" entre los intercambiadores precedentes y los que a continuación se indican, principalmente por la diferencia entre las concentraciones de sal, agua y sedimentos.

5. 211E5 A/B/C (Crudo / Reflujo de Kerosene). No seleccionado. Existe un sobrepaso en la corriente de kerosene (para control de temperatura - ver Fig. 055 -), y la temperatura que se encuentra en los reportes corresponde a la mezcla de las corrientes anterior y posterior al intercambiador. Aunque la temperatura de salidad pudo calcularse mediante un balance térmico, el desconocimiento del valor real no permitía efectuar un análisis estadístico para determinar posibles resultados erróneos (ver sección 8.5.1).

6. 211E6 (AGO / Crudo). No seleccionado. Durante el período del estudio se detectaron anomalías en el registro de las temperaturas, probablemente por falla de algún instrumento. Por esta razón, no se disponía de datos confiables.

7. 211E7 (Diesel / Crudo). Seleccionado (ver Capítulo 9).

8. 211E8 A/B (Crudo / Reflujo de Diesel). No seleccionado. Las razones son las mismas que para el intercambiador 211E5 A/B/C.

9. 211E9 A/B/C (Crudo / Crudo Reducido). Seleccionado (ver Capítulo 9).

211H1 (Horno de Crudo). Equipo final del tren de precalentamiento, en donde se produce la vaporización parcial del crudo previo a su ingreso al fraccionador.

La Unidad de Destilación Primaria II posee además puntos de inyección de soda cáustica y de aditivo antiensuciante, inmediatamente después de la desaladora. El primero se inyecta para neutralizar los cloruros causantes de la corrosión en el tope de la columna de destilación, mientras que el segundo se añade para reducir la tendencia ensuciante del crudo, que es mayor en los intercambiadores más calientes.

#### **8.4.0. ASUNCIONES GENERALES.**

##### **8.4.1. Acerca de los Datos Recopilados.**

Los datos tomados de los reportes de condiciones de operación son el resultado (cada uno) del promedio de seis lecturas tomadas en un lapso de 24 horas, y han sido consideradas por lo tanto como los más representativos para el presente estudio. Sin embargo, ha de tenerse en cuenta que dichos datos así tomados pueden contener algún error. Las fuentes posibles serán mencionadas en la sección 8.5.1.

##### **8.4.2. Efecto de la Presión en los Circuitos.**

En ninguna de las correlaciones consideradas para el presente estudio (ver cuadro 006) se ha tomado en cuenta el efecto de la presión a la que están sometidos los fluidos. La más alta presión encontrada ha sido de 460 psig en la descarga de las bombas del crudo que es alimentado a la unidad de destilación, y dado este valor se analizó sus posibles efectos en la predicción de propiedades. Así tenemos:

###### **A. Entalpia y Capacidad Calorífica.**

El efecto es despreciable. Según las instrucciones dadas en el API Data Book 4 ed. [37], para la aplicación de las ecuaciones 6.20 y 6.25 no es necesario efectuar ninguna corrección si se cumple que  $T_r \leq 0.8$  y  $P_r \leq 1.0$ , lo cual se da en todos los casos.

###### **B. Gravedad Específica.**

Tomando como base de comparación una densidad API de 40 ( $p = 0.825$ ), en la Fig. 056 se observa que para  $P = 500$  psia es necesario añadir a la gravedad específica calculada a 1 atm. un término de corrección de 0.0025, lo cual se ha considerado despreciable. Este valor resulta aún mucho menor para fluidos más densos.

**Cuadro 006**  
**ECUACIONES SELECCIONADAS PARA EL**  
**ESTUDIO DEL ENSUCIAMIENTO**

**Coefficientes Pelliculares de Transferencia de Calor**

NOMBRE	ECUACIONES	DESVIACION	COMENTARIOS	REFERENCIAS
Hausen (laminar forzada)	5.6		Aplicable para $Gz < 100$	1, 14
Sieder - Tate (laminar forzada)	5.7	20% Maxima	Aplicable para $Gz > 100$	15
Lower	5.9			19
Sieder - Tate (turbulenta forzada)	5.17	15% Promedio	Aplicable para: $0.7 < Pr < 16700$ $L/D > 60$	2
Oliver	5.24			1
Metals	5.25			1
Bell	5.42			23

**Propiedades de Hidrocarburos**

PROPIEDAD	ECUACIONES	DESVIACION	COMENTARIOS	REFERENCIAS
Entalpia	6.20	3 BTU/lb		37
Capacidad Calorifica	6.25		Obtenida a partir de la ecuacion 6.20	37
Gravedad Especifica	6.26			35
Temperatura Critica	6.28	1.3% Promedio 10% Maxima		43
Conduktividad Termica	6.29	12% Promedio 39% Maxima	Aplicable para: $0.7 < Pr < 0.95$ $32 < t < 392$ F	14
Viscosidad	6.31		Aplicable para: $0.21 < v < 2 \times 10^7$ ost.	45
Factor de Expansibilidad Termica (B)	6.36		Aplicable para: $10 < Pr < 60$ $0 < t < 300$ F	47

[REDACTED]  
 PRESSURE CORRECTION CHART  
 FOR THE DENSITIES  
 OF  
 LIQUID PETROLEUM FRACTIONS



TECHNICAL DATA BOOK  
 February 1964  
 Approved: MRF & WGB

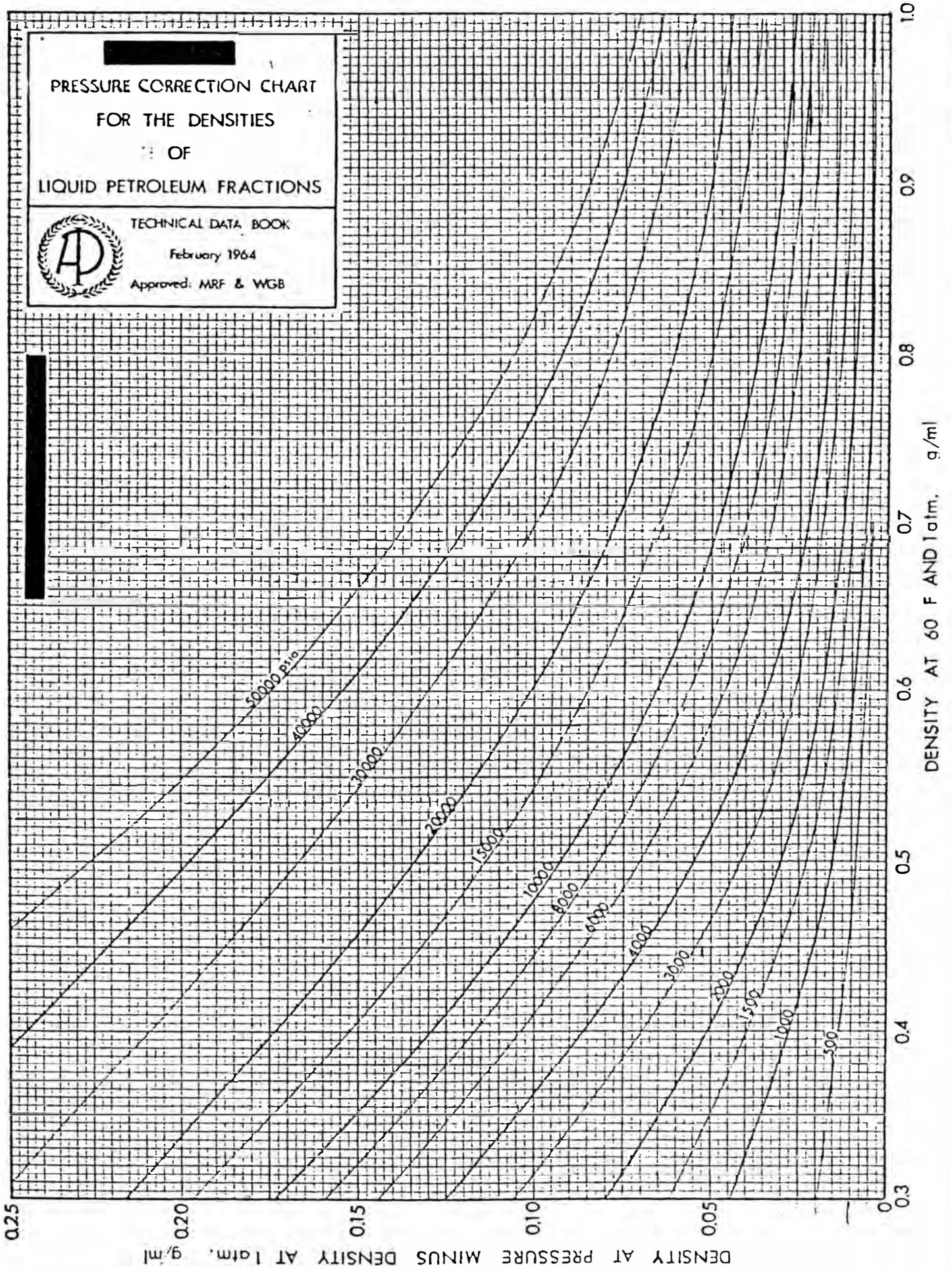


Fig. 056

### C. Conductividad Térmica.

No se ha encontrado correlación alguna que permita medir el efecto de la presión sobre esta propiedad. Sin embargo, se espera (como en los casos anteriores) que su influencia sea mínima.

### D. Viscosidad.

El efecto también es mínimo de acuerdo a la Fig.057. En ésta la viscosidad está expresada en centipoises ( $\mu$ ), pudiéndose calcular a partir de la viscosidad en centistokes ( $\nu$ ) por medio de la ecuación:

$$(8.1) \quad \mu = \rho \cdot \nu$$

Adicionalmente, se ha verificado [54] que para viscosidades que exceden los 1000 centipoises, las mezclas de hidrocarburos adoptan un comportamiento pseudoplástico (la viscosidad disminuye con el aumento de velocidad del fluido), lo cual invalidaría los cálculos hechos bajo la suposición de la conducta newtoniana. Afortunadamente, no se ha dado esta situación en ninguno de los casos estudiados.

## 8.5.0. PROBLEMAS ENCONTRADOS.

### 8.5.1. Eliminación de Datos Erróneos.

Uno de los principales problemas a solucionar fue el establecer un método que permitiera descartar los datos (tomados de los reportes de condiciones de operación) que probablemente contenían una desviación notable respecto a los valores reales. Las fuentes de estos errores eran diversas y en esta parte serán mencionadas las posibles causas, clasificadas adecuadamente (ver Apéndice H):

- Errores Estadísticos.

- De juicio: La aproximación dada (por el operador responsable) en las lecturas de las divisiones de la escala de un indicador de temperatura, en una carta de registro de flujos, etc.
- Por condiciones fluctuantes: Cuando las lecturas se toman en un instante en que las condiciones de operación son inestables, como ocurre (por ejemplo) cuando el flujo aumenta o disminuye inesperadamente.

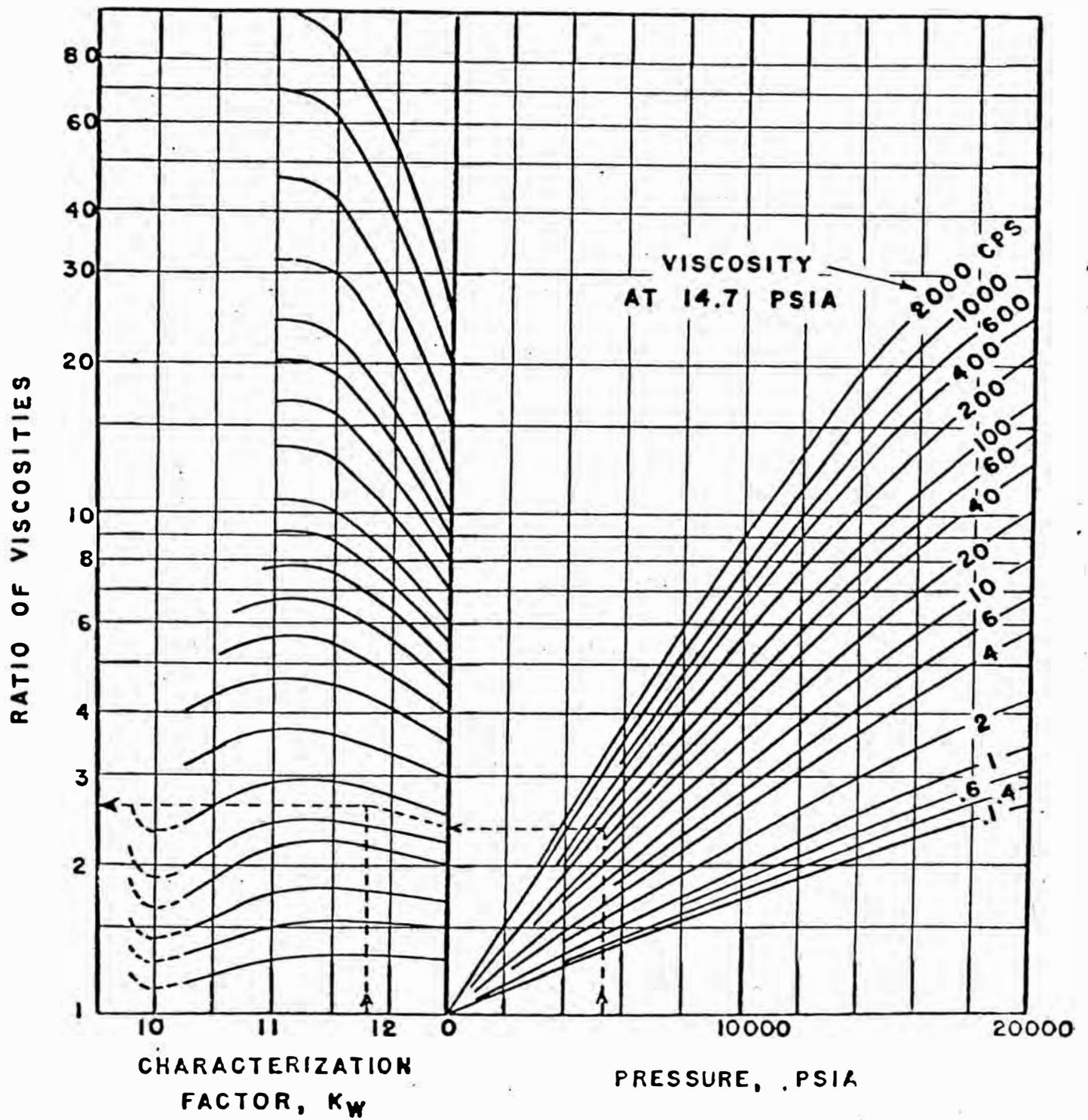


Fig. 057: Efecto isotérmico de la presión sobre la viscosidad de hidrocarburos líquidos a bajas temperaturas reducidas.

- Errores Sistemáticos.

- Instrumentales: Cuando los instrumentos no registran adecuadamente el valor de las variables de operación, debido a descalibración, falla de algún componente, ensuciamiento del elemento sensor, etc.
- Por imperfección del método de medida: Como ocurre, por ejemplo, cuando se emplean placas de orificio para la medición de flujos y debe aplicarse un factor de corrección por la fricción del fluido; la caída de temperatura en los termopozos (cavidades en donde se insertan los sensores de temperatura), etc.

- Errores Accidentales.

Cuando el operador responsable registra mal las lecturas en los reportes, debido a dificultades en la apreciación, falta de celo, etc. También cuando los auxiliares encargados de la confección de los resúmenes hayan tenido dificultades para interpretar los reportes (a causa de una escritura ilegible, por ejemplo), o hayan escrito o calculado mal los promedios.

En consecuencia, se escogió como parámetro indicador de posibles errores a la desviación porcentual del balance térmico en un intercambiador, definida como:

$$(8.2) \quad \%DQ = 100 \cdot \text{Abs} \left[ \frac{Q_f - Q_c}{(Q_f + Q_c)/2} \right]$$

donde  $Q$  es la carga térmica, los subíndices  $f$  y  $c$  representan las corrientes fría y caliente respectivamente, y  $\text{Abs}[]$  representa el valor absoluto de la magnitud encerrada entre los corchetes. Obsérvese que para comparación se ha tomado el promedio de las cargas térmicas, ya que el verdadero valor se desconoce en principio.

Se escogió esta magnitud por ser sencilla y porque en su expresión están involucrados el flujo y la temperatura, de acuerdo a la fórmula:

$$(8.3) \quad Q = W \cdot D H_L$$

Aquí,  $W$  es el flujo másico y  $DHL$  es el cambio de entalpía del líquido, según la ecuación 6.20. Desde luego, esta última correlación contiene también su propio error ( $\pm 3$  BTU/lb según el API Data Book [37]); sin embargo, ésta y todas las fuentes de desviación quedarán integradas en la ecuación 8.2 como un todo, y es de esperarse, de acuerdo con la teoría estadística, que estas desviaciones adopten una distribución de probabilidad normal, conforme se disponga de un número cada vez mayor de los mismos (ver Apéndice H).

Lo anterior deberá cumplirse (para un intercambiador y fluidos dados) si las variaciones en las condiciones de operación son atribuibles exclusivamente a la casualidad. En caso contrario, es posible que se esté dando una situación anormal, que hipotéticamente podría ser a causa de variaciones en la calidad de alguno de los fluidos (por contaminación o por ser de distinta procedencia) o de una perturbación operacional o instrumental a determinar.

Una limitación del criterio del balance térmico es que no evita absolutamente el cálculo de valores erróneos de ensuciamiento, por cuanto en este proceso están involucrados también los errores propios de las correlaciones para las demás propiedades y los coeficientes peliculares. Sin embargo, sí permite descartar medidas de flujo y temperaturas muy desviadas de la realidad, cuyo empleo daría como resultado estimados bastante pobres en exactitud.

Teniendo en cuenta todo esto, el estudio de cada intercambiador ha sido acompañado de histogramas mostrando la distribución de sus desviaciones del balance térmico, como una ayuda para analizar su funcionamiento. Si bien este examen no es concluyente, permite tener al menos una idea de la regularidad de la operación del equipo y de la "bondad" de los datos recopilados.

Después de estas consideraciones, se procedió a escoger un método para establecer un intervalo de confianza para las desviaciones. Se seleccionó entonces la Prueba de Nalimov (ver Apéndice H).

### 8.5.2. Determinación de la Viscosidad en Función de la Temperatura.

Una de las propiedades que acusa mayores variaciones con la temperatura, sobre todo en el caso de fracciones pesadas de petróleo, es la viscosidad. La exactitud de su cálculo es muy importante para la determinación de los coeficientes peliculares de transferencia de calor (véase el Capítulo 5), por lo que la selección de un modelo que represente dichas variaciones debe hacerse cuidadosamente. Teniendo en cuenta esto, se escogieron las ecuaciones 6.33, 6.34 y 6.35.

Como se observará en la primera ecuación indicada, aparecen dos constantes empíricas A y B, con valores característicos para un determinado fluido y que sólo pueden determinarse conociendo por lo menos la viscosidad a dos temperaturas distintas. En consecuencia, se tenía aquí el problema de disponer de pocos datos, y lo que se requería era una correlación capaz de predecir la viscosidad a partir de otras propiedades conocidas. Los gráficos y nomogramas generalizados (ver, por ejemplo, la Fig. 051), e inclusive algunas ecuaciones, mostraban grandes desviaciones que aumentaban con la densidad de la fracción, lo que las invalidaba. Dada esta situación, se buscó establecer relaciones para las constantes A y B de las fracciones involucradas en este estudio, las cuales tuvieran un grado de exactitud satisfactorio.

En vista de la distinta naturaleza de las fracciones y la mayor o menor disponibilidad de datos, se establecieron tres métodos que se describen a continuación, para los cuales deberán tenerse en cuenta las siguientes observaciones:

- Los métodos son válidos (en principio) exclusivamente para cargas y productos procesados en la Unidad de Destilación Primaria II de Refinería La Pampilla, entre los meses de abril de 1986 y noviembre de 1987.
- Para este trabajo, las constantes A y B se calculan y se emplean con temperaturas en °R.

### **A. Método Para el Kerosene.**

La viscosidad del kerosene no constituye una determinación rutinaria en Refinería La Pampilla. Por esto, y en base a dos juegos de datos disponibles, se estableció que el nomograma de la Fig. 051 reproducía con suficiente exactitud los valores de viscosidad a 100° F. Se procedió entonces a desarrollar una ecuación, a partir de dicha figura, para el cálculo (ver Apéndice C).

Se estableció para la constante B, dada la poca variabilidad del mismo, un valor único (4.92935), el cual representa el promedio de los datos. Con este valor, la constante A puede evaluarse conociendo la viscosidad a 100° F, según el método expuesto en el párrafo anterior.

### **B. Método Para el Crudo.**

Entre los únicos datos disponibles figuraban las viscosidades a 100° F de las descargas de Crudo Loreto en Refinería La Pampilla, procediéndose a establecer una relación entre éstas y la densidad API respectiva (ver Apéndice D). La constante B se calcula por el método que se expondrá en el siguiente acápite, mientras que la constante A se determina de manera análoga que para el kerosene, empleando la correlación del apéndice mencionado.

### **C. Método Para Otros Productos (Diesel, AGO, Crudo Reducido).**

Antes de formular los dos métodos anteriores, se buscó establecer una relación generalizada entre las constantes A y B y las gravedades específicas de los fluidos. Esto se logró para la constante B (ver Apéndice G), mientras que para la constante A el intento no resultó satisfactorio.

En consecuencia, B se calcula de la manera antes mencionada. Por otra parte, el valor de A se evalúa conociendo un valor de viscosidad (del cual se dispone por constituir una determinación rutinaria para el diesel, AGO, y crudo reducido). La excepción es el crudo, para el cual debe calcularse la viscosidad por el método del Apéndice D.

### 8.5.3. Densidad API del Crudo Reducido.

Para la Unidad de Destilación Primaria II, la densidad API del crudo reducido no es reportado diariamente por el laboratorio. Dado que es uno de los fluidos implicados en el presente estudio, fue necesario desarrollar un procedimiento para calcularlo. Esto fue posible mediante un balance de masa alrededor de toda la unidad, para lo cual debió establecerse en primer lugar el flujo de materiales a partir de la Fig. 055:

Entrada:

- Petróleo crudo ( $W_P$ ).

Salida:

- Gas combustible ( $W_{GC}$ ).

- GLP ( $W_{GLP}$ ).

- Gasolina estabilizada ( $W_{Gas}$ ).

- Kerosene ( $W_K$ ).

- Diesel ( $W_D$ ).

- AGO ( $W_A$ ).

- Crudo Reducido ( $W_{CR}$ ).

Luego, asumiendo una operación en estado estacionario en la que no se producen reacciones químicas, acumulaciones ni pérdidas:

Entrada = Salida

$$(8.4) \quad W_P = W_{GC} + W_{GLP} + W_{Gas} + W_K + W_D + W_A + W_{CR}$$

El flujo másico de gas combustible es despreciable y se puede hacer  $W_{GC} = 0$ . Luego, como  $W = \rho \cdot Q$ , donde  $Q$  es el flujo volumétrico, se tiene:

$$(8.5) \quad \rho_P \cdot Q_P = \rho_{GLP} \cdot Q_{GLP} + \rho_{Gas} \cdot Q_{Gas} + \rho_K \cdot Q_K + \rho_D \cdot Q_D + \rho_A \cdot Q_A + \rho_{CR} \cdot Q_{CR}$$

Despejando  $\rho_{CR}$ , obtenemos finalmente:

$$(8.6) \quad \rho_{CR} = \frac{X}{Q_{CR}}$$

$$X = \rho_P \cdot Q_P - (\rho_{GLP} \cdot Q_{GLP} + \rho_{Gas} \cdot Q_{Gas} + \rho_K \cdot Q_K + \rho_D \cdot Q_D + \rho_A \cdot Q_A)$$

Todas las cantidades de la derecha son conocidas a través de los reportes de planta y de laboratorio, y por lo tanto la gravedad específica del crudo reducido está perfectamente determinada.

Téngase en cuenta que la ecuación 8.6 no considera (aparte del gas combustible) algunas pérdidas durante la operación de destilación. Otra consideración hecha es la de no tomar directamente el flujo volumétrico de crudo reportado, sino asumir que éste es igual a la suma de los flujos volumétricos de los productos, es decir:

$$(8.7) Q_P = Q_{GLP} + Q_{Gas} + Q_K + Q_D + Q_A + Q_{CR}$$

De esta manera, la ecuación 8.6 produce resultados que son muy próximos a los valores observados en mediciones de laboratorio. El cuadro 007 presenta un ejemplo de los balances efectuados por este procedimiento.

#### 8.5.4. Inconsistencia en los Resultados Obtenidos.

En los intercambiadores estudiados se han encontrado inconsistencias en algunos de los resultados obtenidos, lo cual ha constituido la principal razón para reflexionar acerca de la exactitud de las correlaciones para predecir los coeficientes peliculares. Concretamente, algunos de los cálculos han arrojado valores de ensuciamiento negativos (es decir, el coeficiente global  $U_o$  es mayor que el coeficiente global limpio  $U_l$ ). Esta situación (físicamente imposible) hizo necesario en primera instancia revisar el procedimiento de cálculo y la lógica del programa de computadora empleado (ver Apéndice L), encontrándose el mismo en orden. En segundo lugar, y dado que la solución del conjunto de ecuaciones para calcular el ensuciamiento implica un método iterativo, se investigó la existencia de posibles raíces múltiples para la determinación de las temperaturas de salida del intercambiador hipotéticamente limpio, lo cual fue descartado. En consecuencia, se plantearon diversas causas que en general han sido vistas ya en este capítulo, como son:

- La utilización de datos conteniendo desviaciones respecto a los valores reales.
- La influencia de los errores contenidos en las correlaciones empleadas.
- El efecto de condiciones y variables no previstas o no consideradas en la evaluación (características anormales de las corrientes, fluctuaciones repentinas de las condiciones operativas, etc.).

## Cuadro 007

## Balance de Materia Típico Para la Unidad de Destilación Primaria II

(Objetivo: Estimar la densidad del crudo reducido)

Mes - Año: Julio 1986

Día >		01	02	03	04	05	06	07	08	09	10	11	12	13	14	15
Crudo	Carga (BPD)	70400	70400	69567	70400	70400	70400	70400	70400	70400	70400	70400	70400	70400	70400	70400
	Suma Prod. (BPD)	70030	69446	69865	71517	63627	69523	70228	70126	69602	69814	69748	71000	70268	70362	70753
	RPI 60 F / 60 F	22.7	22.5	22.2	22.9	22.7	23.7	23.7	22.6	22.8	22.7	22.6	22.9	23.9	22.7	22.8
	Grav. Esp.	0.918	0.919	0.921	0.916	0.918	0.912	0.912	0.918	0.917	0.918	0.918	0.916	0.911	0.918	0.917
GLP	Producción (BPD)	118	118	118	118	113	97	175	136	109	84	118	112	98	116	84
	Grav. Esp.	0.561	0.561	0.561	0.564	0.561	0.561	0.564	0.559	0.558	0.557	0.557	0.551	0.551	0.558	0.569
Gasolina	Producción (BPD)	9104	9276	9035	8932	9518	10207	9869	8759	8000	8483	8932	8928	9276	8276	8241
	RPI 60 F / 60 F	57.5	56.8	56.8	57.4	57.1	57.6	58.0	56.5	56.5	56.7	57.1	57.3	56.9	56.5	56.8
	Grav. Esp.	0.749	0.751	0.751	0.749	0.750	0.748	0.747	0.753	0.753	0.752	0.750	0.749	0.751	0.753	0.751
Kero / Turbo	Producción (BPD)	5196	5171	5247	5095	4880	5374	5577	5273	7580	8051	6363	5070	5171	4766	4567
	RPI 60 F / 60 F	40.1	39.6	39.5	39.0	39.7	40.7	40.5	39.7	37.6	37.1	37.5	39.3	39.4	38.7	39.3
	Grav. Esp.	0.825	0.827	0.827	0.830	0.827	0.822	0.823	0.827	0.837	0.839	0.837	0.826	0.828	0.831	0.828
Diesel	Producción (BPD)	14279	13450	14136	13185	13202	13571	14198	13157	9920	9187	11529	14091	14217	13787	14228
	RPI 60 F / 60 F	31.8	31.3	31.2	31.8	32.5	32.2	31.5	31.4	31.5	30.7	31.3	32.2	31.8	31.7	31.7
	Grav. Esp.	0.867	0.869	0.870	0.867	0.863	0.864	0.868	0.869	0.868	0.872	0.869	0.864	0.867	0.867	0.867
AGD	Producción (BPD)	1000	931	912	1154	1718	1357	909	1134	1193	1259	1223	1149	1006	1084	1133
	RPI 60 F / 60 F	25.5	24.3	23.5	25.5	26.0	25.0	24.0	25.3	25.4	27.1	25.4	26.3	25.3	26.5	25.9
	Grav. Esp.	0.901	0.908	0.913	0.901	0.898	0.904	0.910	0.902	0.902	0.892	0.902	0.897	0.902	0.896	0.899
Crudo Reducido	Producción (BPD)	40333	40500	40417	43033	34196	38917	39500	41667	42800	42750	41583	41750	40500	42333	42500
	* RPI 60 F / 60 F	11.8	11.9	11.5	13.2	9.9	12.2	12.5	12.6	13.7	13.4	12.6	12.6	13.8	13.2	13.4
	* Grav. Esp.	0.987	0.987	0.990	0.978	1.001	0.985	0.983	0.982	0.975	0.976	0.982	0.982	0.974	0.978	0.977

\* Estimado por balance de materia

Dado que es imposible conocer la magnitud de las desviaciones, y con el objeto de lograr la consistencia en los resultados, se optó por efectuar una corrección basada en las siguientes suposiciones:

1. La tendencia que siguen las curvas ensuciamiento en función del tiempo son independientes del valor del ensuciamiento propiamente dicho.
2. La representación de una tendencia promedio para el ensuciamiento es la mejor base que puede tomarse para efectuarse correcciones en los resultados.

De acuerdo al primer supuesto, puede obtenerse un valor corregido del ensuciamiento mediante la fórmula:

$$(8.8) \quad (R_f \text{ Corregido}) = (R_f \text{ Calculado}) - (\text{Corrección})$$

donde (Corrección) es un valor a determinar, de tal modo que  $R_f$  sea mayor o igual a cero, en todos los casos.

Sin muchas complicaciones, el valor de la corrección podría hacerse igual al menor valor calculado de  $R_f$  para el intercambiador en estudio. Sin embargo, y por lo general, este valor de  $R_f$  es uno de los más inciertos dentro del juego de resultados obtenidos, debido a su ubicación algo alejada del patrón general de puntos (véase, como ilustración, la Fig. 058). En consecuencia, y en base al segundo supuesto planteado, se buscó establecer una tendencia promedio para los datos de ensuciamiento mediante alguno de los métodos conocidos para el suavizamiento de curvas. Se escogió entonces la técnica de los promedios móviles (ver Apéndice H) sobre diez puntos. La Fig. 059 muestra la curva resultante a partir de la Fig. 058.

Luego, el valor de la corrección en la ecuación 8.8 se toma igual al mínimo promedio móvil calculado. Aplicando dicha corrección a la Fig. 059, se obtiene la Fig. 060, que se constituye en la curva de los  $R_f$  corregidos.

# Intercambiador 211E3 A/B/C

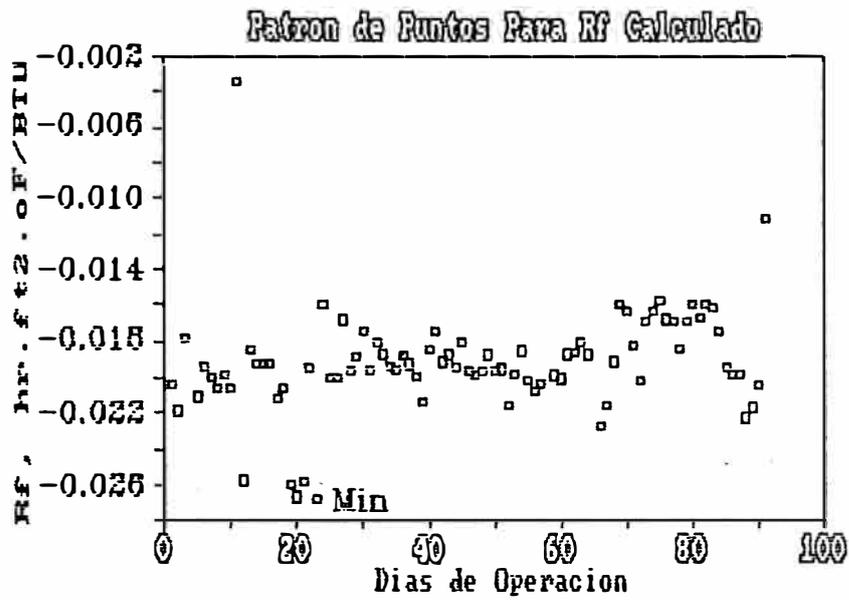


Fig. 058

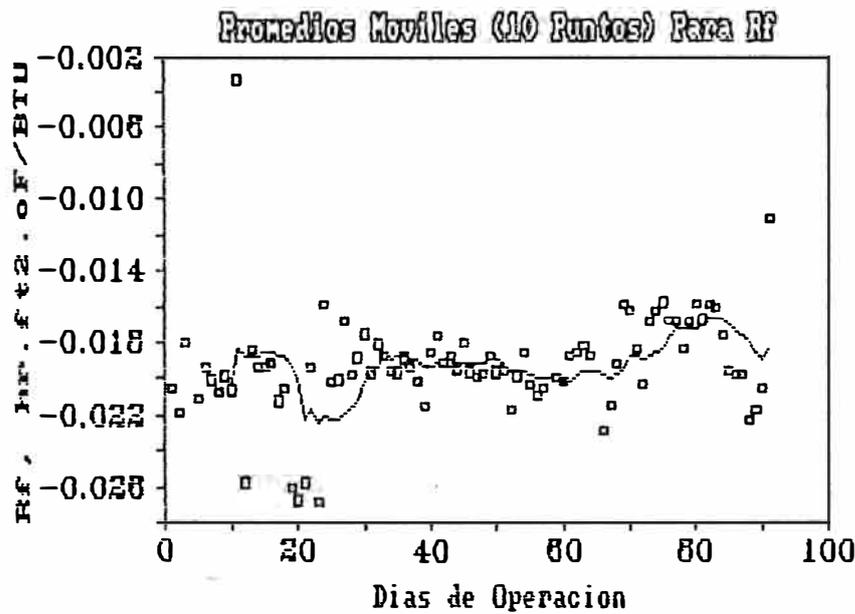


Fig. 059

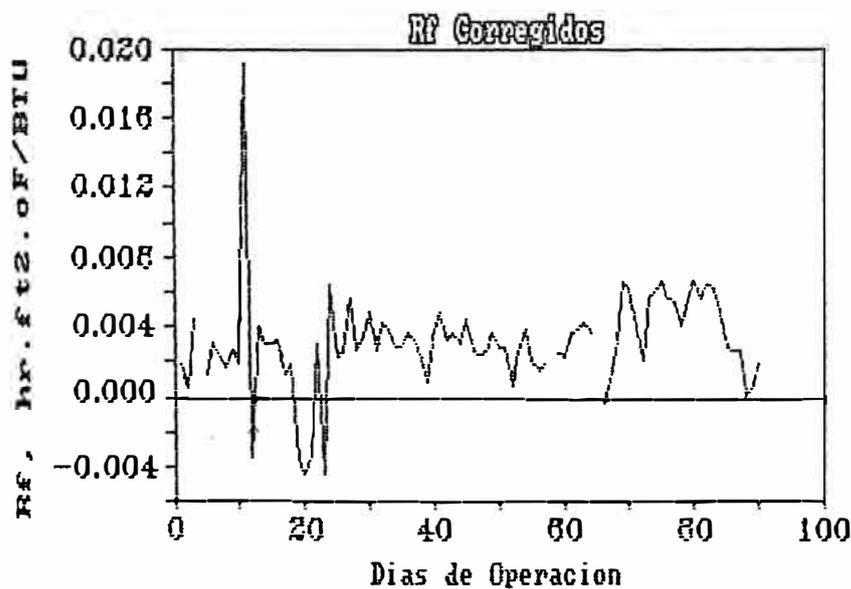


Fig. 060

Nótese que este procedimiento produce todavía algunos valores de  $R_f$  negativos, pero constituyen sólo una pequeña proporción del total de valores calculados, y tal como se verá en el Capítulo 10, se ha optado por eliminarlos de los datos empleados en la determinación del modelo.

Las curvas de  $R_f$  corregido se muestran en el Capítulo 9 para cada uno de los intercambiadores estudiados. Si bien es cierto que el procedimiento de corrección no es riguroso, es suficientemente satisfactorio para los propósitos de este trabajo.

### 8.6.0. METODO PARA EL CALCULO DEL ENSUCIAMIENTO.

Reordenando la ecuación 3.1 de la siguiente forma:

$$(8.9) \quad R_{f0} + \left[ \frac{A_0}{A_1} \right] \cdot R_{f1} = \frac{1}{U_0} - \left[ \frac{1}{h_0} + \left[ \frac{A_0}{A_1} \right] \cdot \frac{1}{h_1} + R_w \right]$$

podemos definir los nuevos términos:

$$(8.10) \quad R_f = \frac{1}{U_0} - \frac{1}{U_1}$$

El ensuciamiento así calculado tiene entonces dos etapas perfectamente definidas:

- A. Cálculo del coeficiente global actual ( $U_0$ ).
- B. Cálculo del coeficiente global limpio ( $U_1$ ).

Antes de explicar la forma en que se calculan éstos, es necesario definir dos términos empleados en las fórmulas que se presentarán posteriormente.

#### 8.6.1. La Efectividad de un Intercambiador de Calor. [1]

La efectividad de un intercambiador de calor está definida como:

$$(8.11) \quad \epsilon = \frac{\text{Tasa real de transferencia de calor}}{\text{Tasa máxima posible de transferencia de calor}}$$

Si observamos la Fig. 061, vemos que la rapidez máxima posible de transferencia de calor se obtendría si uno de los fluidos cambia su temperatura en una cantidad igual a la máxima diferencia de temperaturas disponible (la diferencia entre las temperaturas de entrada del fluido caliente y del fluido frío). El fluido que se tomará como base será aquel para el cual dicha diferencia resulte en la menor carga térmica, es decir:

$$(8.12) \quad Q_{\text{máx}} = \min\{(W \cdot DH)_F, (W \cdot DH)_C\}$$

Esta condición debe verificarse, ya que es la única manera en que el balance térmico  $Q_F = Q_C$  se cumpla, dada esta situación.

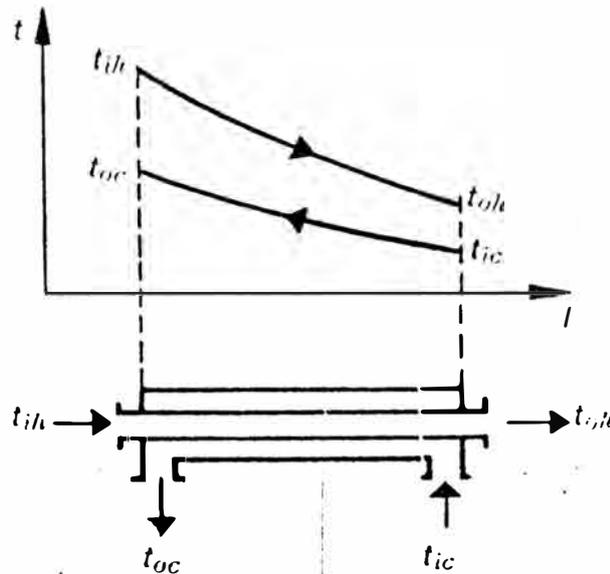


Fig. 061: Perfil de temperaturas en un intercambiador de doble tubo con flujos en contracorriente.

El concepto de efectividad permite resolver problemas de intercambiadores en donde se desconocen dos de sus variables inherentes (dos temperaturas, una temperatura y un flujo, etc.). Esto es posible al haberse establecido relaciones entre el coeficiente global  $U$ , el área de transferencia, el flujo másico y la capacidad calorífica, como se verá luego.

### 8.6.2. El Número de Unidades de Transferencia (NUT). [1]

En los problemas involucrados con la efectividad, se acostumbra asumir que las capacidades caloríficas de los fluidos son constantes a lo largo del intercambiador, y bajo esta suposición se establecen las relaciones entre las variables mencionadas en la sección anterior. Como resultado de esto, surge una magnitud denominada el Número de Unidades de Transferencia, definido por:

$$(8.13) \quad NUT = \frac{U \cdot A}{(W \cdot C_p)_{\min}}$$

(Aquí y en adelante, el subíndice "min" corresponderá a la corriente para la cual se verifica la ecuación 8.12.

El NUT es considerado como un factor de tamaño para los intercambiadores de calor, y tiene una relación directa con la efectividad que se expresa en las siguientes fórmulas:

- Un paso por la coraza y 2, 4, 6, etc. pasos por los tubos:

$$(8.14) \quad \epsilon_1 = \frac{2}{1 + C + \frac{1 + X}{1 - X} \cdot (1 + C^2)^{1/2}}$$

$$(8.14a) \quad X = \exp[-NUT \cdot (1 + C^2)^{1/2}]$$

- n pasos por la coraza y 2n, 4n, 6n, etc. pasos por los tubos:

$$(8.15) \quad \epsilon_n = \frac{Y^n - 1}{Y^n - C}$$

$$(8.15a) \quad Y = \frac{1 - \epsilon_1 \cdot C}{1 - \epsilon_1}$$

en donde C es el cociente:

$$(8.16) \quad C = \frac{(W \cdot C_p)_{\min}}{(W \cdot C_p)_{\max}}$$

Este método, conocido como el Método del Número de Unidades de Transferencia, ha sido preferido para el cálculo de los coeficientes globales  $U$ , en vez del más complicado factor de corrección del LMTD (diferencia media logarítmica de temperaturas). Solamente téngase en cuenta que aquí  $A$  es el área de transferencia por coraza y no el área total del intercambiador.

### 8.6.3. Cálculo del Coeficiente Global Actual.

El coeficiente global actual se calcula a partir de la definición de efectividad. Dado que en la realidad las capacidades caloríficas de los fluidos circulantes varían con la temperatura, se optó por calcular  $\epsilon_n$  según:

$$(8.17) \quad \epsilon_n = \frac{(W \cdot DH)_f}{Q_{\max}} = \frac{(W \cdot DH)_c}{Q_{\max}}$$

donde  $Q_{\max}$  está dado por la expresión 8.12

$\epsilon_1$  se calcula despejándolo de la ecuación 8.15:

$$(8.18) \quad \epsilon_1 = \frac{Y_1^{1/n} - 1}{Y_1^{1/n} - C}$$

El NUT se despeja de la ecuación 8.14:

$$(8.19) \quad NUT = \frac{1}{(1 + C^2)^{1/2}} \cdot \ln \left[ \frac{Z_1}{Z_2} \right]$$

$$(8.19a) \quad Z_1 = 2 - \epsilon_1 \cdot [1 + C - (1 + C^2)^{1/2}]$$

$$(8.19b) \quad Z_2 = 2 - \epsilon_1 \cdot [1 + C + (1 + C^2)^{1/2}]$$

Finalmente, el coeficiente global  $U_o$  se despeja del NUT según la expresión 8.13, con lo que la ecuación 8.19 se convierte en:

$$(8.20) \quad U_o = \frac{C_{\min}}{A} \cdot NUT$$

El coeficiente  $U_o$  así expresado representa un valor promedio válido para todo el intercambiador. Por otra parte, el valor de  $C_{\min}$  se calcula asumiendo que:

$$(8.21) \quad Q_x = (W \cdot DH)_x = C_x \cdot DT_x$$

donde  $x$  hace referencia a la corriente fría o caliente, según corresponda. Luego:

$$(8.22) \quad C_x = \frac{(W \cdot DH)_x}{\Delta T_x}$$

En consecuencia,  $C_x$  representa un valor promedio del producto  $W \cdot C_p$  válido para la corriente  $x$  a lo largo del intercambiador.

#### 8.6.4. Cálculo del Coeficiente Global Limpio.

Como se observa en la ecuación 8.9, el cálculo se reduce a la evaluación de los coeficientes peliculares  $h_1$  y  $h_0$  y de la resistencia de la pared del tubo  $R_w$ . En el caso de los dos primeros, y después de la amplia discusión hecha en el Capítulo 5, se han seleccionado las correlaciones que se presentan en el cuadro 006, por ser las que proporcionan los mejores resultados y por ser ampliamente utilizadas. Por otra parte, se muestra también en este mismo cuadro las correlaciones seleccionadas para el cálculo de propiedades de hidrocarburos (discutidas en el Capítulo 6), las cuales han de aplicarse para la evaluación de los coeficientes peliculares.

En general, se ha visto que las correlaciones para los coeficientes peliculares incluyen el factor  $\phi$ , que representa la relación entre las viscosidades dinámicas del fluido a la temperatura media y a la temperatura de la pared del tubo (ver ecuación 5.4). Por esta razón, el cálculo de la última temperatura mencionada constituye un primer paso a efectuar. Esta se calcula mediante la expresión [2]:

$$(8.23) \quad t_w = T_c - \frac{1}{1 + \frac{h_1}{\beta \cdot h_0}} \cdot (T_c - t_c)$$

la cual involucra a las temperaturas calóricas del fluido caliente ( $T_c$ ) y del fluido frío ( $t_c$ ), y  $\beta$  es la relación  $A_0/A_1$ . No se considera aquí la resistencia debida a la pared del tubo por ser despreciable para este cálculo.

Como se puede observar, en la ecuación 8.23 están comprendidos también los coeficientes peliculares, cuyos valores no están determinados inicialmente. Esto plantea en consecuencia un sistema de tres ecuaciones con tres incógnitas, las cuales pueden expresarse del siguiente modo:

$$(8.24) \quad \begin{cases} h_1 = f_1(C_1, t_w) \\ h_o = f_2(C_2, t_w) \\ t_w = f_3(C_3, h_1, h_o) \end{cases}$$

en donde las C representan a las demás variables que intervienen en las ecuaciones, las cuales poseen ya valores definidos inicialmente.

El sistema 8.24 se resuelve mediante un procedimiento iterativo. Los pasos a seguir son los siguientes:

1. Se calcula el valor de  $t_w$ . Si se trata de la primera iteración, se asume un valor inicial igual a:

$$(8.25) \quad (t_w)_1 = \frac{T_c + t_c}{2}$$

la cual es una aproximación que da buenos resultados. Para las iteraciones posteriores, se calcula  $t_w$  según la ecuación 8.23.

2. Se calculan  $h_1$ ,  $h_o$  y  $R_w$  (ver ecuación 8.27), y a continuación se evalúa  $U_1$  según la ecuación 8.9, segundo término de la derecha.
3. Con  $U_1$  se calcula el NUT (ecuación 8.13).
4. Con NUT se calcula  $\epsilon_1$  (ecuación 8.14) y luego  $\epsilon_n$  (ecuación 8.15).
5. De acuerdo a la definición de  $\epsilon_n$  (expresión 8.17), se calculan las temperaturas de salida del intercambiador hipotéticamente limpio. Para esto, debe recordarse que DH es el cambio de entalpía entre la entrada y la salida del fluido, y según la ecuación 6.20 puede expresarse como:

$$(8.26) \quad DH = A_1 \cdot DT + A_2 \cdot DT^2 + A_3 \cdot DT^3$$

Siendo la temperatura de entrada constante, la ecuación 8.26 se convierte en un polinomio de tercer grado en la temperatura de salida,

cuya solución se logra a través de un método de aproximaciones sucesivas (Newton - Raphson, por ejemplo).

6. Las nuevas temperaturas de salida (que llamaremos  $T_{i+1}$  y  $t_{i+1}$ ) se comparan con las temperaturas calculadas anteriormente ( $T_i$  y  $t_i$ ). Si satisfacen el criterio de convergencia establecido, el cálculo habrá terminado y se conocerá  $U_1$ ; si no, se hacen  $T_i = T_{i+1}$  y  $t_i = t_{i+1}$ , se calculan nuevas temperaturas calóricas  $T_c$  y  $t_c$  según lo explicado en la sección 6.5.0, y se vuelve a la etapa 1.

La resistencia de la pared del tubo se calcula según la fórmula [1]:

$$(8.27) \quad R_w = \frac{D_t \cdot \ln(D_t/D_i)/2}{k_w}$$

en donde  $k_w$  se calcula a la temperatura de la pared del tubo (véase el Apéndice K).

Al final de todo esto, el valor de  $R_f$  podrá calcularse mediante la ecuación 8.10.

Todo el método descrito en esta sección para el cálculo del ensuciamiento involucra una considerable cantidad de ecuaciones y de procedimientos más o menos complejos, poco convenientes de ejecutarlos manualmente. Esto, unido al gran número de datos que fue necesario procesar, ha hecho necesario el diseño de un programa de computadora capaz de realizar estas tareas en el menor tiempo posible. Fue así como surgió el programa al que se le denominó INTCALC, del cual se ofrece una descripción en el Apéndice L, junto con un diagrama de flujo para los procedimientos descritos en esta sección y que fueron la base para su diseño.

## Capítulo 9

# **ANALISIS DEL FUNCIONAMIENTO DE LOS INTERCAMBIADORES (PROCESAMIENTO DE DATOS)**

### **9.1.0. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS.**

Los datos de diseño de los intercambiadores estudiados se encuentran resumidos en el cuadro 008. En éste se consigna la información básica acerca de los parámetros geométricos de los equipos, los cuales han sido empleados para la evaluación de los coeficientes globales limpios.

### **9.2.0. ANTECEDENTES DE SERVICIO Y MANTENIMIENTO.**

La Unidad de Destilación Primaria II, desde su puesta en servicio en enero de 1977, ha seguido un programa regular de paradas de mantenimiento con un intervalo aproximado de tres años entre sí, exceptuando aquellas realizadas por situaciones imprevistas o de emergencia.

Al momento de realizar el presente trabajo, la última parada total de mantenimiento se llevó a cabo entre el 14 de abril y el 1° de mayo de 1986. Los datos considerados para el estudio del ensuciamiento son tomados a partir del 2 de mayo, día en que la unidad ha alcanzado ya condiciones estables de operación.

### **9.3.0. ESTADO DE LOS INTERCAMBIADORES SEGUN LAS INSPECCIONES REALIZADAS. [62]**

Las inspecciones visuales llevadas a cabo en los haces de tubos de los intercambiadores (tanto en su parte interna como externa) ha permitido establecer que, en promedio, el tren de precalentamiento no ha sufrido ensuciamiento severo dentro del periodo estudiado (ver sección 8.1.0). Sin embargo, algunos equipos presentaban gran cantidad de depósitos, lo cual ha decidido su estudio para establecer las posibles causas. A continuación se hace referencia a los intercambiadores seleccionados.

Cuadro 008

PARAMETROS GEOMETRICOS DE INTERCAMBIADORES  
Unidad de Destilación Primaria 2 - Refinería La Pampilla

Rubro	Unidades	Intercambiador			
		211E1	211E3	211E7	211E9
Fluido frío					
Lado		Coraza	Tubos	Coraza	Tubos
Nombre		Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Fluido caliente					
Lado		Tubos	Coraza	Tubos	Coraza
Nombre		Kerosene	Crudo Reducido	Diesel	Crudo Reducido
Area total	m <sup>2</sup>	287.4	1070	325.4	1070
Corazas por unidad		1	3	1	3
Pasos por los tubos		2	2	2	2
Coraza:					
Diámetro interno	mm	940	999	991	1006
Diámetro del banco de tubos	mm	892	943	943	943
Tubos:					
Diámetro externo	pulg.	3/4	3/4	3/4	3/4
Calibre	BWG	14	14	14	14
Longitud	pies	20	20	20	20
Arreglo		Cuad. Inv.	Cuad. Inv.	Cuad. Inv.	Cuad. Inv.
Distancia entre centros	pulg.	1	1	1	1
Material		Acero	Acero	5Cr-1/2Mo	5Cr-1/2Mo
Cantidad		794	986	904	986
Deflectores:					
Espaciamiento:					
Central	pulg.	18.1	13.0	13.7	10.7
Entrada	pulg.	32.3	36.7	46.7	29.0
Salida	pulg.	36.1	24.6	31.7	39.7
Cantidad		10	14	12	16
Corte	%	24.5	19.0	19.0	18.0
Diámetro de los agujeros para los tubos	pulg.	49/64	49/64	49/64	49/64
Número de sellos longitudinales (pares)		1	1	1	1

### **211E1 (Kerosene / Crudo).**

Contra lo que era lógico esperar, este equipo presentó un fuerte ensuciamiento por el lado de los tubos, lo que ha hecho necesario plantear diversas hipótesis al respecto. La principal atribuye estos depósitos a la presencia de ácidos nafténicos (ver Tabla 001), que suelen presentarse en las fracciones de punto de ebullición superior a 300° F. Estos ácidos, aparte de ser corrosivos, reaccionan con ciertos metales y compuestos presentes formando sustancias insolubles que se depositan sobre las superficies [63]. La presencia de un alto contenido de ácidos nafténicos en el Crudo Selva ha sido confirmada por los análisis [64].

### **211E3 A/B/C (Crudo / Crudo Reducido).**

Este intercambiador presentó un ensuciamiento dentro de lo esperado, considerando que el crudo no recibe aquí aditivo antiensuciante y el crudo reducido es un producto con marcada tendencia a formar depósitos. Se escogió básicamente por este último motivo.

### **211E7 (Diesel / Crudo).**

Este equipo fue encontrado bastante limpio por el lado del crudo (gracias a la acción del aditivo antiensuciante). Por el lado del diesel se encontró un poco más sucio pero no a un nivel comparable con el intercambiador 211E1. Se escogió principalmente para estudiar la tendencia del diesel como productor de depósitos.

### **211E9 A/B/C (Crudo / Crudo Reducido).**

Contrariamente a lo esperado (debido a la alta temperatura), este intercambiador no ha presentado un ensuciamiento notable. Se escogió principalmente para poder comparar su funcionamiento con el 211E3 A/B/C, el cual opera a menor temperatura y sin aditivos en la corriente de crudo.

#### 9.4.0. ANALISIS DE LOS GRAFICOS CON LOS RESULTADOS OBTENIDOS.

Las Figs. 062 a 071 muestran los valores obtenidos del ensuciamiento en función del tiempo. Al respecto, se observa que el intercambiador 211E1 muestra las variaciones más marcadas, atenuándose éstas conforme se avanza en el tren de precalentamiento. Observándose las tablas 010 a 013 (parte 3), se comprueba que los valores del coeficiente global limpio están siendo notablemente afectados, pudiendo ser dos las causas para que esto suceda:

1. Que el régimen de flujo en uno o ambos lados del intercambiador no esté plenamente definido; es decir, que basta un cambio relativamente pequeño en las variables para que el flujo pase de laminar a transitorio, por ejemplo.
2. Que la diferencia de temperatura entre la entrada y la salida de los fluidos sea muy grande, lo que originaría perturbaciones en los patrones de flujo y cambios significativos en los valores de las propiedades, invalidando los supuestos contenidos en la deducción del Factor Calórico de Colburn (véase la sección 6.5.0).

La Tabla 009 ilustra acerca de estos postulados. Y efectivamente, se comprueba que existe una correlación entre las variaciones y lo expuesto anteriormente. Por lo tanto, puede concluirse que el primer intercambiador es el más sensible a los cambios en las variables, decreciendo esta tendencia en dirección al último intercambiador.

Por otro lado, y a pesar de tratarse de valores corregidos de ensuciamiento (ver sección 8.5.4), la magnitud de éstos es grande, lo que indica que los depósitos son de una naturaleza altamente aislante. Este hecho ha sido comprobado experimentalmente por Merino [67], el cual estableció valores entre 0.0125 y 0.0238  $\text{hr} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{BTU}$ .

A pesar de las grandes fluctuaciones encontradas, el ensuciamiento tiende en todos los casos a un valor asintótico que varía según el intercambiador. En general, se observa que esto ocurre, en promedio, a los 160 días de operación, lo que permite tener una idea generalizada del funcionamiento de estos equipos.

Tabla 009

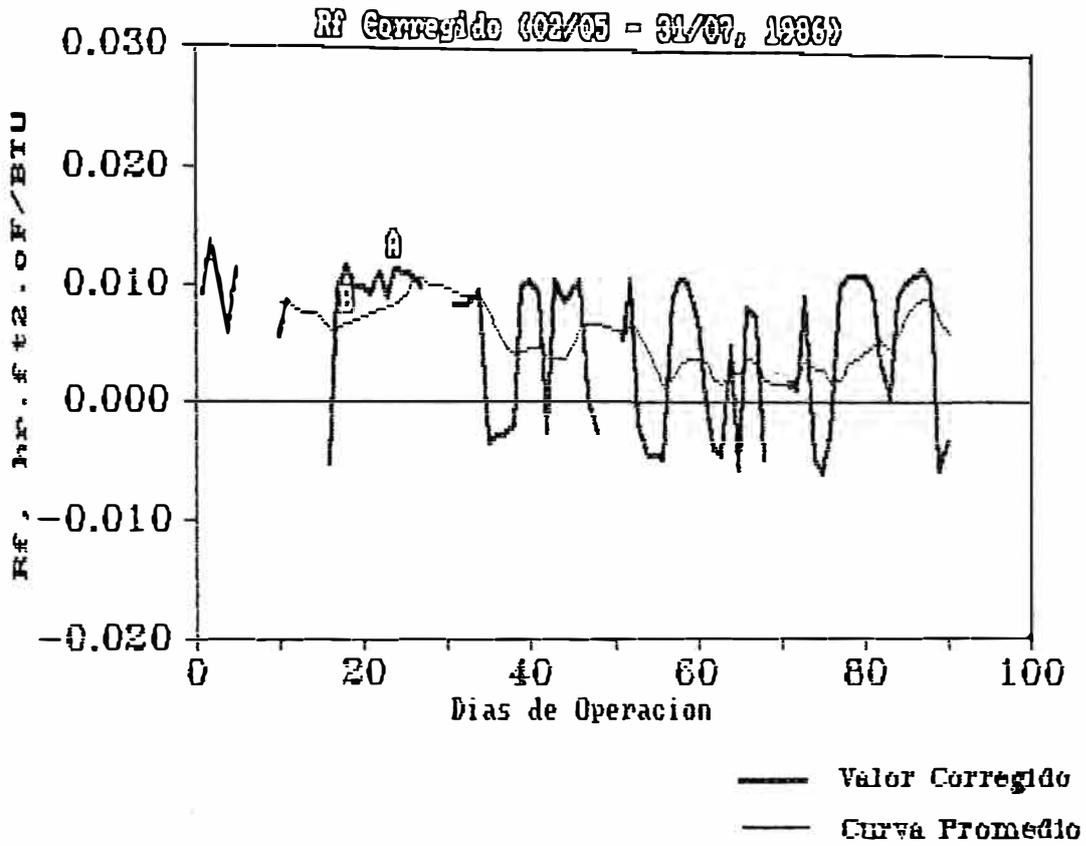
Números de Reynolds y Diferencias de Temperaturas en Intercambiadores

Intercambiador	Número de Reynolds						DT Absoluta (Entrada - Salida)					
	Frío			Caliente			Frío			Caliente		
	Mínimo	Máximo	Promedio	Mínimo	Máximo	Promedio	Mínimo	Máximo	Promedio	Mínimo	Máximo	Promedio
211E1	80 (L)	245 (Tu)	116	4282 (Tr)	13281 (Tu)	7532	8	24	14	136	168	149
	+-----+ [coraza]			+-----+ [tubos]								
211E3 A/B/C	1011 (L)	3070 (Tr)	1370	126 (Tu)	1927 (Tu)	845	46	63	52	61	94	70
	+-----+ [tubos]			+-----+ [coraza]								
211E7	4515	14158	7360	12678	31344	23045	9	26	21	70	128	104
	+-----+ [coraza]			+-----+ [tubos]								
211E9 A/B/C	18312 (Tu)	30723 (Tu)	21520	468 (Tu)	7418 (Tu)	3821	57	84	71	92	123	109
	+-----+ [tubos]			+-----+ [coraza]								

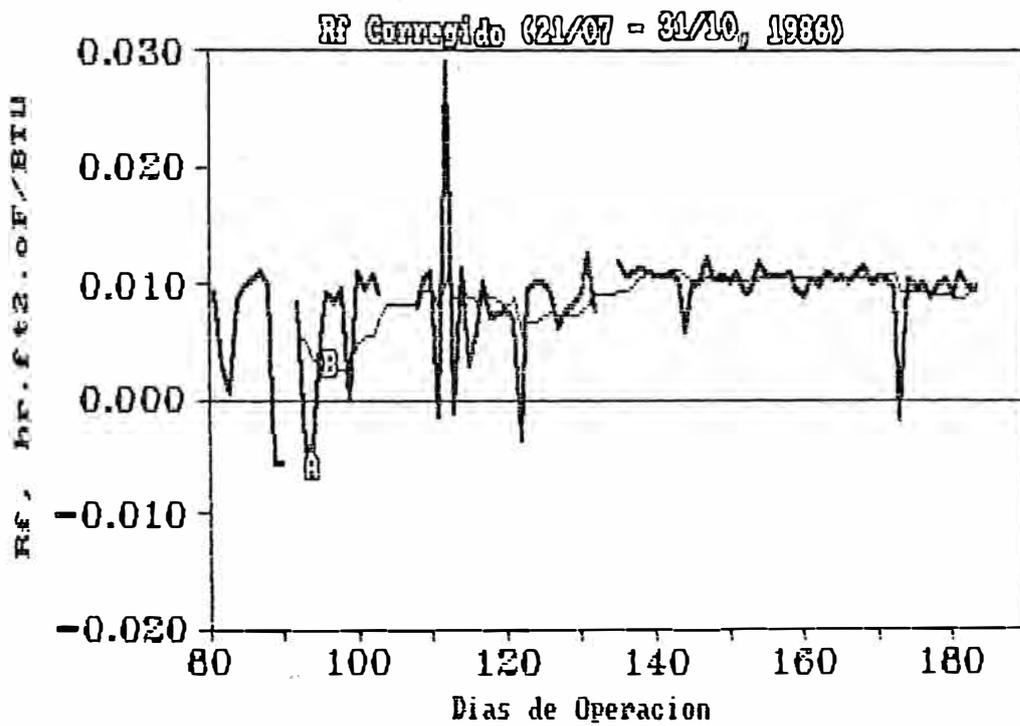
(Régimen): L = Laminar / Tr = Transición / Tu = Turbulento • [Lado]

# Intercambiador 211E1

## Fig. 062



## Fig. 063



# Intercambiador 211E3 A/B/C

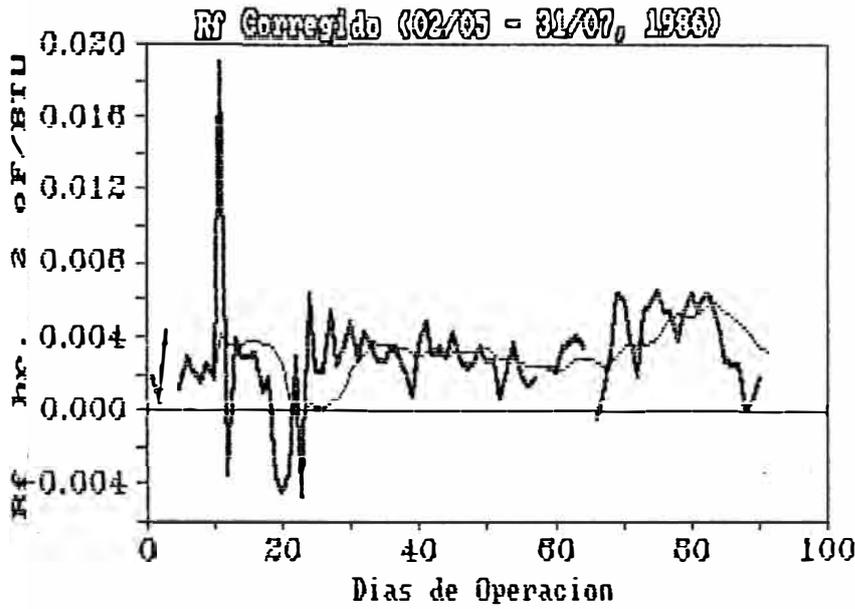


Fig. 064

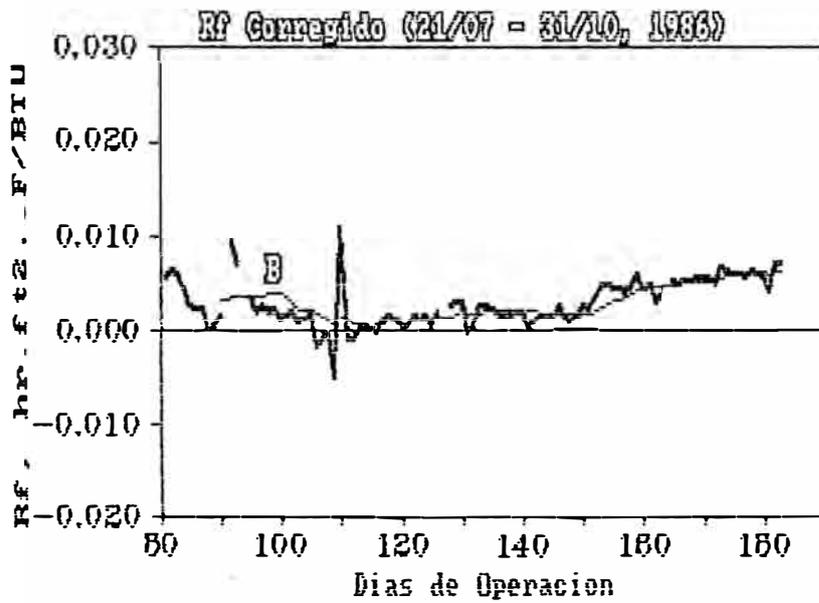


Fig. 065

— Valor Corregido  
 — Curva Promedio

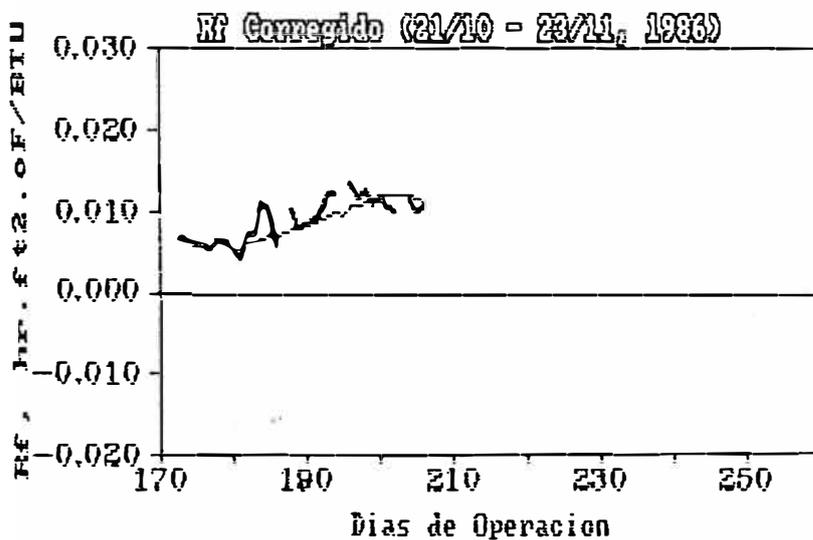


Fig. 066

# Intercambiador 211E7

Rf Corregido (02/05 - 31/07, 1986)

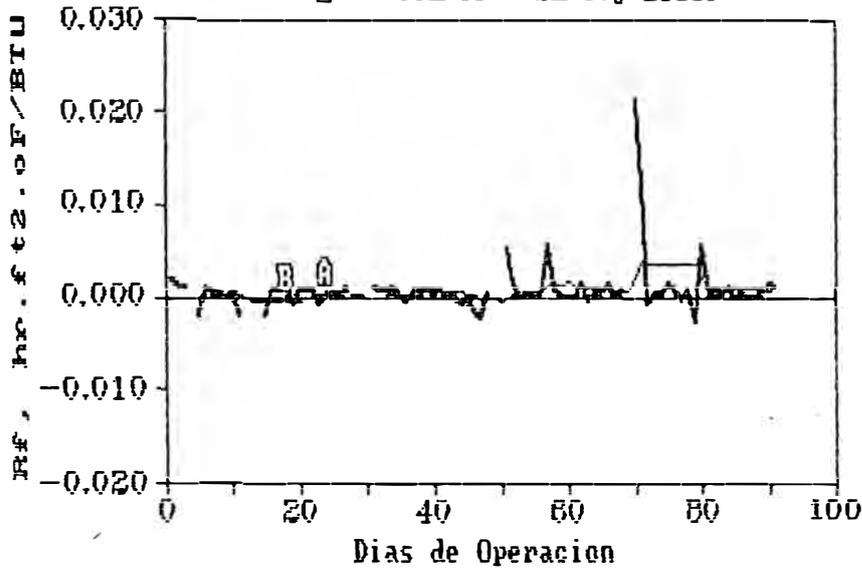


Fig. 067

Rf Corregido (21/07 - 31/10, 1986)

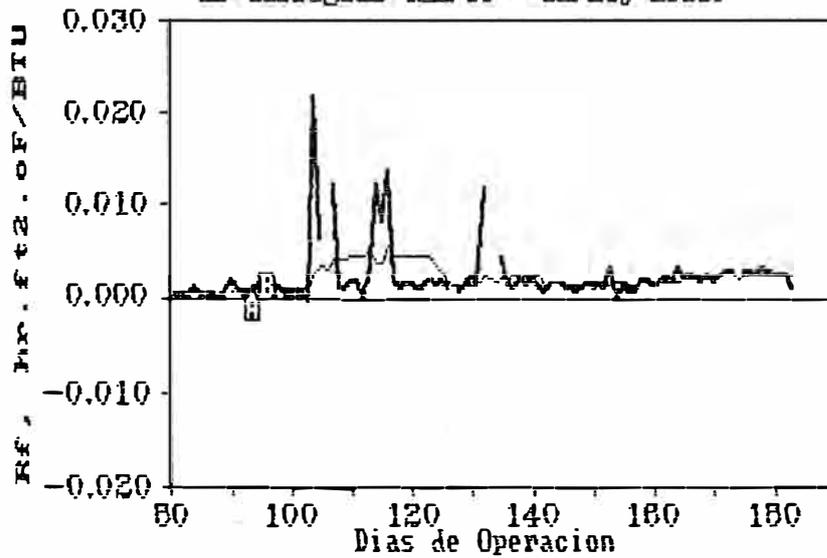


Fig. 068

Rf Corregido (21/10 - 31/12, 1986)

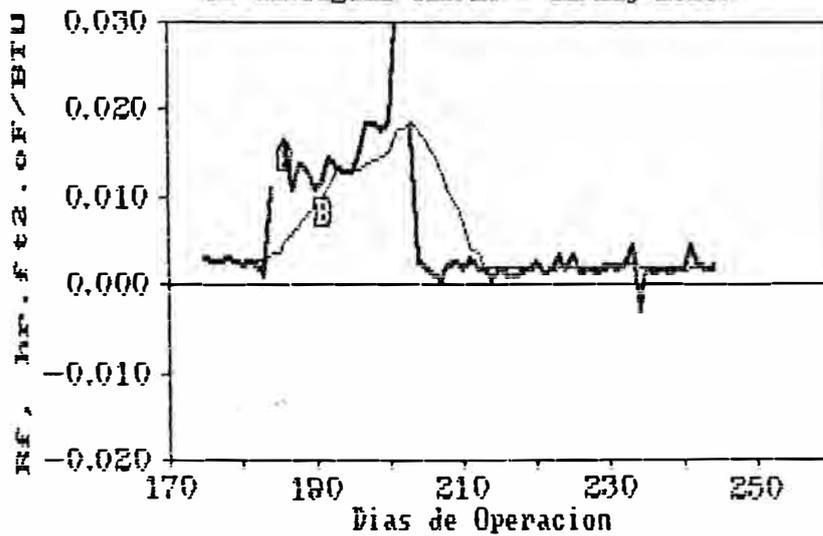
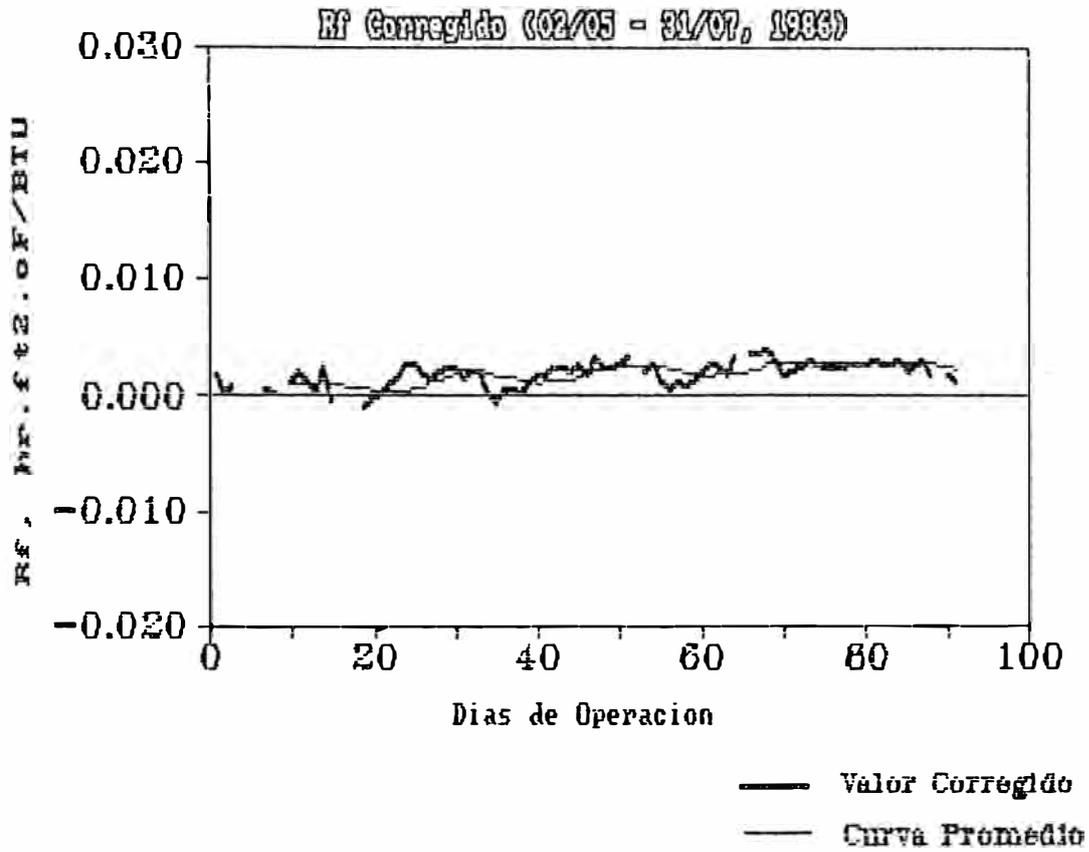


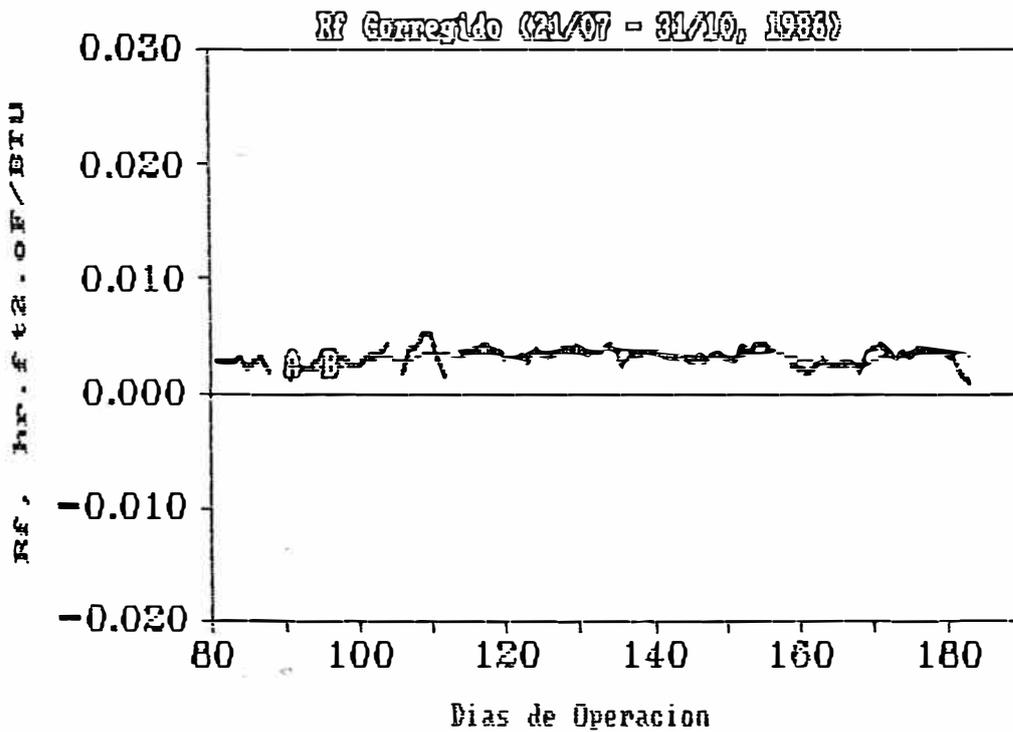
Fig. 069

# Intercambiador 211E9 A/B/C

## Fig. 070



## Fig. 071



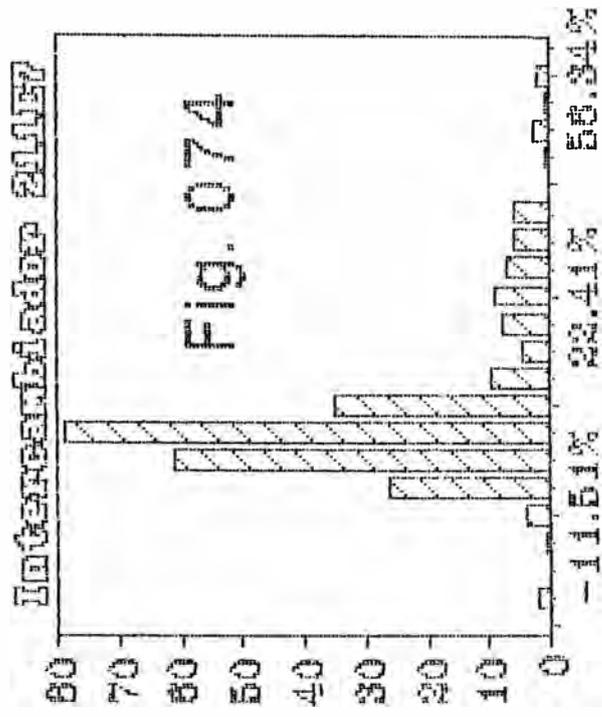
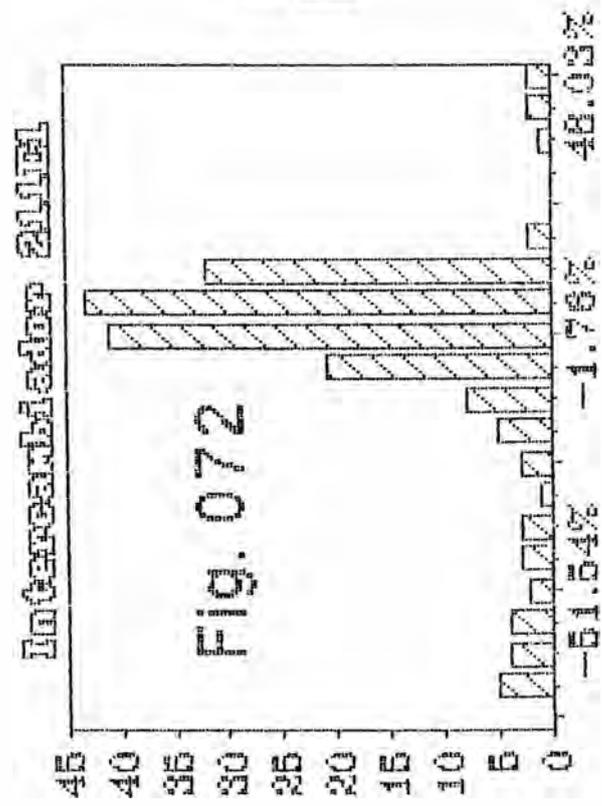
### 9.5.0. ANALISIS ESTADISTICO Y TRATAMIENTO DE LA DESVIACION DEL BALANCE TERMICO.

En vista de que se ha empleado la desviación porcentual del balance térmico (ver sección 8.5.1) como indicador de la presencia de datos potencialmente erróneos o condiciones de operación no estables, se ha considerado conveniente graficar las distribuciones de frecuencias de estas desviaciones para cada intercambiador (ver Figs. 072 a 075). En general, se observa en ellas cierta regularidad y cierta aproximación a la distribución normal, aunque es notoria la predominancia de una de las colas (excepto para el intercambiador 211E3 A/B/C). Probablemente, los datos considerados para cada figura (entre 150 y 200) sean insuficientes para que sea perfectamente visible la conocida forma de campana; sin embargo, se asume aquí que los datos se distribuyen normalmente, y por lo tanto éstos pueden recibir todo el tratamiento estadístico desarrollado al respecto.

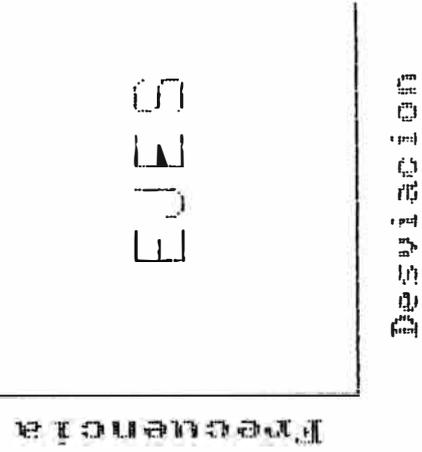
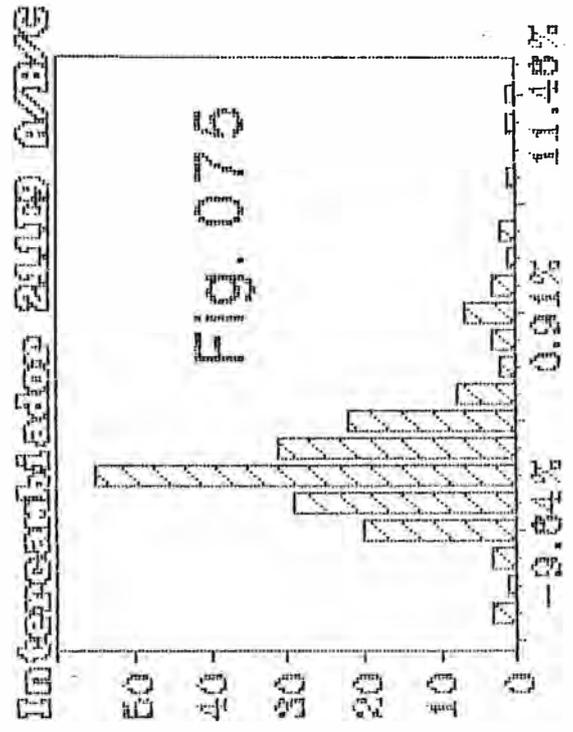
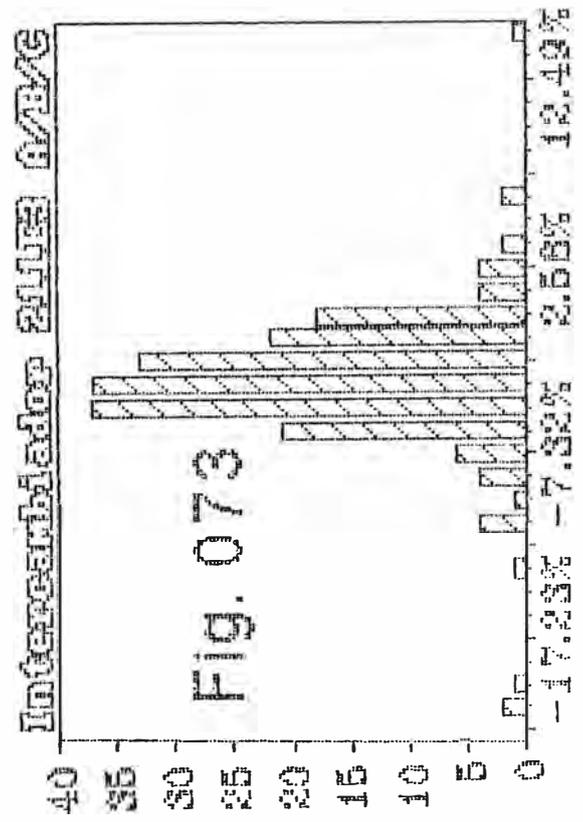
Al evaluar el ensuciamiento por los métodos descritos en el capítulo anterior, se fijó en 1% la tolerancia para la desviación del balance térmico, asumiendo que éste porcentaje representaba el total de las pérdidas de calor al medio ambiente. En este caso, se tomaba el promedio de las cargas térmicas de cada corriente en el intercambiador y se les reasignaba este valor. Si el porcentaje obtenido era mayor, el procedimiento a seguir contemplaba los siguientes pasos:

1. Se efectúa la Prueba de Nalimov (ver Apéndice H) para determinar si la aceptación de los datos era confiable.
2. Si la prueba anterior era satisfactoria, se procedía a la corrección de una de las seis variables inherentes al intercambiador y que son medidas por instrumentos, a saber: (1) el flujo, (2) la temperatura de entrada y (3) la de salida, las cuales se miden para cada una de las dos corrientes. Para esto, se asume que la carga térmica opuesta es la correcta, y se recalcula el valor de cada variable manteniendo constantes las otras dos correspondientes a su lado. Por ejemplo, si se va a determinar un nuevo flujo para la corriente fría (f), partimos del balance térmico:

$$(9.1) \quad W_f \cdot DH_f = W_c \cdot DH_c$$



## Desviaciones del Balance Termico



Luego, asumiendo que  $W_c \cdot DH_c$  es correcto, se mantienen constantes las temperaturas de entrada y de salida de la corriente fría (lo que implica que  $DH_f$  se mantenga constante en consecuencia), y el flujo másico corregido, a partir del cual se puede calcular el flujo volumétrico, sería:

$$(9.2) \quad W_f = \frac{DH_c}{DH_f} \cdot W_c$$

Un procedimiento análogo se aplica para cada una de las otras variables, obteniéndose una tabla como la que se muestra en la Fig. 132 (ver Apéndice L).

3. Junto con estos nuevos valores, se determinan las desviaciones respecto a las variables originales, y con todos estos datos se decide cuál es la variable que debe ser corregida.
4. Una vez seleccionada la variable a corregir, se reasignan las cargas térmicas y se recalculan todas las cantidades que hayan sido afectadas por el cambio, y se continúa con el proceso de evaluación.

Dentro de estos cuatro pasos, la tercera etapa es la que requiere de un buen grado de criterio por parte del investigador, puesto que los resultados a obtenerse dependerán en buena medida de la variable seleccionada. Algunos de estos criterios que pueden tenerse en cuenta son:

- La precisión decreciente de los valores de entalpía calculados por la ecuación 6.20, que se da desde los fluidos más ligeros a los más pesados.
- La exactitud que proporcionan los instrumentos y elementos de medición, siendo más susceptibles de error las placas de orificio que las termocuplas.
- El malfuncionamiento histórico de algún instrumento, el cual proporciona lecturas notablemente desviadas de la realidad.
- El bajo nivel de respuesta del coeficiente global limpio ( $U_1$ ), frente a un cambio en la variable escogida; es decir, que  $U_1$  no se ve mayormente afectado por la corrección.

Una vez seleccionada la variable, ésta debe aplicarse en todos los casos que requieran corrección del balance térmico. De esta manera, podrá asumirse que todos los errores introducidos por uno u otro motivo mantendrán en conjunto su regularidad.

#### **9.6.0. COMENTARIOS FINALES.**

A manera de preámbulo, se han presentado hasta aquí algunos comentarios previos acerca de los resultados obtenidos en la evaluación del ensuciamiento, lo que nos ha permitido tener una idea general acerca del problema que se está tratando. El siguiente capítulo presenta ya la deducción de las correlaciones y toda la metodología utilizada, como paso previo a la aplicación de los mismos para efectos de optimización.

Tabla 010: Intercambiador 211E1  
1. Datos de Entrada

Lado : Coraza  
Fluido : Crudo  
Tipo : Frio

Dia	Fecha	Flujo	Temperatura (°C)		°API	Factor K (UOP)	Constantes ASTM D341	
			Entrada	Salida			A	B
1	02-May-86	64800	25	38	22.8	11.74	27.6026	4.1390
2	03/05	66133	24	35	22.6	11.73	27.5806	4.1341
3	04/05	65600	24	34	22.7	11.73	27.5916	4.1365
4	05/05	66600	23	43	22.6	11.73	27.5806	4.1341
5	06/05	66400	22	39	22.6	11.73	27.5806	4.1341
6	07/05	68914	23	33	23.2	11.75	27.6448	4.1488
7	08/05	66053	22	31	22.5	11.72	27.5693	4.1316
8	09/05	66667	23	31	22.0	11.70	27.5112	4.1192
9	10/05	64600	22	31	22.2	11.71	27.5349	4.1242
10	11/05	65600	20	31	22.6	11.73	27.5806	4.1341
11	12/05	65600	22	41	25.1	11.80	27.7918	4.1931
12	13/05	65766	23	45	22.9	11.74	27.6134	4.1415
13	14/05	70933	21	43	22.2	11.71	27.5349	4.1242
14	15/05	72000	22	46	22.3	11.72	27.5465	4.1267
15	16/05	72000	23	45	21.7	11.69	27.4746	4.1116
16	17/05	72000	23	33	21.7	11.69	27.4746	4.1116
17	18/05	72000	24	35	21.5	11.67	27.4495	4.1065
18	19/05	72000	23	35	22.1	11.71	27.5231	4.1217
19	20/05	70000	22	35	22.3	11.72	27.5465	4.1267
20	21/05	68000	21	35	24.5	11.79	27.7591	4.1797
21	22/05	68000	20	35	24.6	11.80	27.7657	4.1820
22	23/05	70466	21	37	24.8	11.80	27.7777	4.1865
23	24/05	70133	21	37	24.2	11.79	27.7369	4.1728
24	25/05	70400	21	37	24.8	11.80	27.7777	4.1865
25	26/05	70333	20	36	24.3	11.79	27.7447	4.1751
26	27/05	70400	19	34	23.3	11.76	27.6550	4.1512
27	28/05	70400	21	35	22.6	11.73	27.5806	4.1341
28	29/05	70400	21	39	23.0	11.75	27.6240	4.1439
29	30/05	70400	21	39	22.5	11.72	27.5693	4.1316
30	31/05	70400	22	38	22.6	11.73	27.5806	4.1341
31	01-Jun-86	70400	22	35	22.3	11.72	27.5465	4.1267
32	02/06	70400	22	35	22.5	11.72	27.5693	4.1316
33	03/06	70400	22	35	22.4	11.72	27.5580	4.1291
34	04/06	70400	22	34	22.3	11.72	27.5465	4.1267
35	05/06	70400	21	34	22.4	11.72	27.5580	4.1291
36	06/06	70400	20	33	22.2	11.71	27.5349	4.1242
37	07/06	70400	20	33	22.2	11.71	27.5349	4.1242
38	08/06	70400	20	35	22.3	11.72	27.5465	4.1267
39	09/06	70400	21	36	22.5	11.72	27.5693	4.1316
40	10/06	70400	21	35	22.5	11.72	27.5693	4.1316
41	11/06	70400	22	36	22.7	11.73	27.5916	4.1365
42	12/06	70400	20	34	22.5	11.72	27.5693	4.1316
43	13/06	70400	21	34	22.7	11.73	27.5916	4.1365
44	14/06	70400	21	34	22.4	11.72	27.5580	4.1291
45	15/06	70400	21	35	22.9	11.74	27.6134	4.1415
46	16/06	70400	21	34	22.6	11.73	27.5806	4.1341

Tabla 010: Intercambiador 211E1  
1. Datos de Entrada

Lado : Tubos  
Fluido : Kerosene  
Tipo : Caliente

Dia	Fecha	Flujo	Temperatura (°C)		°API	Factor K (UOP)	Constantes ASTM D341	
			Entrada	Salida			A	B
1	02-May-86	4776	191	37	38.2	11.71	31.2498	4.9294
2	03/05	4259	187	36	40.3	11.71	31.1036	4.9294
3	04/05	3904	189	34	39.8	11.71	31.1353	4.9294
4	05/05	7503	196	39	37.3	11.70	31.3236	4.9294
5	06/05	6186	195	39	38.6	11.71	31.2192	4.9294
6	07/05	4031	189	38	39.6	11.71	31.1485	4.9294
7	08/05	3498	192	37	39.2	11.71	31.1759	4.9294
8	09/05	3042	191	36	41.5	11.72	31.0347	4.9294
9	10/05	3498	191	37	40.1	11.71	31.1161	4.9294
10	11/05	3955	190	35	39.9	11.71	31.1288	4.9294
11	12/05	7073	197	38	40.3	11.71	31.1036	4.9294
12	13/05	8237	197	38	39.0	11.71	31.1900	4.9294
13	14/05	8609	196	36	38.0	11.71	31.2656	4.9294
14	15/05	9582	196	39	37.7	11.70	31.2899	4.9294
15	16/05	9379	191	39	37.6	11.70	31.2982	4.9294
16	17/05	4441	177	31	40.8	11.72	31.0737	4.9294
17	18/05	4968	182	34	40.7	11.72	31.0795	4.9294
18	19/05	5272	183	35	40.6	11.71	31.0854	4.9294
19	20/05	5906	171	34	40.0	11.71	31.1224	4.9294
20	21/05	6388	170	34	39.9	11.71	31.1288	4.9294
21	22/05	6388	175	33	40.1	11.71	31.1161	4.9294
22	23/05	7047	180	37	40.0	11.71	31.1224	4.9294
23	24/05	6768	184	35	40.2	11.71	31.1098	4.9294
24	25/05	6743	185	37	40.1	11.71	31.1161	4.9294
25	26/05	6692	184	36	39.7	11.71	31.1419	4.9294
26	27/05	6312	184	34	40.0	11.71	31.1224	4.9294
27	28/05	5678	187	34	39.5	11.71	31.1552	4.9294
28	29/05	6971	195	33	39.9	11.71	31.1288	4.9294
29	30/05	6793	199	31	37.7	11.70	31.2889	4.9294
30	31/05	6083	197	32	38.2	11.71	31.2498	4.9294
31	01-Jun-86	5171	191	33	39.9	11.71	31.1288	4.9294
32	02/06	5425	188	33	40.5	11.71	31.0914	4.9294
33	03/06	5501	185	34	38.8	11.71	31.2044	4.9294
34	04/06	5171	181	33	40.2	11.71	31.1098	4.9294
35	05/06	5374	179	32	39.9	11.71	31.1288	4.9294
36	06/06	5526	179	32	39.4	11.71	31.1620	4.9294
37	07/06	5602	177	32	39.7	11.71	31.1418	4.9294
38	08/06	6052	184	34	40.1	11.71	31.1160	4.9294
39	09/06	6236	185	35	39.8	11.71	31.1353	4.9294
40	10/06	6084	181	35	39.1	11.71	31.1828	4.9294
41	11/06	5932	181	35	38.7	11.71	31.2118	4.9294
42	12/06	5830	179	33	39.2	11.71	31.1758	4.9294
43	13/06	5780	180	34	39.5	11.71	31.1552	4.9294
44	14/06	5780	179	33	39.1	11.71	31.1828	4.9294
45	15/06	5881	180	34	39.0	11.71	31.1900	4.9294
46	16/06	5628	182	34	39.3	11.71	31.1689	4.9294

Tabla 010: Intercambiador 211E1  
2. Resultados Obtenidos

Día	Fecha	Desviación del Bal. Térm.	Coeficiente U (BTU/°F·pie <sup>2</sup> ·hr)		Resistencia por Ensuciamiento (Rf) (°F·pie <sup>2</sup> ·hr/BTU)		
			Limpio	Actual	Calculado	Corregido	Prom. Móvil*
1	02-May-86	-6.90%	43.2	39.6	0.00213	0.00933	
2	03/05	9.31%	41.1	32.4	0.00652	0.01373	
3	04/05	5.61%	36.3	33.1	0.00268	0.00989	
4	05/05	-51.42%	62.2	66.4	-0.00099	0.00621	
5	06/05	-17.08%	55.9	45.3	0.00417	0.01138	
6	07/05	40.23%	37.0				
7	08/05	40.03%	22.6				
8	09/05	48.03%	21.4				
9	10/05	45.58%	23.3				
10	11/05	34.36%	25.6	26.7	-0.00157	0.00564	0.00850
11	12/05	-40.51%	66.3	60.3	0.00150	0.00870	0.00844
12	13/05	-61.92%	68.8				0.00779
13	14/05	-76.43%	68.3				0.00752
14	15/05	-74.44%	72.7				0.00762
15	16/05	-69.21%	70.8				0.00720
16	17/05	-22.80%	28.1	42.3	-0.01199	-0.00479	0.00600
17	18/05	-3.78%	48.0	43.1	0.00240	0.00960	0.00624
18	19/05	2.24%	50.6	41.3	0.00445	0.01166	0.00669
19	20/05	2.29%	52.6	45.9	0.00279	0.01000	0.00697
20	21/05	-2.81%	56.9	49.1	0.00277	0.00997	0.00740
21	22/05	-6.57%	57.7	51.5	0.00211	0.00931	0.00746
22	23/05	-0.54%	63.3	50.5	0.00400	0.01121	0.00786
23	24/05	-7.65%	61.8	55.2	0.00193	0.00914	0.00805
24	25/05	-0.06%	62.2	49.1	0.00429	0.01150	0.00848
25	26/05	0.50%	60.3	48.7	0.00394	0.01115	0.00888
26	27/05	-1.36%	57.1	47.2	0.00370	0.01091	0.01045
27	28/05	-7.18%	52.2	45.7	0.00272	0.00993	0.01048
28	29/05	-58.71%	63.1				0.01003
29	30/05	0.00%	58.7				0.00975
30	31/05	-57.97%	54.7				0.00948
31	01-Jun-86	-17.81%	49.4	46.5	0.00124	0.00845	0.00939
32	02/06	-11.53%	52.3	49.1	0.00125	0.00846	0.00912
33	03/06	-10.59%	49.2	45.8	0.00153	0.00874	0.00908
34	04/06	-1.56%	48.4	43.2	0.00251	0.00972	0.00890
35	05/06	-4.84%	30.9	45.5	-0.01043	-0.00322	0.00746
36	06/06	-8.02%	31.0	44.6	-0.00980	-0.00260	0.00611
37	07/06	-7.77%	31.3	44.8	-0.00965	-0.00244	0.00487
38	08/06	-3.85%	33.0	46.5	-0.00885	-0.00165	0.00399
39	09/06	-6.90%	56.6	48.8	0.00283	0.01003	0.00427
40	10/06	-1.59%	53.7	45.9	0.00315	0.01036	0.00459
41	11/06	-6.45%	52.1	46.7	0.00221	0.00942	0.00468
42	12/06	-4.74%	31.8	45.3	-0.00944	-0.00223	0.00361
43	13/06	-11.83%	52.0	44.7	0.00312	0.01033	0.00377
44	14/06	-3.62%	50.9	47.5	0.00139	0.00860	0.00366
45	15/06	-13.69%	51.9	46.0	0.00247	0.00967	0.00495
46	16/06	-2.60%	50.6	43.6	0.00315	0.01036	0.00624

\* Sobre la base de 10 puntos

Tabla 011: Intercambiador 211E3 A/B/C  
1. Datos de Entrada

Lado : Tubos  
Fluido : Crudo  
Tipo : Frio

Dia	Fecha	Flujo	Temperatura (°C)		°API	Factor K (UOP)	Constantes ASTM D341	
			Entrada	Salida			A	B
1	02-May-86	64800	61	108	22.8	11.74	27.6026	4.1390
2	03/05	66133	57	106	22.6	11.73	27.5806	4.1341
3	04/05	65600	53	100	22.7	11.73	27.5916	4.1365
4	05/05	66600	54	104	22.6	11.73	27.5806	4.1341
5	06/05	66400	56	106	22.6	11.73	27.5806	4.1341
6	07/05	68914	57	106	23.2	11.75	27.6448	4.1488
7	08/05	66053	55	105	22.5	11.72	27.5693	4.1316
8	09/05	66667	53	106	22.0	11.70	27.5112	4.1192
9	10/05	64600	55	105	22.2	11.71	27.5349	4.1242
10	11/05	65600	53	104	22.6	11.73	27.5806	4.1341
11	12/05	65600	58	115	25.1	11.80	27.7918	4.1931
12	13/05	65766	52	111	22.9	11.74	27.6134	4.1415
13	14/05	70933	47	96	22.2	11.71	27.5349	4.1242
14	15/05	72000	47	98	22.3	11.72	27.5465	4.1267
15	16/05	72000	48	98	21.7	11.69	27.4746	4.1116
16	17/05	72000	47	96	21.7	11.69	27.4746	4.1116
17	18/05	72000	49	98	21.5	11.67	27.4495	4.1065
18	19/05	72000	50	98	22.1	11.71	27.5231	4.1217
19	20/05	70000	52	105	22.3	11.72	27.5465	4.1267
20	21/05	68000	54	108	24.5	11.79	27.7591	4.1797
21	22/05	68000	53	106	24.6	11.80	27.7657	4.1820
22	23/05	70466	55	106	24.8	11.80	27.7777	4.1865
23	24/05	70133	55	108	24.2	11.79	27.7369	4.1728
24	25/05	70400	55	106	24.8	11.80	27.7777	4.1865
25	26/05	70333	51	101	24.3	11.79	27.7447	4.1751
26	27/05	70400	49	98	23.3	11.76	27.6550	4.1512
27	28/05	70400	48	97	22.6	11.73	27.5806	4.1341
28	29/05	70400	50	100	23.0	11.75	27.6240	4.1439
29	30/05	70400	49	98	22.5	11.72	27.5693	4.1316
30	31/05	70400	50	98	22.6	11.73	27.5806	4.1341
31	01-Jun-86	70400	53	101	22.3	11.72	27.5465	4.1267
32	02/06	70400	49	98	22.5	11.72	27.5493	4.1316
33	03/06	70400	51	100	22.4	11.72	27.5580	4.1291
34	04/06	70400	52	100	22.3	11.72	27.5465	4.1267
35	05/06	70400	50	98	22.4	11.72	27.5580	4.1291
36	06/06	70400	48	96	22.2	11.71	27.5349	4.1242
37	07/06	70400	48	97	22.2	11.71	27.5349	4.1242
38	08/06	70400	49	98	22.3	11.72	27.5465	4.1267
39	09/06	70400	51	102	22.5	11.72	27.5693	4.1316
40	10/06	70400	49	98	22.5	11.72	27.5693	4.1316
41	11/06	70400	50	98	22.7	11.73	27.5916	4.1365
42	12/06	70400	48	97	22.5	11.72	27.5693	4.1316
43	13/06	70400	49	99	22.7	11.73	27.5916	4.1365
44	14/06	70400	50	99	22.4	11.72	27.5580	4.1292
45	15/06	70400	49	99	22.9	11.74	27.6134	4.1415
46	16/06	70400	49	99	22.6	11.73	27.5806	4.1341

Tabla 011: Intercambiador 211E3 A/B/C  
1. Datos de Entrada

Lado : Coraza  
Fluido : Crudo Reducido  
Tipo : Caliente

Día	Fecha	Flujo	Temperatura (°C)		°API	Factor K (UOP)	Constantes ASTM D341	
			Entrada	Salida			A	B
1	02-May-86	35100	203	131	13.1	11.57	23.0722	3.3008
2	03/05	35417	208	133	11.9	11.59	20.5746	2.8843
3	04/05	35500	203	132	12.6	11.56	22.0714	3.1367
4	05/05	35000	212	135	12.2	11.57	21.3125	3.0098
5	06/05	35350	211	135	12.3	11.63	21.6266	3.0482
6	07/05	36050	212	136	12.7	11.62	22.3702	3.1752
7	08/05	38833	207	138	12.7	11.65	22.4450	3.1805
8	09/05	40583	211	141	12.7	11.61	22.3447	3.1730
9	10/05	40083	204	138	13.1	11.64	23.1987	3.3077
10	11/05	39167	205	136	12.8	11.62	22.6614	3.2220
11	12/05	38333	208	127	15.4	11.71	25.9027	3.7577
12	13/05	38833	215	133	12.2	11.50	21.1713	3.0004
13	14/05	41833	205	139	11.9	11.58	20.5656	2.8845
14	15/05	42583	209	140	12.3	11.59	21.5006	3.0366
15	16/05	43666	208	142	11.6	11.55	19.9032	2.7801
16	17/05	43000	206	141	10.9	11.50	17.7437	2.4375
17	18/05	42500	206	140	10.5	11.49	16.3548	2.2137
18	19/05	41666	204	137	11.3	11.56	19.0104	2.6338
19	20/05	40750	205	130	10.5	11.35	16.2708	2.2276
20	21/05	35833	208	124	11.8	11.59	20.3107	2.8394
21	22/05	35083	208	123	11.5	11.53	19.5728	2.7315
22	23/05	35500	207	124	12.2	11.56	21.2286	2.9966
23	24/05	37125	205	121	11.8	11.44	20.1675	2.8469
24	25/05	38667	201	124	13.7	11.60	24.0108	3.4542
25	26/05	39417	203	130	13.5	11.61	23.7607	3.4100
26	27/05	40083	201	131	12.6	11.55	22.0932	3.1428
27	28/05	42453	203	137	13.2	11.58	23.2024	3.3349
28	29/05	43667	200	134	13.4	11.56	23.5667	3.3871
29	30/05	42333	201	135	13.6	11.61	23.8416	3.4223
30	31/05	42583	201	137	13.5	11.61	23.7546	3.4071
31	01-Jun-86	41333	203	137	12.1	11.56	21.0972	2.9757
32	02/06	41833	204	138	12.5	11.58	21.9712	3.1155
33	03/06	42000	205	139	12.7	11.63	22.4987	3.1935
34	04/06	41000	204	138	11.9	11.60	20.7804	2.9159
35	05/06	39666	205	137	11.1	11.53	18.5274	2.5596
36	06/06	40416	204	137	11.4	11.54	19.4016	2.7003
37	07/06	43000	202	137	12.0	11.56	20.9718	2.9553
38	08/06	41216	203	136	11.8	11.55	20.2502	2.8379
39	09/06	41166	207	136	11.9	11.53	20.6274	2.9040
40	10/06	42233	202	136	12.9	11.54	22.6166	3.2305
41	11/06	42750	201	137	13.4	11.61	23.6587	3.3915
42	12/06	43000	200	135	13.0	11.59	22.8730	3.2642
43	13/06	42833	204	137	13.1	11.57	23.1404	3.3124
44	14/06	42500	201	135	12.8	11.53	22.4465	3.2047
45	15/06	43167	203	137	13.9	11.62	24.2562	3.4909
46	16/06	42417	203	136	12.5	11.54	21.9867	3.1260

Tabla 011: Intercambiador 211E3 A/B/C  
2. Resultados Obtenidos

Día	Fecha	Desviación del Bal. Térm.	Coeficiente U (BTU/°F·pie <sup>2</sup> ·hr)		Resistencia por Ensuciamiento (R <sub>f</sub> ) (°F·pie <sup>2</sup> ·hr/BTU)		
			Limpio	Actual	Calculado	Corregido	Prom. Móvil*
1	02-May-86	-2.59%	16.4	24.6	-0.02046	0.00195	
2	03/05	-3.22%	15.9	24.4	-0.02187	0.00054	
3	04/05	-3.12%	16.0	22.4	-0.01795	0.00446	
4	05/05	5.79%	16.1				
5	06/05	1.64%	16.0	24.1	-0.02110	0.00131	
6	07/05	2.93%	16.6	24.4	-0.01938	0.00303	
7	08/05	-4.64%	16.1	23.8	-0.02002	0.00239	
8	09/05	-3.98%	16.3	24.5	-0.02067	0.00174	
9	10/05	-11.15%	16.1	23.7	-0.01979	0.00262	
10	11/05	-6.78%	16.1	24.2	-0.02057	0.00184	0.00221
11	12/05	-6.19%	28.2	31.1	-0.00330	0.01911	0.00412
12	13/05	-0.30%	16.4	28.5	-0.02574	-0.00333	0.00369
13	14/05	-8.78%	16.0	22.8	-0.01843	0.00398	0.00363
14	15/05	-6.32%	16.3	23.9	-0.01927	0.00314	0.00358
15	16/05	-5.09%	16.1	23.4	-0.01926	0.00315	0.00377
16	17/05	-4.17%	15.9	22.8	-0.01919	0.00322	0.00379
17	18/05	-4.12%	15.7	23.4	-0.02114	0.00127	0.00368
18	19/05	-11.09%	15.9	23.7	-0.02055	0.00186	0.00369
19	20/05	-1.21%	16.2	27.8	-0.02600	-0.00359	0.00307
20	21/05	-3.90%	16.3	29.0	-0.02672	-0.00431	0.00245
21	22/05	-0.96%	16.4	28.3	-0.02578	-0.00337	0.00020
22	23/05	0.21%	18.2	28.2	-0.01938	0.00303	0.00084
23	24/05	-0.55%	16.9	30.8	-0.02682	-0.00441	-0.00000
24	25/05	-1.36%	19.9	29.1	-0.01594	0.00647	0.00033
25	26/05	-0.34%	17.0	25.8	-0.02005	0.00236	0.00025
26	27/05	-3.00%	16.5	24.6	-0.02000	0.00241	0.00017
27	28/05	-2.22%	16.8	23.3	-0.01681	0.00560	0.00060
28	29/05	-4.85%	16.9	25.3	-0.01968	0.00273	0.00069
29	30/05	-1.45%	16.5	24.0	-0.01886	0.00355	0.00141
30	31/05	-2.76%	16.6	23.4	-0.01753	0.00488	0.00232
31	01-Jun-86	-4.09%	16.3	24.0	-0.01964	0.00277	0.00294
32	02/06	-2.64%	16.4	23.3	-0.01809	0.00432	0.00307
33	03/06	-4.56%	16.4	23.6	-0.01878	0.00363	0.00387
34	04/06	-4.08%	16.1	23.5	-0.01947	0.00294	0.00352
35	05/06	0.00%	15.8	23.0	-0.01960	0.00282	0.00356
36	06/06	-0.06%	15.9	22.6	-0.01883	0.00358	0.00368
37	07/06	-2.36%	16.1	23.5	-0.01936	0.00305	0.00343
38	08/06	-2.42%	16.1	23.7	-0.02004	0.00237	0.00339
39	09/06	2.49%	16.3	25.2	-0.02143	0.00098	0.00313
40	10/06	-1.19%	16.5	23.8	-0.01852	0.00389	0.00303
41	11/06	-3.23%	16.6	23.4	-0.01754	0.00487	0.00325
42	12/06	-6.48%	16.4	23.9	-0.01915	0.00326	0.00314
43	13/06	-3.88%	16.6	24.1	-0.01877	0.00364	0.00314
44	14/06	-5.99%	16.5	24.3	-0.01944	0.00297	0.00314
45	15/06	0.04%	16.8	24.2	-0.01801	0.00440	0.00330
46	16/06	-4.29%	16.5	24.3	-0.01964	0.00277	0.00322

\* Sobre la base de 10 puntos

Tabla 012: Intercambiador 211E7  
1. Datos de Entrada

Lado : Coraza  
Fluido : Crudo  
Tipo : Frío

Día	Fecha	Flujo	Temperatura (°C)		°API	Factor K (UOP)	Constantes ASTM D341	
			Entrada	Salida			A	B
1	02-May-86	64800	146	163	22.8	11.74	27.6026	4.1390
2	03/05	66133	149	167	22.6	11.73	27.5806	4.1341
3	04/05	65600	139	160	22.7	11.73	27.5916	4.1365
4	05/05	66600	147	156	22.6	11.73	27.5806	4.1341
5	06/05	66400	149	163	22.6	11.73	27.5806	4.1341
6	07/05	68914	148	168	23.2	11.75	27.6448	4.1488
7	08/05	66053	146	168	22.5	11.72	27.5693	4.1316
8	09/05	66667	148	169	22.0	11.70	27.5112	4.1192
9	10/05	64600	147	170	22.2	11.71	27.5349	4.1242
10	11/05	65600	147	168	22.6	11.73	27.5806	4.1341
11	12/05	65600	150	163	25.1	11.80	27.7918	4.1931
12	13/05	65766	139	150	22.9	11.74	27.6134	4.1415
13	14/05	70933	131	145	22.2	11.71	27.5349	4.1242
14	15/05	72000	136	147	22.3	11.72	27.5465	4.1267
15	16/05	72000	134	149	21.7	11.69	27.4746	4.1116
16	17/05	72000	130	154	21.7	11.69	27.4746	4.1116
17	18/05	72000	131	155	21.5	11.67	27.4495	4.1065
18	19/05	72000	134	157	22.1	11.71	27.5231	4.1217
19	20/05	70000	147	161	22.3	11.72	27.5465	4.1267
20	21/05	68000	151	170	24.5	11.79	27.7591	4.1797
21	22/05	68000	147	168	24.6	11.80	27.7657	4.1820
22	23/05	70466	148	168	24.8	11.80	27.7777	4.1865
23	24/05	70133	148	168	24.2	11.79	27.7369	4.1728
24	25/05	70333	142	162	24.8	11.80	27.7777	4.1865
25	26/05	70333	139	159	24.3	11.79	27.7447	4.1751
26	27/05	70400	133	155	23.3	11.76	27.6550	4.1512
27	28/05	70400	131	153	22.6	11.73	27.5806	4.1341
28	29/05	70400	133	151	23.0	11.75	27.6240	4.1439
29	30/05	70400	125	137	22.5	11.72	27.5693	4.1316
30	31/05	70400	127	143	22.6	11.73	27.5806	4.1341
31	01-Jun-86	70400	133	156	22.3	11.72	27.5465	4.1267
32	02/06	70400	135	157	22.5	11.72	27.5693	4.1316
33	03/06	70400	135	157	22.4	11.72	27.5580	4.1291
34	04/06	70400	140	161	22.3	11.72	27.5465	4.1267
35	05/06	70400	142	164	22.4	11.72	27.5580	4.1291
36	06/06	70400	135	158	22.2	11.71	27.5349	4.1242
37	07/06	70400	133	153	22.2	11.71	27.5349	4.1242
38	08/06	70400	133	156	22.3	11.72	27.5465	4.1267
39	09/06	70400	133	155	22.5	11.72	27.5693	4.1316
40	10/06	70400	129	152	22.5	11.72	27.5693	4.1316
41	11/06	70400	130	153	22.7	11.73	27.5916	4.1365
42	12/06	70400	130	153	22.5	11.72	27.5693	4.1316
43	13/06	70400	131	154	22.7	11.73	27.5916	4.1365
44	14/06	70400	130	154	22.4	11.72	27.5580	4.1291
45	15/06	70400	132	155	22.9	11.74	27.6134	4.1415
46	16/06	70400	133	156	22.6	11.73	27.5806	4.1341

Tabla 012: Intercambiador 211E7  
1. Datos de Entrada

Lado : Tubos  
Fluido : Diesel  
Tipo : Caliente

Día	Fecha	Flujo	Temperatura (°C)		°API	Factor K (UOP)	Constantes ASTM D341	
			Entrada	Salida			A	B
1	02-May-86	10583	258	161	30.8	11.73	26.9343	4.1661
2	03/05	12568	257	166	30.6	11.73	27.1337	4.1763
3	04/05	12610	260	158	31.0	11.72	26.9207	4.1549
4	05/05	8223	263	192	30.2	11.73	27.2507	4.1935
5	06/05	10621	267	183	29.8	11.73	27.3759	4.2072
6	07/05	12673	268	166	31.0	11.72	26.9327	4.1549
7	08/05	12720	272	165	30.5	11.73	27.1294	4.1890
8	09/05	13087	268	166	31.3	11.72	26.7547	4.1361
9	10/05	12903	273	166	30.9	11.72	26.9626	4.1607
10	11/05	12464	271	165	30.9	11.72	26.9666	4.1607
11	12/05	10156	275	196	31.3	11.72	26.8400	4.1361
12	13/05	8840	270	196	32.8	11.71	26.0033	3.9997
13	14/05	11528	275	195	31.6	11.72	26.7788	4.1147
14	15/05	9381	273	195	30.4	11.73	27.2078	4.1854
15	16/05	8120	268	140	31.0	11.72	26.9466	4.1594
16	17/05	15221	263	154	32.0	11.72	26.4042	4.0817
17	18/05	14991	265	155	30.9	11.72	26.9156	4.1607
18	19/05	14495	263	156	31.1	11.72	26.8217	4.1490
19	20/05	9586	256	157	33.1	11.71	25.5515	3.9629
20	21/05	12684	263	167	30.9	11.72	26.8930	4.1607
21	22/05	13833	264	166	31.3	11.72	26.7892	4.1361
22	23/05	12908	266	165	30.9	11.72	26.9446	4.1661
23	24/05	13523	264	164	31.1	11.72	26.8256	4.1490
24	25/05	12668	264	159	31.6	11.72	26.6568	4.1147
25	26/05	12835	263	157	31.5	11.72	26.7281	4.1221
26	27/05	13366	264	153	31.2	11.72	26.9211	4.1427
27	28/05	13105	261	152	31.2	11.72	26.8495	4.1427
28	29/05	10609	266	155	30.4	11.72	26.4804	4.0905
29	30/05	11098	268	198	30.4	11.73	27.1346	4.1854
30	31/05	11843	270	183	31.2	11.72	26.8365	4.1427
31	01-Jun-86	13704	264	155	31.2	11.72	26.8527	4.1427
32	02/06	13418	264	156	31.6	11.72	26.6467	4.1147
33	03/06	13418	267	156	31.2	11.72	26.8026	4.1427
34	04/06	13906	264	161	31.4	11.72	26.7433	4.1293
35	05/06	14295	262	161	31.0	11.72	26.8830	4.1549
36	06/06	14263	263	155	31.0	11.72	26.8946	4.1549
37	07/06	12237	260	151	32.1	11.72	26.3028	4.0727
38	08/06	13492	265	154	31.1	11.72	26.8762	4.1490
39	09/06	12937	266	153	31.3	11.72	26.7875	4.1361
40	10/06	12707	269	150	31.1	11.72	26.8644	4.1490
41	11/06	12642	269	151	31.4	11.72	26.7638	4.1293
42	12/06	12684	268	150	31.5	11.72	26.6833	4.1221
43	13/06	13058	267	151	31.3	11.72	26.8190	4.1361
44	14/06	13265	268	150	31.5	11.72	26.7335	4.1221
45	15/06	13032	267	151	31.2	11.72	26.8054	4.1427
46	16/06	13314	269	151	34.1	11.71	24.7594	3.8135

Tabla 012: Intercambiador 211E7  
2. Resultados Obtenidos

Día	Fecha	Desviación del Bal. Térm.	Coeficiente U (BTU/°F·pie <sup>2</sup> ·hr)		Resistencia por Ensuciamiento (R <sub>f</sub> ) (°F·pie <sup>2</sup> ·hr/BTU)		
			Limpio	Actual	Calculado	Corregido	Prom. Móvil*
1	02-May-86	8.17%	98.8	73.4	0.00350	0.00199	
2	03/05	5.05%	105.9	80.5	0.00298	0.00147	
3	04/05	6.28%	105.6	82.3	0.00268	0.00117	
4	05/05	45.60%	83.0				
5	06/05	22.59%	96.5	37.8			
6	07/05	6.32%	110.4	85.1	0.00269	0.00118	
7	08/05	-3.75%	109.9	88.7	0.00218	0.00067	
8	09/05	-4.85%	112.1	91.6	0.00200	0.00049	
9	10/05	-7.08%	110.0	92.1	0.00176	0.00025	
10	11/05	-0.99%	108.2	88.7	0.00203	0.00052	0.00047
11	12/05	25.05%	99.0	28.2			0.00012
12	13/05	44.80%	84.8				-0.00018
13	14/05	-27.16%	97.7				-0.00044
14	15/05	46.72%	88.5				-0.00044
15	16/05	-0.00%	82.0				-0.00044
16	17/05	2.29%	116.2	90.9	0.00239	0.00038	-0.00047
17	18/05	-1.79%	115.8	90.4	0.00243	0.00092	-0.00045
18	19/05	0.67%	115.5	90.1	0.00244	0.00093	-0.00040
19	20/05	-7.51%	95.1	87.3	0.00095	-0.00056	-0.00049
20	21/05	1.13%	113.9	90.0	0.00233	0.00082	-0.00046
21	22/05	0.16%	116.9	90.3	0.00251	0.00100	-0.00020
22	23/05	2.52%	115.1	90.4	0.00238	0.00087	0.00003
23	24/05	-6.35%	117.1	103.3	0.00115	-0.00036	0.00015
24	25/05	-5.04%	110.6	90.7	0.00198	0.00047	0.00035
25	26/05	-2.28%	109.2	88.7	0.00212	0.00061	0.00056
26	27/05	-1.84%	107.4	90.4	0.00176	0.00025	0.00049
27	28/05	1.97%	106.5	82.0	0.00281	0.00130	0.00053
28	29/05	31.90%	96.2				0.00029
29	30/05	56.34%	95.9				0.00019
30	31/05	31.03%	101.0				-0.00004
31	01-Jun-86	2.03%	109.8	84.7	0.00270	0.00119	-0.00002
32	02/06	0.88%	109.9	87.5	0.00232	0.00081	-0.00003
33	03/06	-2.17%	110.9	87.1	0.00247	0.00096	0.00010
34	04/06	2.56%	113.3	85.3	0.00290	0.00139	0.00020
35	05/06	-2.72%	116.2	96.0	0.00182	0.00031	0.00017
36	06/06	-5.27%	113.6	98.0	0.00140	-0.00011	0.00013
37	07/06	0.00%	104.9	83.5	0.00245	0.00093	0.00009
38	08/06	1.74%	109.5	87.8	0.00226	0.00075	0.00032
39	09/06	-0.38%	107.4	85.8	0.00235	0.00084	0.00055
40	10/06	0.02%	105.8	85.9	0.00219	0.00068	0.00077
41	11/06	-2.95%	105.2	84.2	0.00237	0.00086	0.00074
42	12/06	1.44%	105.9	88.4	0.00188	0.00037	0.00070
43	13/06	-5.72%	106.9	91.2	0.00160	0.00009	0.00061
44	14/06	-7.52%	107.2	95.5	0.00114	-0.00037	0.00043
45	15/06	-3.90%	108.7	95.8	0.00124	-0.00027	0.00038
46	16/06	-6.44%	106.6	105.9	0.00006	-0.00145	0.00024

\* Sobre la base de 10 puntos

Tabla 013: Intercambiador 211E9 A/B/C  
1. Datos de Entrada

Lado : Tubos  
Fluido : Crudo  
Tipo : Frío

Día	Fecha	Flujo (BPD)	Temperatura (°C)		°API	Factor K (UOP)	Constantes ASTM D341	
			Entrada	Salida			A	B
1	02-May-86	64800	182	256	22.8	11.74	27.6026	4.1390
2	03/05	66133	189	259	22.6	11.73	27.5806	4.1341
3	04/05	65600	182	256	22.7	11.73	27.5916	4.1365
4	05/05	66600	185	254	22.6	11.73	27.5806	4.1341
5	06/05	66400	188	257	22.6	11.73	27.5806	4.1341
6	07/05	68914	186	254	23.2	11.75	27.6448	4.1488
7	08/05	66053	182	259	22.5	11.72	27.5693	4.1316
8	09/05	66667	181	262	22.0	11.72	27.5112	4.1192
9	10/05	64600	178	262	22.2	11.71	27.5349	4.1242
10	11/05	65600	178	257	22.6	11.73	27.5806	4.1341
11	12/05	65600	186	262	25.1	11.80	27.7918	4.1931
12	13/05	65766	184	260	22.9	11.74	27.6134	4.1415
13	14/05	70933	179	256	22.2	11.71	27.5349	4.1242
14	15/05	72000	180	253	22.3	11.72	27.5465	4.1267
15	16/05	72000	178	256	21.7	11.69	27.4746	4.1116
16	17/05	72000	176	253	21.7	11.69	27.4746	4.1116
17	18/05	72000	178	251	21.5	11.67	27.4495	4.1065
18	19/05	72000	178	253	22.1	11.71	27.5231	4.1217
19	20/05	70000	176	248	22.3	11.72	27.5465	4.1267
20	21/05	68000	191	255	24.5	11.79	27.7591	4.1797
21	22/05	68000	191	254	24.6	11.80	27.7657	4.1820
22	23/05	70466	190	252	24.8	11.80	27.7777	4.1865
23	24/05	70133	188	252	24.2	11.79	27.7369	4.1728
24	25/05	70400	182	250	24.8	11.80	27.7777	4.1865
25	26/05	70333	179	249	24.3	11.79	27.7447	4.1751
26	27/05	70400	176	249	23.3	11.76	27.6550	4.1512
27	28/05	70400	173	254	22.6	11.73	27.5806	4.1341
28	29/05	70400	171	250	23.0	11.75	27.6240	4.1439
29	30/05	70400	169	247	22.5	11.72	27.5693	4.1316
30	31/05	70400	169	247	22.6	11.73	27.5806	4.1341
31	01-Jun-86	70400	175	249	22.3	11.72	27.5465	4.1267
32	02/06	70400	175	248	22.5	11.72	27.5693	4.1316
33	03/06	70400	177	251	22.4	11.72	27.5580	4.1291
34	04/06	70400	179	252	22.3	11.72	27.5465	4.1267
35	05/06	70400	181	251	22.4	11.72	27.5580	4.1291
36	06/06	70400	175	247	22.2	11.71	27.5349	4.1242
37	07/06	70400	171	247	22.2	11.71	27.5349	4.1242
38	08/06	70400	176	249	22.3	11.72	27.5465	4.1267
39	09/06	70400	174	246	22.5	11.72	27.5693	4.1316
40	10/06	70400	172	247	22.5	11.72	27.5693	4.1316
41	11/06	70400	172	249	22.7	11.73	27.5916	4.1365
42	12/06	70400	169	247	22.5	11.72	27.5693	4.1316
43	13/06	70400	169	247	22.6	11.73	27.5806	4.1341
44	14/06	70400	170	246	22.4	11.72	27.5580	4.1291
45	15/06	70400	171	247	22.9	11.74	27.6134	4.1415
46	16/06	70400	171	247	22.6	11.73	27.5806	4.1341

Tabla 013: Intercambiador 211E9 A/B/C  
1. Datos de Entrada

Lado : Coraza  
Fluido : Crudo Reducido  
Tipo : Caliente

Dia	Fecha	Flujo (BPD)	Temperatura (°C)		°API	Factor K (UOP)	Constantes ASTM D341	
			Entrada	Salida			A	B
1	02-May-86	35100	336	213	13.1	11.57	23.0722	3.3008
2	03/05	35417	337	220	11.9	11.59	20.5746	2.8843
3	04/05	35500	336	214	12.6	11.56	22.0714	3.1367
4	05/05	35000	335	218	12.2	11.57	21.3125	3.0098
5	06/05	35350	336	220	12.3	11.63	21.6266	3.0482
6	07/05	36050	334	219	12.7	11.62	22.3702	3.1752
7	08/05	38833	335	218	12.7	11.65	22.4450	3.1805
8	09/05	40583	337	218	12.7	11.61	22.3447	3.1730
9	10/05	40083	336	215	13.1	11.64	23.1987	3.3077
10	11/05	39167	335	217	12.8	11.62	22.6614	3.2220
11	12/05	38333	335	218	15.4	11.71	25.9027	3.7577
12	13/05	38833	335	220	12.2	11.50	21.1713	3.0004
13	14/05	41833	333	217	11.9	11.58	20.5656	2.8845
14	15/05	42583	332	223	12.3	11.59	21.5006	3.0366
15	16/05	43666	331	217	11.6	11.55	19.9032	2.7801
16	17/05	43000	330	215	10.9	11.50	17.7437	2.4375
17	18/05	42500	325	214	10.5	11.49	16.3548	2.2137
18	19/05	41666	331	216	11.3	11.56	19.0104	2.6338
19	20/05	40750	324	212	10.5	11.35	16.2708	2.2276
20	21/05	35833	327	218	11.8	11.59	20.3107	2.8394
21	22/05	35083	327	218	11.5	11.53	19.5728	2.7315
22	23/05	35500	327	217	12.2	11.56	21.2286	2.9966
23	24/05	37125	326	217	11.8	11.44	20.1675	2.8469
24	25/05	38667	326	215	13.7	11.60	24.0108	3.4542
25	26/05	39417	326	214	13.5	11.61	23.7607	3.4100
26	27/05	40083	327	213	12.6	11.55	22.0932	3.1428
27	28/05	42433	334	214	13.2	11.58	23.2824	3.3349
28	29/05	43667	327	213	13.4	11.56	23.5667	3.3871
29	30/05	42333	327	212	13.6	11.61	23.8416	3.4223
30	31/05	42583	327	212	13.5	11.61	23.7546	3.4071
31	01-Jun-86	41333	327	215	12.1	11.56	21.0972	2.9757
32	02/06	41833	326	216	12.5	11.58	21.9712	3.1155
33	03/06	42000	328	218	12.7	11.63	22.4987	3.1935
34	04/06	41000	328	216	11.9	11.60	20.7804	2.9159
35	05/06	39666	327	216	11.1	11.53	18.5274	2.5596
36	06/06	40416	325	214	11.4	11.54	19.4016	2.7003
37	07/06	43000	322	211	12.0	11.56	20.9718	2.9553
38	08/06	41216	324	213	11.8	11.55	20.2502	2.8379
39	09/06	41166	323	213	11.9	11.53	20.6274	2.9040
40	10/06	42233	324	212	12.9	11.54	22.6166	3.2305
41	11/06	42750	325	212	13.4	11.61	23.6587	3.3915
42	12/06	42333	327	212	13.6	11.61	23.8416	3.4223
43	13/06	42583	327	212	13.5	11.61	23.7546	3.4071
44	14/06	42500	323	211	12.8	11.53	22.4465	3.2047
45	15/06	43167	324	213	13.9	11.62	24.2562	3.4909
46	16/06	42417	324	212	12.5	11.54	21.9867	3.1260

Tabla 013: Intercambiador 211E9 A/B/C  
2. Resultados Obtenidos

Día	Fecha	Desviación del Bal. Térm.	Coeficiente U (BTU/°F·pie <sup>2</sup> ·hr)		Resistencia por Ensuciamiento (R <sub>f</sub> ) (°F·pie <sup>2</sup> ·hr/BTU)		
			Limpio	Actual	Calculado	Corregido	Prom. Móvil*
1	02-May-86	-0.00%	85.1	78.9	0.00092	0.00126	
2	03/05	-0.25%	74.4	76.6	-0.00038	0.00055	
3	04/05	-3.93%	78.9	77.8	0.00017	0.00110	
4	05/05	3.15%	76.3				
5	06/05	-0.47%	76.1	73.6	0.00046	0.00139	
6	07/05	2.21%	80.8				
7	08/05	-8.83%	80.3	81.1	-0.00012	0.00081	
8	09/05	-10.79%	82.6	86.0	-0.00048	0.00046	
9	10/05	-14.69%	82.7				
10	11/05	-8.49%	81.3	78.1	0.00051	0.00145	0.00104
11	12/05	-8.79%	95.9	85.7	0.00123	0.00217	0.00107
12	13/05	-3.65%	81.7	79.0	0.00041	0.00135	0.00115
13	14/05	-8.36%	79.0	83.2	-0.00064	0.00030	0.00107
14	15/05	-3.91%	83.1	73.1	0.00164	0.00258	0.00124
15	16/05	-10.75%	78.3	85.3	-0.00105	-0.00012	0.00109
16	17/05	11.46%	71.4				0.00109
17	18/05	-8.07%	65.4	84.4	-0.00345	-0.00251	0.00075
18	19/05	-14.91%	73.7				0.00080
19	20/05	-8.12%	69.9	79.2	-0.00168	-0.00075	0.00063
20	21/05	-8.97%	75.3	80.2	-0.00081	0.00012	0.00050
21	22/05	-8.30%	74.5	77.0	-0.00044	0.00049	0.00033
22	23/05	-5.07%	80.3	77.1	0.00053	0.00146	0.00034
23	24/05	-6.63%	81.3	77.6	0.00059	0.00152	0.00047
24	25/05	-4.90%	91.0	77.0	0.00199	0.00273	0.00050
25	26/05	-6.59%	89.0	77.0	0.00175	0.00268	0.00078
26	27/05	-5.47%	83.6	77.1	0.00101	0.00194	0.00088
27	28/05	-12.47%	88.0	82.4	0.00078	0.00171	0.00131
28	29/05	-8.37%	89.9	80.5	0.00131	0.00224	0.00144
29	30/05	-6.60%	87.0	75.9	0.00168	0.00262	0.00177
30	31/05	-7.23%	87.0	76.7	0.00154	0.00248	0.00201
31	01-Jun-86	-8.71%	79.6	75.9	0.00062	0.00155	0.00211
32	02/06	-8.14%	82.3	74.7	0.00124	0.00217	0.00219
33	03/06	-10.28%	83.3	75.7	0.00121	0.00215	0.00225
34	04/06	-11.01%	77.7	79.9	-0.00036	0.00058	0.00201
35	05/06	-6.43%	71.2	78.0	-0.00124	-0.00030	0.00171
36	06/06	-5.66%	73.1	74.1	-0.00019	0.00075	0.00159
37	07/06	-8.83%	79.1	80.2	-0.00017	0.00076	0.00150
38	08/06	-8.73%	76.7	79.3	-0.00044	0.00050	0.00133
39	09/06	-7.81%	78.4	75.3	0.00052	0.00146	0.00121
40	10/06	-7.38%	85.1	77.7	0.00113	0.00206	0.00117
41	11/06	-9.83%	87.5	80.3	0.00102	0.00195	0.00121
42	12/06	-6.60%	87.0	75.9	0.00168	0.00262	0.00125
43	13/06	-7.23%	87.0	76.7	0.00154	0.00248	0.00129
44	14/06	-8.10%	84.5	77.0	0.00117	0.00210	0.00144
45	15/06	-8.98%	89.6	77.2	0.00180	0.00274	0.00174
46	16/06	-8.15%	83.2	77.1	0.00095	0.00188	0.00186

\* Sobre la base de 10 puntos

## Capítulo 10

# FORMULACION DE LOS MODELOS PARA EL ENSUCIAMIENTO

### 10.1.0. INTRODUCCION.

En los capítulos anteriores se han presentado la teoría y los fundamentos del fenómeno de ensuciamiento y todas las observaciones y comentarios previos a la deducción de los modelos predictivos. Es en esta parte en donde se plantearán dichas ecuaciones, las cuales permitan tener una idea, lo más cercana a la realidad, acerca de la formación de los depósitos y de las variables que intervienen.

En un principio, se buscó ajustar los datos a uno de los modelos presentados en el Capítulo 4, por tener éstos un mayor fundamento teórico. Sin embargo, casi todos involucran términos difíciles de medir o para los cuales no se dispone de datos (esfuerzo cortante, rugosidad, etc.). En consecuencia, y ya que la naturaleza de la información recopilada y disponible no permite un análisis riguroso, y teniendo en cuenta que lo complejo del fenómeno le da bastante incertidumbre a los resultados, se ha optado por buscar ecuaciones lo más sencillas posibles, que relacionen todas las variables que pudieran intervenir y que puedan explicar con la mayor aproximación posible el desarrollo del ensuciamiento con respecto al tiempo.

### 10.2.0. PREPARACION DE LOS DATOS.

Antes de iniciar la búsqueda de los modelos, se procedió a eliminar los grupos de datos que mostraban inconsistencias o no se presentaban completos (entiéndase por un "grupo de datos" a los valores de flujo, temperatura, gravedad específica, ensuciamiento, etc. ocurridos en un día). Los criterios seguidos fueron, en este orden:

1. Rechazo según el criterio de la desviación del balance térmico (ver sección 8.5.1).
2. Rechazo de los valores negativos de ensuciamiento, presentes aún después de la corrección asumida en la sección 8.5.4.
3. Carencia de algún dato (sales en el crudo o agua y sedimentos, por ejemplo).

4. Valor de algún dato considerado anormal (excesivamente por encima o por debajo de la tendencia general).

Por lo general, después de esta primera depuración, sólo han quedado alrededor del 70% del total de los datos inicialmente disponibles para cada intercambiador. Si bien esto puede parecer excesivo, ha de tenerse en cuenta que se está trabajando con datos no controlados; es decir, con datos que no han sido obtenidos a partir de un experimento programado, sino que reflejan el real comportamiento de la planta bajo ciertas condiciones operativas que han buscado mantenerse. Según esto, es de esperarse que existan fluctuaciones e inconsistencias, las cuales han debido eliminarse en la búsqueda de un buen ajuste de los datos.

Las tablas 017 a 020 muestran los datos ya depurados y listos para su ajuste. Dichos datos son tomados finalmente como válidos después de una segunda depuración realizada durante la correlación (ver siguiente sección). Se observa además que las variables consideradas, por cada uno de los fluidos circulantes en el intercambiador son:

- Tiempo ( $\theta$ ) o ensuciamiento ( $R_f$ ). Los casos en que se emplea uno o otro se explican en la siguiente sección.
- Gravedad específica ( $p$ ).
- Peso molecular ( $MW$ ), el cual involucra al factor  $K$  de Watson teniendo en cuenta las ecuaciones 6.12 y 6.31.
- Contenido de sales (PTB) y porcentaje de agua y sedimentos (BSW), aplicables sólo al crudo.
- Flujo volumétrico ( $Q$ ).
- Temperatura de entrada ( $T$ ).
- Número de Reynolds ( $Re$ ), bajo las condiciones de limpieza hipotética.

### 10.3.0. DETERMINACION DE LOS MODELOS.

#### 10.3.1. Generalidades.

Para los efectos, se tomó como punto de partida el modelo básico de Kern - Seaton (ecuación 4.9), ya que se ha reconocido que muchos intercambiadores que operan con petróleos y sus cortes muestran esta tendencia en el desarrollo del ensuciamiento. Como se puede comprobar, este modelo postula que  $R_f = 0$  cuando  $\theta = 0$ , lo cual es válido sólo para un intercambiador completamente nuevo. Sin embargo, por más efectiva que se consideren las limpiezas a las que se les someta posteriormente, ha de esperarse que exista un ensuciamiento remanente al que se le denominará  $R_f^\circ$ . Teniendo en cuenta esto, la ecuación 4.9 será modificada en la siguiente forma:

$$(10.1) \quad R_f = R_f^* - R' \cdot e^{-B \cdot \theta}$$

en donde:

$R_f^*$  = Valor asintótico del ensuciamiento, el que será considerado (para la deducción de los modelos) como una función de las propiedades de los fluidos y de las condiciones de operación vigentes, constituyéndose en el principal término a ser correlacionado.

$R'$  = Valor de la diferencia  $R_f^* - R_f^\circ$ .

$B$  = Constante. Aunque se postula que ésta es una función del esfuerzo cortante que ejercen los fluidos sobre las capas de depósitos, se considerará aquí que permanece invariable y que es un valor característico para un intercambiador dado.

Para efectos de comparación, la magnitud  $1/B$  será definida como el Tiempo Característico del modelo. Este corresponde al tiempo en días que debe transcurrir para que el ensuciamiento alcance el 63.2% del valor asintótico, siempre y cuando  $R_f^\circ = 0$  y las condiciones operativas se mantengan constantes. Asimismo, cuando  $\theta = 4/B$ , el ensuciamiento será igual al 98.2% del valor asintótico, y para efectos prácticos puede considerarse que el proceso de deposición ha alcanzado su límite

Adicionalmente a la ecuación 10.1, se planteó una ecuación complementaria para aplicarla en el caso de que los datos no mostraran una tendencia perfectamente definida (es decir, cuando no se visualice la tendencia exponencial a causa de las fluctuaciones en las condiciones operativas). La fórmula es:

$$(10.2) \quad \frac{DR_r}{D\theta} = f(X) - B' \cdot R_r \quad (e)$$

en donde  $f(X)$  es una función de las propiedades de los fluidos y de las condiciones operativas del intercambiador. Si hacemos  $D\theta = 1$  día y  $DR_r = R_r(e+1) - R_r(e)$ , entonces:

$$(10.3) \quad R_r(e) = f(X) + (1 - B') \cdot R_r(e-1)$$

Como se ve, según esta fórmula el ensuciamiento del día siguiente es una función del ensuciamiento actual, lo cual aparentemente no depende del tiempo. Sin embargo, se demuestra (ver Apéndice M) que la ecuación 10.3 es equivalente a la ecuación 10.1, siendo  $R_r^* = f(X)/B'$  y  $B = -\ln(1 - B')$ . El valor de  $R_r^*$ , sin embargo, ha de determinarse evaluando el ensuciamiento los primeros días de puesta en servicio del intercambiador, después de la limpieza; para esto, es recomendable programar una corrida de prueba, de modo tal que los instrumentos se encuentren correctamente calibrados y las condiciones operativas se mantengan constantes. Téngase siempre presente la importancia de calcular lo más correctamente posible este valor, por cuanto de él dependerá que la optimización buscada sea real y efectiva.

### 10.3.2. Formas Funcionales.

En general, el valor asintótico del ensuciamiento quedará definido como:

$$(10.4) \quad R_r^* = \sum_{j=1}^m A_j \cdot F_j(X)$$

donde  $A_j$  es una constante,  $F_j$  es una función a establecer y  $X$  (el argumento) es el valor de una de las propiedades o de las condiciones operativas listadas en la sección 10.2.0. En consecuencia, los modelos a correlacionar serán:

$$(10.5) \quad R_r = \sum_{j=1}^m A_j \cdot F_j(X) - R' \cdot e^{-B \cdot \theta}$$

o:

$$(10.6) \quad R_r(x) = B' \cdot \sum_{j=1}^m A_j \cdot F_j(X) + (1 - B') \cdot R_r(x-1)$$

El método seguido para el ajuste fue tomado de un artículo publicado por Ingels [72], el que describe un procedimiento sistemático para establecer el mejor de los modelos que se pueda determinar mediante la sumatoria de funciones sencillas. De acuerdo a esto, las funciones  $F_j(X)$  deberían buscarse entre las formas funcionales básicas (recta, parábola cuadrática, logaritmo, exponencial, inversa, etc.), de tal forma que produjeran el máximo índice de regresión posible. Como resultado de esto, se establecieron las siguientes funciones para cada uno de los argumentos indicados:

Tabla 014

Formas Funcionales Para los Argumentos Considerados en el Modelo Para el Ensuciamiento

Argumento	Símbolo (X)	Unidades	Función (F)*
Gravedad específica	p		Log(X)
Peso molecular	MW		1/X
Contenido de sales	PTB	lbs/MB	Sqrt(X)
Agua y sedimentos	BSW	%V	e <sup>X</sup>
Flujo volumétrico	Q	BPD	Sqrt(X)
Temperatura de entrada	T	°R	1/X
Número de Reynolds	Re		X

\* Funciones: Log(X) = Logaritmo decimal;  
 1/X = Recíproco; Sqrt(X) = Raíz cuadrada;  
 e<sup>X</sup> = Exponencial; X = Identidad

Estas funciones se escogieron luego de múltiples ensayos y aparecen en cada uno de los modelos deducidos, de tal forma que puedan establecerse comparaciones.

Las tablas 021 a 024 muestran los resultados de las regresiones. Para los datos con los que se ha empleado el método de las diferencias finitas (ecuación 10.6), se proporcionan los resultados convertidos ya a la forma de la ecuación 10.5.

#### 10.4.0. COMENTARIOS ACERCA DE LOS RESULTADOS DE REGRESION.

Tal como se ha expuesto en las tablas y secciones precedentes, los modelos de regresión determinados son lineales. Se optó por esta simplificación en vista de la gran cantidad de variables que intervienen en el fenómeno de ensuciamiento. Se buscó, sin embargo, alguna correlación entre las constantes obtenidas y ciertos parámetros (naturaleza del fluido, posición del circuito en el intercambiador, etc.) con el objeto de obtener modelos más generales, pero esto no tuvo éxito. En consecuencia, las ecuaciones planteadas son válidas, en principio, solamente para el intercambiador sobre el cual se hizo el estudio.

A pesar de esta desafortunada situación, se ha encontrado una correlación entre la constante B (la inversa del Tiempo Característico del Modelo - ver sección 10.3.1 -) y la posición del intercambiador respecto al circuito de crudo, tal como se observa a continuación:

Tabla 015

Tendencia de la Constante B del Modelo Para el  
Ensuciamiento

Intercambiador	Posición en el Circuito	Valor de B (días <sup>-1</sup> )
211E1	1	2.182570
211E3 A/B/C	3	0.227220
211E7	7	0.058310
211E9 A/B/C	9	0.050000

En principio, se asumió que el valor de B era independiente de variables tales como el flujo, la densidad, etc., pero podría ser característico del intercambiador y de la naturaleza de los fluidos que por él circulan. De todas formas, y aunque necesita verificarse mejor, la tendencia observada nos podría indicar que la velocidad de ensuciamiento disminuye conforme se progresa en el circuito, debido a:

- La generación y deposición progresiva de sustancias ensuciantes durante el paso por los intercambiadores, disminuyendo la cantidad de compuestos potencialmente precipitables de un equipo a otro.
- La reducción artificial y la modificación de las condiciones que favorecen el ensuciamiento (mediante desalado, inyección de antiensuciante, etc.)

En cuanto a los coeficientes obtenidos, sólo serían susceptibles de análisis aquellos que pertenecen a las ecuaciones con los mayores índices de regresión (intercambiadores 211E1 y 211E9 A/B/C). En éstas se observa la coincidencia de signos entre los valores correspondientes a una función (excepto una: el número de Reynolds del fluido caliente), y dentro de lo esperado, se ha obtenido lo siguiente:

Tabla 016

Significado de los Signos de Algunos de los Coeficientes Obtenidos Para la Regresión del Modelo

Término	Signo del Coeficiente	Significado del Producto (Coeficiente x Término)
Sqrt(PTB)	+	Mayor contenido de sales, mayor ensuciamiento.
Exp(BSW)	-	Mayor valor de BSW, menor ensuciamiento (predomina aquí el contenido de agua, que mantiene las sales en solución.
1/T	-	Mayor temperatura de entrada, mayor valor de ensuciamiento.

Tabla 016

Significado de los Signos de Algunos de los Coeficientes Obtenidos Para la Regresión del Modelo (Conclusión)

Término	Signo del Coeficiente	Significado del Producto (Coeficiente x Término)
Re	-	Mayor número de Reynolds, menor ensuciamiento (por aumento de los esfuerzos cortantes.

En el resto de términos, se observan discrepancias entre sus coeficientes respectivos (es decir, sus signos no son los esperados o no coinciden), siendo este el caso de  $\log(p)$ ,  $1/MW$  y  $\sqrt{Q}$ . Sobre esto, sólo se pueden formular especulaciones que tendrían que ver con la naturaleza de los fluidos, la cinética del ensuciamiento o la geometría del equipo, más no se cuenta con una base experimental que sustente cualquier afirmación que se haga aquí.

Por otro lado (y salvo la temperatura de entrada del crudo al circuito de precalentamiento), es evidente que las temperaturas de entrada a los intercambiadores no son realmente variables independientes, por cuanto el valor de éstas se halla determinado por los balances de masa y energía en la unidad de procesos, así como por las relaciones termodinámicas involucradas en la operación de la misma. Sin embargo, y en vista de que este sistema es muy complejo para simular, se ha optado por considerar a las temperaturas antes mencionadas como variables libres, lo cual es cierto si se considera al intercambiador como un equipo aislado.

Para concluir, ha de expresarse que estos modelos no son susceptibles de generalización, y por lo pronto no se aconseja su empleo para otros intercambiadores distintos de los estudiados, aunque éstos tuvieran características similares de diseño y de operación.

Tabla 017: Intercambiador 211E1  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluído frío: CRUDO -----  
 (lado de la coraza)

Día	Fecha	Brav. Esp.	Peso Mol.	Sales (lbs/MB)	Agua v Sedimentos (XV)	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (*R)	Número de Reynolds
1	02-May-86	0.9170	358	21.0	0.10	64800	537	130
2	03/05	0.9182	358	7.5	0.05	66133	535	114
4	05/05	0.9182	358	7.5	0.05	66600	533	132
10	11/05	0.9182	358	8.6	0.05	65600	528	85
18	19/05	0.9212	361	11.8	0.10	72000	533	108
19	20/05	0.9200	361	15.0	0.10	70000	531	104
20	21/05	0.9071	345	9.0	0.05	68000	529	173
21	22/05	0.9065	345	12.0	0.15	68000	528	171
22	23/05	0.9053	343	12.2	0.05	70466	529	208
23	24/05	0.9088	349	11.8	0.05	70133	529	149
24	25/05	0.9053	343	15.0	0.15	70400	529	207
25	26/05	0.9082	347	11.8	0.05	70333	528	143
26	27/05	0.9141	355	11.8	0.10	70400	526	113
31	01-Jun-86	0.9200	361	13.3	0.40	70400	531	104
32	02/06	0.9188	358	8.1	0.60	70400	531	110
33	03/06	0.9194	359	11.5	0.50	70400	531	107
39	09/06	0.9188	358	11.6	0.60	70400	529	107
40	10/06	0.9188	358	11.4	0.50	70400	529	105
43	13/06	0.9176	357	6.8	0.50	70400	529	108
44	14/06	0.9194	359	8.6	0.60	70400	529	101
45	15/06	0.9165	356	7.5	0.50	70400	529	113
57	27/06	0.9200	361	10.1	0.15	70400	528	102
58	28/06	0.9200	361	9.7	0.10	70400	528	103
59	29/06	0.9200	361	9.1	0.05	70400	528	105
77	17/07	0.9153	356	20.0	0.05	70400	528	109
78	18/07	0.9147	354	13.4	0.05	70400	528	115
79	19/07	0.9141	355	9.0	0.05	70400	526	113
80	20/07	0.9159	357	11.9	0.10	70400	528	112
83	23/07	0.9165	356	11.0	0.05	70400	526	89
84	24/07	0.9111	352	10.5	0.05	70400	528	131
85	25/07	0.9129	354	10.8	0.05	70400	526	122
87	27/07	0.9117	351	13.4	0.05	66667	528	132
95	04/08	0.9153	356	11.0	0.10	70400	529	110
96	05/08	0.9147	354	9.7	0.08	70400	529	113
97	06/08	0.9147	354	7.6	0.05	70400	526	101
99	08/08	0.9147	354	17.3	0.15	70400	524	94
100	09/08	0.9147	354	17.1	0.18	70400	526	101
101	10/08	0.9135	354	15.6	0.10	70400	529	120
102	11/08	0.9153	356	13.2	0.15	70400	528	104
109	18/08	0.9076	346	21.9	0.27	72000	524	165
115	24/08	0.9182	358	11.4	0.10	72000	526	106
116	25/08	0.9111	352	14.3	0.17	74300	528	140
117	26/08	0.9129	354	8.7	0.05	75200	528	122
118	27/08	0.9141	355	9.2	0.05	75200	529	123
119	28/08	0.9141	355	9.1	0.08	75200	528	115
120	29/08	0.9159	357	12.7	0.15	75200	528	109
123	01-Sep-86	0.9188	358	20.9	0.15	75200	529	106
124	02/09	0.9147	354	19.7	0.18	75200	528	123
125	03/09	0.9170	358	19.2	0.27	75200	528	113
127	05/09	0.9106	351	12.3	0.18	75200	528	142
130	08/09	0.9111	352	18.3	0.23	75200	528	133
135	13/09	0.9147	354	11.7	0.12	75200	526	110
136	14/09	0.9147	354	11.1	0.13	75200	529	123
137	15/09	0.9147	354	9.0	0.05	75200	528	117
153	01-Oct-86	0.9117	351	12.3	0.22	72000	528	124
154	02/10	0.9123	353	11.0	0.10	72000	529	145
155	03/10	0.9135	354	9.9	0.10	72000	529	144
156	04/10	0.9135	354	10.0	0.05	72000	529	145
157	05/10	0.9153	356	8.2	0.08	72000	531	144
158	06/10	0.9141	355	8.2	0.05	73066	528	127
159	07/10	0.9141	355	7.8	0.05	74080	528	114

Tabla 017: Intercambiador 211E!  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido frío: CRUDO -----  
 (lado de la coraza)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Sales (lbs/MF)	Agua y Sedimentos (TV)	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (°R)	Número de Reynolds
160	08/10	0.9159	357	8.4	0.07	74400	528	106
161	09/10	0.9170	358	8.2	0.05	74400	529	110
162	10/10	0.9153	356	12.4	0.17	74400	529	125
163	11/10	0.9153	356	12.5	0.15	74400	531	135
164	12/10	0.9188	358	11.3	0.15	74400	531	117
165	13/10	0.9188	358	8.9	0.11	74400	531	120
166	14/10	0.9170	358	10.8	0.05	74400	531	139
167	15/10	0.9188	358	9.5	0.07	74400	529	124
168	16/10	0.9182	358	10.4	0.06	74400	529	110
169	17/10	0.9176	357	10.8	0.13	74400	529	111
170	18/10	0.9176	357	16.7	0.10	75066	529	113
171	19/10	0.9165	356	9.0	0.16	75200	529	119
174	22/10	0.9165	356	12.9	0.16	75100	526	103
175	23/10	0.9170	358	13.8	0.13	75700	528	106
176	24/10	0.9165	356	9.9	0.07	75200	529	120
177	25/10	0.9170	358	11.8	0.10	75200	531	125
178	26/10	0.9170	358	17.6	0.13	75200	529	116
179	27/10	0.9170	358	10.8	0.17	75200	529	117
180	28/10	0.9176	357	13.0	0.13	75200	531	122
181	29/10	0.9194	359	15.1	0.32	75200	529	105
182	30/10	0.9188	358	14.4	0.17	75200	533	121

Tabla 017: Intercambiador 211E1  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido caliente: KEROSENE -----  
 (lado de los tubos)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (°R)	Número de Reynolds	Rf (hr·ft <sup>2</sup> ·°F/BTU)	dRf/dO (hr·ft <sup>2</sup> ·°F/BTU/día)
1	02-May-86	0.8338	195	4776	835	5779	0.009334	0.004395
2	03/05	0.8236	181	4259	828	5605	0.013729	-0.003839
4	05/05	0.8383	200	7503	844	9539	0.006215	0.005167
10	11/05	0.8256	183	3955	834	5282	0.005639	0.003066
18	19/05	0.8222	179	5272	821	7053	0.011662	-0.001662
19	20/05	0.8251	183	5906	799	7358	0.010001	-0.000026
20	21/05	0.8256	183	6388	798	7977	0.009975	-0.000662
21	22/05	0.8246	182	6388	807	8214	0.009313	0.001894
22	23/05	0.8251	183	7047	816	9483	0.011207	-0.002064
23	24/05	0.8241	181	6768	823	9323	0.009143	0.002358
24	25/05	0.8246	182	6743	825	9255	0.011501	-0.000352
25	26/05	0.8265	184	6692	823	8829	0.011148	-0.000243
26	27/05	0.8251	183	6312	823	8290	0.010906	-0.000979
31	01-Jun-86	0.8256	183	5171	835	6830	0.008452	0.000005
32	02/06	0.8227	179	5425	830	7403	0.008457	0.000286
33	03/06	0.8309	191	5501	825	6665	0.008743	0.000977
39	09/06	0.8260	184	6236	825	8253	0.010034	0.000322
40	10/06	0.8294	189	6084	817	7493	0.010357	-0.000934
43	13/06	0.8275	186	5780	816	7183	0.010326	-0.001730
44	14/06	0.8294	189	5780	814	6962	0.008595	0.001079
45	15/06	0.8299	189	5881	816	7094	0.009675	0.000683
57	27/06	0.8280	187	7301	823	9710	0.009081	0.001370
58	28/06	0.8353	197	7605	821	9141	0.010451	-0.000184
59	29/06	0.8363	197	8061	819	9657	0.010267	-0.003163
77	17/07	0.8251	183	5425	821	6892	0.009797	0.000940
78	18/07	0.8260	184	5983	823	7723	0.010737	0.000077
79	19/07	0.8265	184	6279	823	8083	0.010813	0.000030
80	20/07	0.8275	186	6216	826	8030	0.010843	-0.001330
83	23/07	0.8227	179	4115	819	5400	0.000718	0.008329
84	24/07	0.8289	188	5412	825	6586	0.009048	0.001204
85	25/07	0.8285	187	6786	825	8735	0.010252	0.000544
87	27/07	0.8275	186	6777	819	8893	0.011382	-0.001133
95	04/08	0.8309	191	4715	805	5203	0.005490	0.004024
96	05/08	0.8165	172	4563	807	6000	0.009517	-0.000930
97	06/08	0.8314	192	5019	814	5595	0.008587	0.001336
99	08/08	0.8251	183	4980	823	6727	0.000250	0.010966
100	09/08	0.8289	188	4943	821	5794	0.011216	-0.001405
101	10/08	0.8285	187	4867	808	5640	0.009811	0.001157
102	11/08	0.8289	188	4867	807	5527	0.010968	-0.001296
109	18/08	0.8324	193	8264	826	10573	0.010820	0.000509
115	24/08	0.8338	195	8366	808	10051	0.003191	0.003066
116	25/08	0.8324	193	7402	816	8942	0.006257	0.004032
117	26/08	0.8280	187	5120	796	5700	0.010289	-0.002878
118	27/08	0.8265	184	5171	792	5881	0.007411	0.000386
119	28/08	0.8241	181	4968	798	5813	0.007796	0.000255
120	29/08	0.8265	184	5349	803	6247	0.008052	-0.000835
123	01-Sep-86	0.8227	179	5830	798	7247	0.009735	0.000555
124	02/09	0.8270	185	6702	807	8272	0.010289	0.000044
125	03/09	0.8309	191	6819	810	8092	0.010333	-0.000792
127	05/09	0.8294	189	5881	801	6694	0.006505	0.001568
130	08/09	0.8289	188	5044	812	5766	0.009569	0.003160
135	13/09	0.8203	177	5614	814	7297	0.012249	-0.001274
136	14/09	0.8203	177	5281	812	6865	0.010975	0.000285
137	15/09	0.8217	179	5500	814	7062	0.011259	0.000227
153	01-Oct-86	0.8217	179	4867	803	5974	0.009873	0.002245
154	02/10	0.8260	184	6920	819	9212	0.012119	-0.001166
155	03/10	0.8324	193	7706	825	9845	0.010953	-0.000056
156	04/10	0.8319	192	7757	825	10002	0.010897	0.000150
157	05/10	0.8299	189	7909	821	10529	0.011047	0.000294
158	06/10	0.8314	191	6895	821	8459	0.011341	-0.001466
159	07/10	0.8212	178	4897	808	6104	0.009874	-0.000534

Tabla 017: Intercambiador 211E1  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido caliente: KEROSENE -----  
 (lado de los tubos)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (°R)	Número de Reynolds	Rf (hr·ft <sup>2</sup> ·°F/BTU)	dRf/d0 (hr·ft <sup>2</sup> ·°F/BTU/día)
160	08/10	0.8236	181	4867	810	5911	0.009340	0.001419
161	09/10	0.8232	180	5146	810	6418	0.010759	-0.000702
162	10/10	0.8280	187	6109	816	7544	0.010057	0.001218
163	11/10	0.8251	183	6388	814	8319	0.011275	-0.000608
164	12/10	0.8241	181	6134	816	8051	0.010667	0.000520
165	13/10	0.8265	184	6695	816	8709	0.011187	-0.000630
166	14/10	0.8324	193	8061	825	10447	0.010557	0.000701
167	15/10	0.8324	193	8365	823	10828	0.011258	0.000605
168	16/10	0.8265	184	6008	812	7465	0.011863	-0.001397
169	17/10	0.8241	181	5780	808	7270	0.010467	0.000445
170	18/10	0.8270	185	5983	808	7291	0.010912	-0.000218
171	19/10	0.8265	184	6084	810	7525	0.010693	-0.000908
174	22/10	0.8265	184	5780	814	7008	0.010752	-0.000633
175	23/10	0.8265	184	5475	814	6606	0.010118	0.000263
176	24/10	0.8256	183	6185	814	7854	0.010381	-0.001244
177	25/10	0.8275	186	6058	817	7603	0.009138	0.001171
178	26/10	0.8251	183	5881	817	7498	0.010309	0.000447
179	27/10	0.8256	183	5932	819	7568	0.010755	-0.001186
180	28/10	0.8246	182	6007	819	7853	0.009569	0.001880
181	29/10	0.8270	185	5586	817	6866	0.011449	-0.001381
182	30/10	0.8251	183	5475	812	6897	0.010069	-0.000277

Tabla 018: Intercambiador 211E3 A/B/C  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido frío: CRUDO -----  
 (lado de los tubos)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Sales (lbs/MB)	Agua y Sedimentos (ZV)	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (*R)	Número de Reynolds
5	06/05	0.9182	358	8.6	0.05	66400	1544	592
6	07/05	0.9147	354	7.3	0.05	68914	1799	594
7	08/05	0.9188	358	5.6	0.05	66053	1491	591
8	09/05	0.9218	361	10.6	0.05	66667	1356	587
9	10/05	0.9206	360	9.1	0.05	64600	1415	591
13	14/05	0.9206	360	14.0	0.05	70933	1136	576
14	15/05	0.9200	361	19.0	0.05	72000	1190	576
15	16/05	0.9236	363	15.0	0.20	72000	1130	578
17	18/05	0.9248	361	32.0	0.30	72000	1108	580
25	26/05	0.9082	347	11.8	0.05	70333	1836	583
28	29/05	0.9159	357	7.5	0.10	70400	1428	582
32	02/06	0.9188	358	8.1	0.60	70400	1355	580
33	03/06	0.9194	359	11.5	0.50	70400	1350	583
34	04/06	0.9200	361	11.2	0.70	70400	1352	585
36	06/06	0.9206	360	8.8	0.50	70400	1149	578
37	07/06	0.9206	360	6.4	0.60	70400	1167	578
40	10/06	0.9188	358	11.4	0.50	70400	1273	580
42	12/06	0.9188	358	8.4	0.50	70400	1223	578
43	13/06	0.9176	357	6.8	0.50	70400	1326	580
44	14/06	0.9194	359	8.6	0.60	70400	1294	582
46	16/06	0.9182	358	12.1	0.05	70400	1293	580
47	17/06	0.9206	360	14.9	2.50	70400	1264	582
49	19/06	0.9188	358	7.8	0.05	70400	1135	573
50	20/06	0.9182	358	6.3	0.05	70400	1199	574
55	25/06	0.9200	361	10.3	0.05	70400	1255	580
56	26/06	0.9200	361	12.2	0.15	70400	1247	580
59	29/06	0.9200	361	9.1	0.05	70400	1320	583
75	15/07	0.9170	358	9.1	0.23	70400	1128	571
76	16/07	0.9170	358	27.3	0.20	70400	1157	573
77	17/07	0.9153	356	20.0	0.05	70400	1259	574
80	20/07	0.9159	357	11.9	0.10	70400	1253	574
81	21/07	0.9135	354	12.7	0.05	70400	1325	573
82	22/07	0.9141	355	10.1	0.05	70400	1170	567
83	23/07	0.9165	356	11.0	0.05	70400	1091	567
84	24/07	0.9111	352	10.5	0.05	70400	1475	574
85	25/07	0.9129	354	10.8	0.05	70400	1453	574
86	26/07	0.9111	352	28.4	0.75	70400	1422	576
88	28/07	0.9111	352	8.5	0.05	66667	1515	580
89	29/07	0.9176	357	11.5	0.05	70400	1532	576
92	01-Ago-86	0.9153	356	11.9	0.12	70400	1147	569
97	06/08	0.9147	354	7.6	0.05	70400	1192	569
98	07/08	0.9117	351	9.6	0.07	70400	1324	569
99	08/08	0.9147	354	17.3	0.15	70400	1231	571
100	09/08	0.9147	354	17.1	0.18	70400	1220	571
101	10/08	0.9135	354	15.6	0.10	70400	1311	573
102	11/08	0.9153	356	13.2	0.15	70400	1233	573
103	12/08	0.9153	356	10.3	0.07	72000	1218	571
104	13/08	0.9153	356	9.2	0.07	72000	1315	574
113	22/08	0.9182	358	14.9	0.10	72000	1199	573
114	23/08	0.9176	357	9.9	0.05	72000	1255	574
117	26/08	0.9129	354	8.7	0.05	75200	1507	573
118	27/08	0.9141	355	9.2	0.05	75200	1394	571
120	29/08	0.9159	357	12.7	0.15	75200	1346	573
121	30/08	0.9188	358	14.7	0.25	75200	1203	573
122	31/08	0.9188	358	23.5	0.30	77300	1170	571
123	01-Sep-86	0.9188	358	20.9	0.15	75200	1252	574
125	03/09	0.9170	358	19.2	0.27	75200	1370	576
128	06/09	0.9153	356	36.3	0.35	75200	1274	571
133	11/09	0.9123	353	16.3	0.18	72200	1321	567
134	12/09	0.9135	354	16.1	0.15	75200	1258	565
135	13/09	0.9147	354	11.7	0.12	75200	1333	571

Tabla 018: Intercambiador 211E3 A/B/C  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido frío: CRUDO -----  
 (lado de los tubos)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Sales (lbs/MB)	Agua y Sedimentos (%)	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (°R)	Número de Reynolds
136	14/09	0.9147	354	11.1	0.13	75000	1373	573
137	15/09	0.9153	356	9.0	0.05	75200	1342	573
153	01-Oct-86	0.9117	351	12.3	0.22	72000	1435	571
154	02/10	0.9123	353	11.0	0.10	72000	1668	580
155	03/10	0.9135	354	9.9	0.10	72000	1807	585
156	04/10	0.9135	354	10.0	0.05	72000	1763	585
157	05/10	0.9153	356	8.2	0.08	72000	1717	585
159	07/10	0.9141	355	7.8	0.05	74080	1372	571
160	08/10	0.9159	357	8.4	0.07	74400	1325	573
165	13/10	0.9188	358	8.9	0.11	74400	1409	580
166	14/10	0.9170	358	10.8	0.05	74400	1655	585
167	15/10	0.9188	358	9.5	0.07	74400	1464	582
168	16/10	0.9182	358	10.4	0.06	74400	1339	576
169	17/10	0.9176	357	10.8	0.13	74400	1336	574
170	18/10	0.9176	357	16.7	0.10	75066	1343	574
171	19/10	0.9165	356	9.0	0.16	75200	1425	576
173	21/10	0.9170	358	15.9	0.18	75200	1176	569
174	22/10	0.9165	356	12.9	0.16	75100	1312	573
175	23/10	0.9170	358	13.8	0.13	75700	1288	573
176	24/10	0.9165	356	9.9	0.07	75200	1441	578
177	25/10	0.9170	358	11.8	0.10	75200	1425	578
178	26/10	0.9170	358	17.6	0.13	75200	1468	580
179	27/10	0.9170	358	10.8	0.17	75200	1468	580
182	30/10	0.9188	358	14.4	0.17	78200	1457	582
184	01-Nov-86	0.9194	359	10.4	0.10	75200	1349	580
188	05/11	0.9147	354	8.9	0.13	73600	1341	573
189	06/11	0.9147	354	8.2	0.06	77400	1401	573
196	13/11	0.9194	359	11.2	0.10	73933	1073	569
198	15/11	0.9194	359	10.7	0.05	73600	1150	571
200	17/11	0.9212	361	14.3	0.10	73600	1043	569
201	18/11	0.9206	360	11.7	0.15	73600	1268	576
204	21/11	0.9206	360	11.4	0.12	71100	1265	578
205	22/11	0.9212	361	13.0	0.15	73600	1369	582

Tabla 01B: Intercambiador 211E3 A/B/C  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido caliente: CRUDO REDUCIDO -----  
 (lado de la coraza)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (°R)	Número de Reynolds	Rf (hr·ft <sup>2</sup> ·°F/BTU)	dRf/dθ (hr·ft <sup>2</sup> ·°F/BTU/día)
5	06/05	0.9840	518	35350	872	372	0.001314	0.001717
6	07/05	0.9813	506	36050	873	543	0.003030	-0.000642
7	08/05	0.9813	515	38833	864	503	0.002389	-0.000653
8	09/05	0.9813	503	40583	872	680	0.001736	0.000888
9	10/05	0.9786	503	40083	858	680	0.002624	-0.000781
13	14/05	0.9868	511	41833	861	372	0.003982	-0.000840
14	15/05	0.9840	505	42583	867	542	0.003142	0.000010
15	16/05	0.9888	508	43666	866	367	0.003152	0.000072
17	18/05	0.9965	513	42500	863	126	0.001271	0.000591
25	26/05	0.9759	486	39417	857	876	0.002358	0.000054
28	29/05	0.9765	473	43667	851	1096	0.002726	0.000822
32	02/06	0.9826	498	41833	859	586	0.004323	-0.000698
33	03/06	0.9813	509	42000	861	596	0.003625	-0.000687
34	04/06	0.9868	517	41000	859	353	0.002939	-0.000124
36	06/06	0.9902	509	40416	859	266	0.003579	-0.000527
37	07/06	0.9861	502	43000	854	459	0.003051	-0.000678
40	10/06	0.9799	477	42233	856	831	0.003887	0.000987
42	12/06	0.9792	490	43000	851	748	0.003256	0.000382
43	13/06	0.9786	482	42833	858	931	0.003638	-0.000672
44	14/06	0.9806	476	42500	854	820	0.002966	0.001438
46	16/06	0.9826	486	42417	857	695	0.002773	-0.000227
47	17/06	0.9861	481	41833	861	580	0.002545	0.000181
49	19/06	0.9786	494	42525	865	771	0.003633	-0.000841
50	20/06	0.9799	498	42000	869	788	0.002791	0.000056
55	25/06	0.9902	506	40542	875	318	0.002176	-0.000575
56	26/06	0.9923	506	39667	877	258	0.001601	0.000371
59	29/06	0.9923	509	39667	872	244	0.002484	-0.000202
75	15/07	0.9765	485	42500	857	953	0.006656	-0.001073
76	16/07	0.9786	482	41833	856	872	0.005583	-0.000070
77	17/07	0.9786	482	41850	856	872	0.005513	-0.001523
80	20/07	0.9752	475	42083	857	1089	0.006538	-0.000849
81	21/07	0.9646	469	43633	856	1714	0.005689	0.000779
82	22/07	0.9646	469	43772	855	1669	0.006469	-0.000182
83	23/07	0.9732	475	43166	861	1295	0.006287	-0.001438
84	24/07	0.9698	500	40295	870	1075	0.004849	-0.001890
85	25/07	0.9779	495	39975	869	839	0.002959	-0.000327
86	26/07	0.9792	484	39667	871	857	0.002632	0.000019
88	28/07	0.9759	489	38167	868	897	0.000179	0.000567
89	29/07	0.9738	485	40217	873	1117	0.000746	0.001192
92	01-Ago-86	0.9732	480	41333	859	1083	0.009560	-0.002097
97	06/08	0.9725	487	41666	866	1135	0.002960	-0.000708
98	07/08	0.9705	496	41000	872	1189	0.002252	0.000334
99	08/08	0.9752	490	41250	867	1039	0.002586	-0.001008
100	09/08	0.9759	495	41167	866	893	0.001578	0.000343
101	10/08	0.9772	499	40333	870	817	0.001921	0.000279
102	11/08	0.9799	498	40167	868	704	0.002199	-0.001123
103	12/08	0.9813	500	41167	871	706	0.001076	0.000262
104	13/08	0.9786	494	41708	871	858	0.001338	0.000422
113	22/08	0.9861	502	42417	884	555	0.000245	0.000330
114	23/08	0.9840	502	42016	881	622	0.000576	-0.000177
117	26/08	0.9752	487	43167	898	1439	0.001446	0.000331
118	27/08	0.9765	485	43833	893	1357	0.001777	-0.000224
120	29/08	0.9813	506	43583	891	870	0.000640	0.000031
121	30/08	0.9874	504	43833	880	526	0.000671	0.001043
122	31/08	0.9847	498	44750	874	620	0.001714	-0.000328
123	01-Sep-86	0.9820	499	45250	874	799	0.001386	0.000544
125	03/09	0.9772	493	46083	873	1116	0.000667	0.001335
128	06/09	0.9752	478	45667	864	1285	0.002783	0.000654
133	11/09	0.9738	479	44350	880	1463	0.002830	-0.000028
134	12/09	0.9705	493	45333	880	1477	0.002801	-0.000346
135	13/09	0.9786	485	43916	884	1122	0.002455	-0.000511

Tabla 01B: Intercambiador 211E3 A/B/C  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido caliente: CRUDO REDUCIDO -----  
 (lado de la coraza)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (°R)	Número de Reynolds	Rf (hr·ft <sup>2</sup> ·°F/BTU)	dRf/dθ (hr·ft <sup>2</sup> ·°F/BTU/día)
136	14/09	0.9799	498	43333	885	928	0.001944	-0.000045
137	15/09	0.9786	500	44416	878	968	0.001899	-0.000199
153	01-Oct-86	0.9718	479	43266	876	1468	0.004962	0.000021
154	02/10	0.9725	473	43639	877	1572	0.004983	-0.000401
155	03/10	0.9554	496	43566	879	1927	0.004583	0.000150
156	04/10	0.9752	484	43300	878	1280	0.004732	-0.000483
157	05/10	0.9765	470	44758	884	1507	0.004249	0.000737
159	07/10	0.9745	490	44550	880	1300	0.006133	-0.001500
160	08/10	0.9779	486	45208	873	1124	0.004633	0.000473
165	13/10	0.9792	484	46750	870	1131	0.005354	-0.000345
166	14/10	0.9745	482	46833	875	1436	0.005009	0.000549
167	15/10	0.9786	485	46041	874	1090	0.005558	-0.000106
168	16/10	0.9806	485	45500	875	1030	0.005453	0.000524
169	17/10	0.9765	479	46075	878	1329	0.005977	-0.000255
170	18/10	0.9779	480	46583	877	1298	0.005722	0.000281
171	19/10	0.9759	483	46166	875	1300	0.006003	-0.000834
173	21/10	0.9806	488	44833	867	844	0.006899	-0.000229
174	22/10	0.9732	492	45000	871	1236	0.006670	-0.000463
175	23/10	0.9813	490	44700	875	862	0.006207	-0.000161
176	24/10	0.9826	492	42516	880	753	0.006046	-0.000162
177	25/10	0.9826	498	43833	878	747	0.005884	0.000517
178	26/10	0.9820	496	43816	876	773	0.006401	-0.000043
179	27/10	0.9820	496	44150	875	803	0.006358	-0.000515
182	30/10	0.9874	497	43750	873	476	0.007348	0.000099
184	01-Nov-86	0.9854	497	44583	859	538	0.010953	-0.000639
188	05/11	0.9752	484	45712	857	1068	0.010271	-0.002246
189	06/11	0.9759	480	44833	868	1154	0.008025	0.000745
196	13/11	0.9820	496	42833	858	619	0.013611	-0.001695
198	15/11	0.9792	487	45166	864	906	0.013004	-0.001740
200	17/11	0.9854	491	44583	862	582	0.011992	-0.001248
201	18/11	0.9806	488	45800	871	916	0.010744	-0.000540
204	21/11	0.9854	491	44916	867	631	0.011655	-0.001454
205	22/11	0.9826	486	44833	870	795	0.010201	0.000569

Tabla 019: Intercambiador 211E7  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido frío: CRUDO -----  
 (lado de la coraza)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Sales (lbs/MB)	Agua y Sedimentos (ZV)	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (°F)	Número de Reynolds
1	02-May-86	0.9170	358	19.0	0.60	64800	754	7703
2	03/05	0.9182	358	7.5	0.40	66133	760	8178
6	07/05	0.9147	354	6.8	0.30	68914	758	8877
7	08/05	0.9188	358	3.8	0.90	66053	754	7899
8	09/05	0.9218	361	9.8	0.60	66667	758	7892
9	10/05	0.9206	360	9.1	0.60	64600	756	7701
16	17/05	0.9236	363	7.5	0.70	72000	726	6414
17	18/05	0.9248	361	8.2	0.90	72000	727	6423
20	21/05	0.9071	345	7.5	0.50	68000	763	10301
21	22/05	0.9065	345	10.0	0.50	68000	756	9998
24	25/05	0.9053	343	7.4	0.40	70333	747	9798
26	27/05	0.9141	355	8.8	0.60	70400	731	7383
31	01-Jun-86	0.9200	361	9.5	0.10	70400	731	6803
38	08/06	0.9200	361	8.6	0.20	70400	731	6795
39	09/06	0.9188	358	8.6	0.05	70400	731	6873
40	10/06	0.9188	358	10.2	0.05	70400	724	6455
42	12/06	0.9188	358	7.5	0.05	70400	726	6551
53	23/06	0.9182	358	8.2	0.50	70400	740	7617
54	24/06	0.9194	359	8.8	0.60	70400	735	7115
55	25/06	0.9200	361	7.7	0.60	70400	740	7486
59	29/06	0.9200	361	5.6	0.70	70400	742	7353
60	30/06	0.9194	359	6.2	0.70	70400	740	7341
64	04/07	0.9165	356	6.2	0.60	70400	727	6888
73	13/07	0.9106	351	7.5	0.80	70400	722	7310
75	15/07	0.9170	358	6.2	0.90	70400	715	6152
81	21/07	0.9135	354	8.8	0.80	70400	715	6428
82	22/07	0.9141	355	11.0	1.50	70400	713	6294
86	26/07	0.9129	354	10.6	0.60	70400	745	8471
87	27/07	0.9111	350	8.6	0.60	70400	753	9223
88	28/07	0.9117	351	5.9	0.80	66667	742	7924
90	30/07	0.9176	357	15.0	0.90	70400	736	7405
92	01-Ago-86	0.9153	356	11.8	0.60	70400	718	6540
93	02/08	0.9147	354	8.2	1.10	70400	715	6422
94	03/08	0.9147	354	9.1	0.80	70400	717	6578
98	07/08	0.9117	351	8.7	0.10	70400	736	8144
99	08/08	0.9147	354	23.0	0.30	70400	733	7591
100	09/08	0.9147	354	10.0	0.60	70400	736	7800
101	10/08	0.9135	354	11.8	0.60	70400	742	8300
108	17/08	0.9094	348	19.0	0.60	72000	740	8927
109	18/08	0.9076	346	15.0	0.60	72000	753	9803
110	19/08	0.9071	345	7.5	0.10	72000	774	11679
117	26/08	0.9129	354	9.5	0.10	75200	740	8771
119	28/08	0.9141	355	10.0	0.10	75200	756	9804
120	29/08	0.9159	357	11.8	0.10	75200	753	9296
121	30/08	0.9188	358	17.0	0.30	75200	740	7964
123	01-Sep-86	0.9188	358	15.0	0.20	75200	736	7597
124	02/09	0.9147	354	19.0	0.20	75200	738	8143
129	07/09	0.9141	355	32.0	0.50	75200	722	7222
130	08/09	0.9111	352	23.0	0.30	75200	735	8512
136	14/09	0.9147	354	12.2	0.20	75000	751	9278
138	16/09	0.9147	354	10.6	0.10	75200	749	9106
141	19/09	0.9147	354	12.0	0.10	75200	742	8326
142	20/09	0.9153	356	14.2	0.30	75200	742	8280
145	23/09	0.9153	356	21.0	0.50	72800	736	7875
146	24/09	0.9159	357	7.2	0.40	74933	740	8260
147	25/09	0.9153	356	5.8	0.60	75200	742	8509
148	26/09	0.9129	354	6.0	0.50	75200	745	9123
149	27/09	0.9111	352	8.8	0.50	74400	738	8710
150	28/09	0.9141	355	9.7	0.50	75200	735	8176
151	29/09	0.9147	354	8.6	0.10	72000	735	7735
155	03/10	0.9135	354	10.8	0.40	72000	742	8058

Tabla 019: Intercambiador 211E7  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido frío: CRUDO -----  
 (lado de la coraza)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Sales (lbs/MB)	Agua y Sedimentos (%V)	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (°R)	Número de Reynolds
156	04/10	0.9135	354	7.0	0.40	72000	744	8199
158	06/10	0.9141	355	8.5	0.40	73066	736	7801
159	07/10	0.9141	355	7.0	0.50	74080	731	7822
160	08/10	0.9159	357	7.7	0.40	74400	735	7762
162	10/10	0.9153	356	10.0	0.80	74400	747	8732
166	14/10	0.9170	358	10.1	0.40	74400	731	7193
169	17/10	0.9176	357	11.0	0.50	74400	727	7098
171	19/10	0.9165	356	8.8	0.50	75200	727	7293
172	20/10	0.9165	356	9.0	0.50	75200	733	7681
175	23/10	0.9170	358	15.0	0.65	75700	733	7760
176	24/10	0.9165	356	10.2	0.60	75200	742	8400
178	26/10	0.9170	358	11.0	0.50	75200	744	8397
179	27/10	0.9170	358	12.6	0.50	75200	742	8303
180	28/10	0.9176	357	14.6	0.40	75200	747	8618
181	29/10	0.9194	359	12.6	0.60	75200	740	7934
204	21/11	0.9206	360	9.1	0.40	71100	729	6682
193	10/11	0.9176	357	8.2	0.40	73600	727	7169
198	15/11	0.9194	359	9.8	0.50	73600	717	6222
208	25/11	0.9094	348	10	0.40	61200	751	7981
216	03/12	0.9212	361	8.6	0.50	73600	718	5995
219	06/12	0.9182	358	6.5	0.40	73600	713	5956
220	07/12	0.9176	357	6.8	0.20	73600	715	6122

Tabla 019: Intercambiador 211E7  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido caliente: DIESEL -----  
 (lado de los tubos)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (*R)	Número de Reynolds	Rf (hr·ft <sup>2</sup> ·*F/BTU)	dRf/dD (hr·ft <sup>2</sup> ·*F/BTU/día)
1	02-May-86	0.8718	260	10583	956	19962	0.00199	-0.00052
2	03/05	0.8729	262	12568	954	21879	0.00147	-0.00031
6	07/05	0.8708	256	12673	974	23913	0.00118	-0.00051
7	08/05	0.8735	263	12720	981	24926	0.00067	-0.00018
8	09/05	0.8692	254	13087	974	26036	0.00049	-0.00024
9	10/05	0.8713	257	12903	983	25144	0.00025	0.00027
16	17/05	0.8654	247	15221	965	27499	0.00088	0.00004
17	18/05	0.8713	257	14991	969	27719	0.00092	0.00001
20	21/05	0.8713	257	12684	965	25497	0.00082	0.00018
21	22/05	0.8692	254	13833	967	26376	0.00100	-0.00013
24	25/05	0.8676	251	12668	967	22958	0.00047	0.00014
26	27/05	0.8697	254	13366	967	21906	0.00025	0.00105
31	01-Jun-86	0.8697	254	13704	967	23947	0.00119	-0.00037
38	08/06	0.8702	255	13492	969	23974	0.00075	0.00009
39	09/06	0.8692	254	12937	970	22960	0.00084	-0.00016
40	10/06	0.8702	255	12707	976	22465	0.00068	0.00018
42	12/06	0.8681	252	12684	974	22478	0.00037	-0.00027
53	23/06	0.8686	253	14469	978	27597	0.00003	0.00044
54	24/06	0.8597	235	13908	974	25107	0.00047	0.00013
55	25/06	0.8686	253	15202	976	29458	0.00060	-0.00044
59	29/06	0.8735	263	11597	981	20384	0.00006	0.00033
60	30/06	0.8724	261	12767	969	24800	0.00039	-0.00017
64	04/07	0.8665	249	13185	965	23330	0.00055	0.00002
73	13/07	0.8665	249	14217	961	25788	0.00069	-0.00023
75	15/07	0.8670	250	14228	960	24933	0.00159	-0.00058
81	21/07	0.8676	251	12994	961	21911	0.00066	-0.00013
82	22/07	0.8628	241	13586	960	21475	0.00053	-0.00003
86	26/07	0.8686	253	13284	972	24779	0.00068	-0.00028
87	27/07	0.8708	256	13120	978	25570	0.00039	-0.00018
88	28/07	0.8697	254	12436	969	21730	0.00021	0.00040
90	30/07	0.8660	248	14463	965	28854	0.00186	-0.00069
92	01-Ago-86	0.8639	244	14065	965	22935	0.00066	-0.00002
93	02/08	0.8665	249	14444	965	24342	0.00064	0.00046
94	03/08	0.8665	249	15050	967	25606	0.00111	0.00050
98	07/08	0.8660	248	14836	969	26872	0.00113	-0.00044
99	08/08	0.8670	250	15127	974	26514	0.00069	-0.00005
100	09/08	0.8665	249	15025	972	26690	0.00064	-0.00020
101	10/08	0.8676	251	15153	972	28245	0.00044	-0.00005
108	17/08	0.8644	245	15055	970	27947	0.00134	-0.00011
109	18/08	0.8692	254	10588	978	18584	0.00124	0.00074
110	19/08	0.8718	260	11288	988	21311	0.00197	-0.00013
117	26/08	0.8660	248	15410	974	28688	0.00208	-0.00072
119	28/08	0.8665	249	15718	979	30616	0.00159	-0.00008
120	29/08	0.8676	251	15696	978	31204	0.00150	-0.00042
121	30/08	0.8692	254	14857	963	28055	0.00108	0.00015
123	01-Sep-86	0.8686	253	13348	956	24220	0.00210	-0.00052
124	02/09	0.8686	253	12274	965	21997	0.00158	0.00039
129	07/09	0.8654	247	13405	963	23002	0.00179	0.00060
130	08/09	0.8644	245	13938	969	24803	0.00239	-0.00044
136	14/09	0.8649	246	15711	972	29917	0.00165	-0.00036
138	16/09	0.8676	251	14802	972	28152	0.00215	-0.00066
141	19/09	0.8697	254	11322	967	19622	0.00131	-0.00024
142	20/09	0.8697	254	11636	969	20142	0.00108	0.00053
145	23/09	0.8681	252	14362	965	26529	0.00150	-0.00025
146	24/09	0.8676	251	14467	967	27226	0.00124	-0.00024
147	25/09	0.8676	251	14872	967	27746	0.00100	-0.00032
148	26/09	0.8697	254	15410	969	30622	0.00133	0.00026
149	27/09	0.8660	248	14541	965	25619	0.00159	-0.00002
150	28/09	0.8665	249	14721	970	27456	0.00157	0.00011
151	29/09	0.8660	248	13873	969	25085	0.00168	-0.00052
155	03/10	0.8649	246	9959	969	17236	0.00113	-0.00033

Tabla 019: Intercambiador 211E7  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido caliente: DIESEL -----  
 (lado de los tubos)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (*R)	Número de Reynolds	Rf (hr·ft <sup>2</sup> ·°F/BTU)	dRf/dO (hr·ft <sup>2</sup> ·°F/BTU/día)
156	04/10	0.8676	251	10232	969	17848	0.00080	0.00001
158	06/10	0.8649	246	10903	969	18721	0.00198	-0.00010
159	07/10	0.8654	247	14769	967	26900	0.00188	-0.00023
160	08/10	0.8628	241	13511	961	25638	0.00165	-0.00010
162	10/10	0.8676	249	13940	967	27688	0.00229	-0.00019
166	14/10	0.8681	252	10438	965	18010	0.00260	-0.00007
169	17/10	0.8681	252	13226	963	23658	0.00280	-0.00063
171	19/10	0.8670	250	13115	967	22604	0.00271	0.00032
172	20/10	0.8681	252	13556	969	23931	0.00304	-0.00003
175	23/10	0.8654	247	14722	972	27177	0.00310	-0.00010
176	24/10	0.8686	253	14793	976	27248	0.00300	-0.00011
178	26/10	0.8670	250	14157	974	26149	0.00340	-0.00044
179	27/10	0.8708	256	14407	976	27861	0.00296	-0.00039
180	28/10	0.8686	253	14641	976	27857	0.00257	0.00015
181	29/10	0.8681	252	14642	974	27845	0.00271	-0.00010
204	21/11	0.8654	247	13581	963	25485	0.00286	-0.00071
193	10/11	0.8702	255	14140	981	25263	0.01333	-0.00019
198	15/11	0.8697	254	13036	969	22146	0.01844	-0.00070
208	25/11	0.8724	261	9635	969	16726	0.00243	0.00043
216	03/12	0.8676	251	10804	960	18449	0.00142	-0.00010
219	06/12	0.8665	249	11053	961	17739	0.00188	0.00086
220	07/12	0.8676	251	11056	963	19039	0.00274	-0.00109

Tabla 020: Intercambiador 211E9 A/B/C  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido frío: CRUDO -----  
 (lado de los tubos)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Sales (lbs/M8)	Acua y Sedimentos (XV)	Flujo (BFD)	Temp. de entrada (*R)	Número de Reynolds
1	02-May-86	0.9170	358	19.0	0.60	64800	819	19476
2	03/05	0.9182	358	7.5	0.40	66133	832	20529
7	08/05	0.9188	358	3.8	0.90	66053	819	19723
10	11/05	0.9182	358	7.5	0.50	65600	812	19166
11	12/05	0.9036	338	5.2	0.50	65600	826	25176
12	13/05	0.9165	356	5.9	0.60	65766	823	20436
13	14/05	0.9206	360	12.0	0.60	70933	814	20054
14	15/05	0.9200	361	15.0	0.80	72000	816	20689
20	21/05	0.9071	345	7.5	0.50	68000	835	24158
21	22/05	0.9065	345	10.0	0.50	68000	835	24247
22	23/05	0.9053	343	10.2	0.50	70466	834	25398
23	24/05	0.9088	349	5.4	0.40	70133	830	23697
24	25/05	0.9053	343	7.4	0.40	70400	819	24417
25	26/05	0.9082	347	8.8	0.70	70333	814	22799
26	27/05	0.9141	355	8.8	0.60	70400	808	20565
27	28/05	0.9182	358	7.2	0.60	70400	803	19765
28	29/05	0.9159	357	6.8	0.50	70400	799	19844
29	30/05	0.9188	358	8.6	0.50	70400	796	18735
30	31/05	0.9182	358	14.2	0.70	70400	796	18870
31	01-Jun-86	0.9200	361	9.5	0.10	70400	807	19150
32	02/06	0.9188	358	7.7	0.05	70400	807	19475
33	03/06	0.9194	359	8.6	0.05	70400	810	19809
34	04/06	0.9200	361	8.6	0.07	70400	814	19774
36	06/06	0.9206	360	9.1	0.05	70400	807	18723
37	07/06	0.9206	360	6.8	0.05	70400	799	18368
39	09/06	0.9188	358	8.6	0.05	70400	805	19027
40	10/06	0.9188	358	10.2	0.05	70400	801	19008
41	11/06	0.9176	357	11.8	0.10	70400	801	19422
42	12/06	0.9188	358	7.5	0.05	70400	796	18735
43	13/06	0.9176	357	7.5	0.05	70400	796	18870
44	14/06	0.9194	359	7.7	0.05	70400	798	18542
45	15/06	0.9165	356	7.5	0.05	70400	799	19572
46	16/06	0.9182	358	9.8	0.60	70400	799	18932
48	18/06	0.9182	358	7.5	0.60	70400	807	19793
49	19/06	0.9188	358	7.5	0.50	70400	803	19393
50	20/06	0.9182	358	6.8	0.60	70400	810	20172
53	23/06	0.9182	358	8.2	0.50	70400	816	20401
54	24/06	0.9194	359	8.8	0.60	70400	812	19969
55	25/06	0.9200	361	7.7	0.60	70400	817	20034
57	27/06	0.9200	361	9.1	0.70	70400	821	20202
58	28/06	0.9200	361	7.7	0.60	70400	821	20199
59	29/06	0.9200	361	5.6	0.70	70400	821	20218
60	30/06	0.9194	359	6.2	0.70	70400	814	19942
61	01-Jul-86	0.9176	357	7.5	0.60	70400	814	20228
63	03/07	0.9206	360	11.8	0.80	69567	808	18792
69	09/07	0.9170	358	8.2	0.90	70400	794	18883
70	10/07	0.9176	357	8.2	0.90	70400	792	18564
71	11/07	0.9182	358	8.2	0.70	70400	799	18846
72	12/07	0.9165	356	11.8	0.60	70400	810	20260
73	13/07	0.9106	351	7.5	0.80	70400	803	21202
74	14/07	0.9176	357	10.2	0.90	70400	792	18529
75	15/07	0.9170	358	6.2	0.90	70400	794	18857
76	16/07	0.9170	358	15.0	0.80	70400	796	18828
77	17/07	0.9153	356	13.4	1.20	70400	801	19765
78	18/07	0.9147	354	8.5	0.80	70400	805	20232
79	19/07	0.9141	355	7.7	0.80	70400	808	20651
80	20/07	0.9159	357	9.1	1.00	70400	796	19293
81	21/07	0.9135	354	8.8	0.80	70400	792	19795
82	22/07	0.9141	355	11.0	1.50	70400	789	19374
83	23/07	0.9165	356	9.1	1.00	70400	794	19045
84	24/07	0.9111	352	8.2	0.70	70400	812	22028

Tabla 020: Intercambiador 211E9 A/B/C  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido frío: CRUDO -----  
 (lado de los tubos)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Sales (lbs/MB)	Agua y Sedimentos (%V)	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (°R)	Número de Reynolds
85	25/07	0.9129	354	8.2	0.70	70400	825	23045
86	26/07	0.9111	352	10.6	0.60	70400	826	22672
87	27/07	0.9117	351	8.6	0.60	70400	834	23960
90	30/07	0.9170	358	15.0	0.90	70400	819	21039
93	02/08	0.9147	354	8.2	1.10	70400	803	20392
94	03/08	0.9147	354	9.1	0.80	70400	807	20680
95	04/08	0.9153	356	9.1	0.70	70400	812	21060
96	05/08	0.9147	354	11.0	0.10	70400	821	22275
97	06/08	0.9147	354	6.8	0.70	70400	823	22399
98	07/08	0.9117	351	8.7	0.10	70400	830	23898
99	08/08	0.9147	354	23.0	0.30	70400	826	22709
100	09/08	0.9147	354	10.0	0.60	70400	826	22634
101	10/08	0.9135	354	11.8	0.60	70400	832	23363
102	11/08	0.9153	356	11.0	0.70	70400	830	22678
103	12/08	0.9153	356	10.2	0.60	72000	828	22944
106	15/08	0.9236	363	15.0	0.60	72000	828	20992
107	16/08	0.9141	355	12.0	0.60	72000	834	24166
108	17/08	0.9094	348	19.0	0.60	72000	832	25300
111	20/08	0.9159	357	15.0	0.40	72000	852	25047
115	24/08	0.9182	358	15.0	0.20	72000	835	22813
116	25/08	0.9111	352	21.0	0.20	74300	835	25797
117	26/08	0.9129	354	9.5	0.10	75200	848	27229
118	27/08	0.9141	355	12.0	0.10	75200	844	26520
119	28/08	0.9141	355	10.0	0.10	75200	839	25885
122	31/08	0.9188	358	27.0	0.60	77300	810	21380
123	01-Sep-86	0.9188	358	15.0	0.20	75200	819	22018
124	02/09	0.9147	354	19.0	0.20	75200	816	22861
125	03/09	0.9170	358	19.0	0.40	75200	812	21902
126	04/09	0.9182	358	23.0	0.30	75200	814	21526
127	05/09	0.9106	351	13.8	0.10	75200	825	24687
128	06/09	0.9153	356	27.0	0.40	75200	801	21303
129	07/09	0.9141	355	32.0	0.50	75200	801	21850
130	08/09	0.9111	352	23.0	0.30	75200	816	24157
131	09/09	0.9076	346	32.0	0.40	75200	848	28838
132	10/09	0.9123	353	23.0	0.40	75200	832	25458
133	11/09	0.9123	353	17.0	0.30	72200	826	24181
134	12/09	0.9135	354	12.2	0.20	75200	825	24183
135	13/09	0.9147	354	12.0	0.20	75200	834	24809
136	14/09	0.9147	354	12.2	0.20	75000	841	25486
137	15/09	0.9153	356	11.6	0.10	75200	830	24267
138	16/09	0.9147	354	10.6	0.10	75200	830	24170
139	17/09	0.9141	355	21.0	0.30	75200	826	24123
140	18/09	0.9141	355	11.0	0.10	75200	825	24146
141	19/09	0.9147	354	12.0	0.10	75200	826	24135
142	20/09	0.9153	356	14.2	0.30	75200	830	24224
143	21/09	0.9153	356	11.8	0.20	75200	830	24077
144	22/09	0.9159	357	13.8	0.20	75200	828	23698
145	23/09	0.9153	356	21.0	0.50	72800	823	22632
146	24/09	0.9159	357	7.2	0.40	74933	826	23541
147	25/09	0.9153	356	5.6	0.60	75200	826	23033
148	26/09	0.9111	350	6.0	0.50	75200	832	24803
149	27/09	0.9111	352	8.8	0.50	74400	826	24526
150	28/09	0.9141	355	9.7	0.50	75200	823	23572
151	29/09	0.9147	354	8.6	0.10	72000	823	22740
152	30/09	0.9129	354	9.5	0.40	72000	816	22514
153	01-Oct-86	0.9117	351	9.5	0.60	72000	817	23193
154	02/10	0.9123	353	10.2	0.50	72000	819	23232
155	03/10	0.9135	354	10.8	0.40	72000	821	23293
159	07/10	0.9141	355	7.0	0.50	74080	816	22926
162	10/10	0.9153	356	10.0	0.80	74400	826	23438
163	11/10	0.9153	356	11.0	0.50	74400	817	22715

Tabla 020: Intercambiador 211E9 A/B/C  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido frío: CRUDO -----  
 (lado de los tubos)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Sales (lbs/MB)	Agua y Sedimentos (%V)	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (°R)	Número de Reynolds
164	12/10	0.9188	358	11.4	0.60	74400	799	20295
165	13/10	0.9188	358	8.9	0.40	74400	799	20240
166	14/10	0.9170	358	10.1	0.40	74400	803	21166
167	15/10	0.9188	358	9.0	0.50	74400	805	20722
168	16/10	0.9182	358	7.5	0.50	74400	805	20755
169	17/10	0.9176	357	11.0	0.50	74400	801	20687
170	18/10	0.9176	357	11.4	0.50	75066	801	20860
171	19/10	0.9165	356	8.8	0.50	75200	801	21145
172	20/10	0.9165	356	9.0	0.50	75200	808	21876
173	21/10	0.9170	358	11.4	0.60	75200	808	21458
174	22/10	0.9165	356	9.1	0.50	75100	810	21972
175	23/10	0.9170	358	15.0	0.65	75700	810	21758
176	24/10	0.9165	356	10.2	0.60	75200	817	22300
177	25/10	0.9170	358	10.2	0.60	75200	817	22290
178	26/10	0.9170	358	11.0	0.50	75200	816	22118
179	27/10	0.9170	358	12.6	0.50	75200	814	21982
180	28/10	0.9176	357	14.6	0.40	75200	817	22181
181	29/10	0.9194	359	12.6	0.60	75200	812	21188

Tabla 020: Intercambiador 211E9 A/B/C  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido caliente: CRUDO REDUCIDO -----  
 (lado de la coraza)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (°R)	Número de Reynolds	Rf (hr-ft <sup>2</sup> ·°F/BTU)
1	02-May-86	0.9786	482	35100	1096	3503	0.00186
2	03/05	0.9868	514	35417	1098	1831	0.00055
7	08/05	0.9813	515	38833	1095	2824	0.00081
10	11/05	0.9806	504	39167	1095	3200	0.00145
11	12/05	0.9632	476	38333	1095	6530	0.00217
12	13/05	0.9847	480	38833	1095	3042	0.00135
13	14/05	0.9868	511	41833	1091	2157	0.00030
14	15/05	0.9840	505	42583	1089	2776	0.00258
20	21/05	0.9874	516	35833	1080	1568	0.00012
21	22/05	0.9895	504	35083	1080	1508	0.00049
22	23/05	0.9847	498	35500	1080	2164	0.00146
23	24/05	0.9874	470	37125	1078	2426	0.00152
24	25/05	0.9745	479	38667	1078	4494	0.00293
25	26/05	0.9759	486	39417	1078	4174	0.00268
26	27/05	0.9820	486	40083	1080	3157	0.00194
27	28/05	0.9779	483	42433	1093	4474	0.00171
28	29/05	0.9765	473	43667	1080	5001	0.00224
29	30/05	0.9752	484	42333	1080	4492	0.00262
30	31/05	0.9759	486	42583	1080	4400	0.00248
31	01-Jun-86	0.9854	500	41333	1080	2446	0.00155
32	02/06	0.9826	498	41833	1078	2942	0.00217
33	03/06	0.9813	509	42000	1082	3085	0.00215
34	04/06	0.9868	517	41000	1082	2031	0.00058
36	06/06	0.9902	509	40416	1077	1503	0.00075
37	07/06	0.9861	502	43000	1071	2384	0.00076
39	09/06	0.9868	495	41166	1073	2241	0.00146
40	10/06	0.9799	477	42233	1075	3799	0.00206
41	11/06	0.9765	488	42750	1077	4345	0.00195
42	12/06	0.9792	490	42333	1080	4492	0.00262
43	13/06	0.9786	482	42583	1080	4400	0.00248
44	14/06	0.9806	476	42500	1073	3728	0.00210
45	15/06	0.9732	480	43167	1075	5016	0.00274
46	16/06	0.9826	486	42417	1075	3239	0.00188
48	18/06	0.9799	495	42333	1082	3597	0.00247
49	19/06	0.9786	494	42525	1082	3797	0.00254
50	20/06	0.9799	498	42000	1086	3616	0.00299
53	23/06	0.9874	488	41067	1086	2394	0.00238
54	24/06	0.9868	457	41667	1087	3393	0.00288
55	25/06	0.9902	506	40542	1086	1593	0.00141
57	27/06	0.9923	509	39583	1086	1270	0.00123
58	28/06	0.9923	503	39583	1086	1285	0.00092
59	29/06	0.9923	509	39667	1086	1308	0.00125
60	30/06	0.9868	511	40703	1086	2100	0.00237
61	01-Jul-86	0.9874	504	40333	1084	2049	0.00271
63	03/07	0.9895	495	40417	1078	1813	0.00182
69	09/07	0.9745	479	42800	1075	4738	0.00310
70	10/07	0.9765	491	42750	1075	4139	0.00203
71	11/07	0.9820	492	41583	1075	3105	0.00216
72	12/07	0.9820	480	41750	1075	3515	0.00245
73	13/07	0.9738	485	40500	1080	4465	0.00319
74	14/07	0.9779	486	42333	1077	4022	0.00274
75	15/07	0.9765	485	42500	1077	4280	0.00259
76	16/07	0.9786	482	41833	1073	3942	0.00243
77	17/07	0.9786	482	41850	1075	4000	0.00241
78	18/07	0.9772	484	41517	1075	4203	0.00290
79	19/07	0.9765	488	40967	1075	4055	0.00300
80	20/07	0.9752	475	42083	1078	4734	0.00273
81	21/07	0.9646	469	43633	1075	6860	0.00304
82	22/07	0.9646	469	43772	1077	6796	0.00293
83	23/07	0.9732	475	43166	1073	5262	0.00292
84	24/07	0.9698	500	40925	1080	4819	0.00328

Tabla 020: Intercambiador 211E9 A/B/C  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido caliente: CRUDO REDUCIDO -----  
 (lado de la coraza)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (*R)	Número de Reynolds	Rf (hr·ft <sup>2</sup> ·°F/BTU)
85	25/07	0.9779	495	39975	1080	3884	0.00237
86	26/07	0.9792	484	39667	1080	4048	0.00302
87	27/07	0.9772	490	39500	1082	4133	0.00322
90	30/07	0.9806	485	41150	1086	3652	0.00200
93	02/08	0.9705	481	42300	1080	5553	0.00228
94	03/08	0.9712	480	42000	1080	5378	0.00259
95	04/08	0.9745	479	41500	1086	5025	0.00342
96	05/08	0.9718	485	42666	1086	5612	0.00295
97	06/08	0.9725	487	41666	1089	5267	0.00285
98	07/08	0.9705	496	41000	1089	5390	0.00335
99	08/08	0.9752	490	41250	1091	4888	0.00267
100	09/08	0.9759	495	41167	1089	4408	0.00262
101	10/08	0.9772	499	40333	1089	4031	0.00323
102	11/08	0.9799	498	40167	1091	3587	0.00356
103	12/08	0.9813	500	41167	1089	3450	0.00361
106	15/08	0.9916	486	42167	1091	1942	0.00213
107	16/08	0.9759	492	42800	1091	4841	0.00414
108	17/08	0.9725	487	41083	1091	5233	0.00400
111	20/08	0.9874	507	39667	1096	2173	0.00307
115	24/08	0.9840	502	41833	1084	2814	0.00374
116	25/08	0.9745	497	42833	1087	4962	0.00421
117	26/08	0.9752	487	43167	1100	5505	0.00441
118	27/08	0.9765	485	43833	1100	5369	0.00416
119	28/08	0.9752	490	44083	1096	5395	0.00426
122	31/08	0.9847	498	44750	1073	2683	0.00345
123	01-Sep-86	0.9820	499	45250	1075	3453	0.00285
124	02/09	0.9752	484	45583	1075	5196	0.00403
125	03/09	0.9772	493	46083	1075	4524	0.00357
126	04/09	0.9847	489	45000	1075	3154	0.00317
127	05/09	0.9738	474	42916	1073	5280	0.00397
128	06/09	0.9752	478	45667	1077	5240	0.00423
129	07/09	0.9692	471	46833	1077	6789	0.00421
130	08/09	0.9698	476	44733	1086	6391	0.00451
131	09/09	0.9738	488	42500	1089	5335	0.00361
132	10/09	0.9732	477	44250	1087	5880	0.00380
133	11/09	0.9738	479	44350	1089	5813	0.00383
134	12/09	0.9705	493	43916	1087	4439	0.00434
135	13/09	0.9786	485	43916	1087	4552	0.00391
136	14/09	0.9799	498	43333	1089	4026	0.00278
137	15/09	0.9786	500	44250	1080	4226	0.00347
138	16/09	0.9833	488	43716	1082	3543	0.00365
139	17/09	0.9772	490	44167	1082	4645	0.00367
140	18/09	0.9745	485	45533	1082	5437	0.00360
141	19/09	0.9772	487	45250	1084	4782	0.00349
142	20/09	0.9786	500	44416	1084	4212	0.00310
143	21/09	0.9820	499	43750	1084	3578	0.00310
144	22/09	0.9820	496	43566	1084	3530	0.00340
145	23/09	0.9813	506	42633	1084	3323	0.00292
146	24/09	0.9792	499	43200	1087	3849	0.00331
147	25/09	0.9868	495	42667	1086	2598	0.00296
148	26/09	0.9799	495	42333	1084	3663	0.00362
149	27/09	0.9820	486	41833	1086	3640	0.00368
150	28/09	0.9813	490	43166	1084	3548	0.00293
151	29/09	0.9786	491	42916	1086	4194	0.00305
152	30/09	0.9745	473	42500	1086	5353	0.00436
153	01-Oct-86	0.9718	479	43266	1086	5860	0.00392
154	02/10	0.9725	473	43639	1086	6045	0.00430
155	03/10	0.9554	496	43566	1086	7418	0.00434
159	07/10	0.9745	490	44550	1086	5169	0.00258
162	10/10	0.9820	492	43166	1084	3630	0.00269
163	11/10	0.9779	486	44216	1084	4540	0.00310

Tabla 020: Intercambiador 211E9 A/B/C  
 Datos Depurados Para la Determinación del Modelo

----- Fluido caliente: CRUDO REDUCIDO -----  
 (lado de la coraza)

Día	Fecha	Grav. Esp.	Peso Mol.	Flujo (BPD)	Temp. de entrada (°R)	Número de Reynolds	Rf (hr·ft <sup>2</sup> ·°F/BTU)
164	12/10	0.9779	480	47066	1078	4775	0.00268
165	13/10	0.9792	484	46750	1078	4520	0.00270
166	14/10	0.9745	482	46833	1082	5477	0.00307
167	15/10	0.9786	485	46041	1080	4379	0.00287
168	16/10	0.9806	485	45500	1080	4112	0.00203
169	17/10	0.9765	479	46075	1080	4981	0.00387
170	18/10	0.9779	480	46583	1080	4881	0.00405
171	19/10	0.9759	483	46166	1080	5007	0.00431
172	20/10	0.9759	486	45933	1082	4973	0.00346
173	21/10	0.9806	488	44833	1080	3792	0.00322
174	22/10	0.9732	492	45000	1082	5205	0.00368
175	23/10	0.9813	490	44700	1082	3663	0.00329
176	24/10	0.9826	492	42516	1084	3494	0.00417
177	25/10	0.9826	498	43833	1084	3253	0.00375
178	26/10	0.9820	496	43816	1084	3376	0.00371
179	27/10	0.9820	496	44150	1084	3496	0.00383
180	28/10	0.9833	494	44250	1084	3171	0.00352
181	29/10	0.9854	500	44663	1082	2773	0.00308

Tabla 021

Resultados de Regresión Para el Modelo:  $R_e = R_e^* - R' \cdot \text{Exp}(-B \cdot \theta)$   
Intercambiador 211E1

A. Términos de $R_e^*$				Límites de la variable (X)		
Núm. (j)	Término ( $F_j(X)$ )	Coefficiente ( $A_j$ )	Desviación Standard	Mínimo	Máximo	Promedio
0	(constante)	0.23233279				
1	log(p) (C)	-2.09593491	1.25316550	0.8165	0.8383	0.8271
2	log(p) (F)	-0.85299445	0.46416742	0.9053	0.9212	0.9154
3	1/MW (C)	-31.78197901	16.25382053	172	200	185
4	1/MW (F)	37.78640940	25.55111843	343	361	355
5	Sqrt(PTB)	9.5601E-04	2.5697E-04	6.8	21.9	11.9
6	Exp(BSW)	-7.0078E-04	7.7103E-04	0.05	0.60	0.15
7	Sqrt(Q) (F)	1.0660E-04	4.1535E-05	64800	75700	72181
8	Sqrt(Q) (C)	-2.9189E-04	2.5475E-04	3955	8366	6025
9	1/T (C)	-27.85304458	20.32451905	524	537	529
10	1/T (F)	-178.27001398	53.52230950	792	844	816
11	Re (C)	1.7940E-06	1.0894E-06	5203	10828	7578
12	Re (F)	-1.0989E-04	3.9666E-05	85	208	122

B. Constantes

Símbolo	Valor
R'	?
B	2.18257047

Valores de  $R_e$

Desv. St. de $R_f$	0.001063
Índice de Regresión	0.918913
Número de puntos	82

Mínimo	0.00025
Máximo	0.01373
Promedio	0.00971

Tabla 022

Resultados de Regresión Para el Modelo:  $R_e = R_e^* - R' \cdot \text{Exp}(-B \cdot \theta)$   
Intercambiador 211E3 A/B/C

A. Términos de $R_e^*$				Límites de la variable (X)		
Núm. (j)	Término ( $F_j(X)$ )	Coefficiente ( $A_j$ )	Desviación Standard	Mínimo	Máximo	Promedio
0	(constante)	0.07470422				
1	log(p) (C)	-0.49071370	0.54239016	0.9554	0.9965	0.979313
2	log(p) (F)	1.02924248	0.97250465	0.9082	0.9248	0.916896
3	1/MW (C)	44.57308601	16.31876407	469	518	492
4	1/MW (F)	-57.75600385	55.12958724	347	363	357
5	Sqrt(PTB)	6.9511E-04	4.9278E-04	5.6	36.3	12.4
6	Exp(BSW)	-3.3040E-04	2.7213E-04	0.05	2.50	0.18
7	Sqrt(Q) (F)	4.3680E-04	1.6342E-04	64600	78200	72196
8	Sqrt(Q) (C)	-2.7112E-04	1.6886E-04	35350	46833	42862
9	1/T (C)	6.69303086	55.63903417	851	898	869
10	1/T (F)	-25.16976859	83.54405063	565	594	576
11	Re (C)	-1.6180E-06	5.6457E-06	126	1927	901
12	Re (F)	6.3418E-06	9.3669E-06	1043	1836	1336

B. Constantes

Símbolo	Valor
R'	?
B	0.22722042

Valores de  $R_e$

Desv. St. de $R_f$	0.002782
Índice de Regresión	0.743127
Número de puntos	94

Mínimo	0.00018
Máximo	0.01361
Promedio	0.00432

Tabla 023

Resultados de Regresión Para el Modelo:  $R_e = R_e^* - R' \cdot \text{Exp}(-B \cdot \theta)$   
Intercambiador 211E7

A. Términos de $R_e^*$				Límites de la variable (X)		
Núm. (j)	Término ( $F_j(X)$ )	Coficiente ( $A_j$ )	Desviación Standard	Mínimo	Máximo	Promedio
0	(constante)	0.19608894				
1	log(p) (C)	11.69550790	6.85614390	0.8597	0.8735	0.867964
2	log(p) (F)	-0.66067987	1.93402932	0.9053	0.9248	0.915616
3	1/MW (C)	168.69353992	110.64901279	235	263	251
4	1/MW (F)	46.95199717	114.31809032	343	363	355
5	Sqrt(PTB)	7.5949E-04	1.1860E-03	3.8	32.0	10.5
6	Exp(BSW)	2.3274E-03	1.5884E-03	0.05	1.50	0.48
7	Sqrt(Q) (F)	3.5265E-04	4.7179E-04	61200	75700	71972
8	Sqrt(Q) (C)	1.0870E-03	4.6611E-04	9635	15718	13465
9	1/T (C)	-255.96620932	124.05095866	954	988	969
10	1/T (F)	-132.15899169	288.35541713	713	774	737
11	Re (C)	-2.5066E-06	8.9215E-07	16726	31204	24534
12	Re (F)	-3.4637E-06	8.1086E-06	5956	11679	7840

B. Constantes

Símbolo	Valor
R'	?
B	-0.05509641

Valores de  $R_e$

Desv. St. de $R_e$	0.006002	Mínimo	0.00003
Índice de Regresión	0.580355	Máximo	0.01844
Número de puntos	83	Promedio	0.00174

Tabla 024

Resultados de Regresión Para el Modelo:  $R_e = R_e^* - R' \cdot \text{Exp}(-B \cdot \theta)$   
Intercambiador 211E9 A/B/C

A. Términos de $R_e^*$				Límites de la variable (X)		
Núm. (j)	Término ( $F_j(X)$ )	Coficiente ( $A_j$ )	Desviación Standard	Mínimo	Máximo	Promedio
0		0.05294611				
1	log(p) (C)	-0.25121650	0.08137504	0.9554	0.9923	
2	log(p) (F)	-0.36350554	0.16660238	0.9036	0.9236	
3	1/MW (C)	-6.25637663	6.31550411	457	517	0.9790
4	1/MW (F)	5.28903941	1.75936131	338	363	0.9156
5	Sqrt(PTB)	1.4640E-04	6.9746E-05	3.8	32.0	490
6	Exp(BSW)	-1.5475E-04	9.8324E-05	0.05	1.50	356
7	Sqrt(Q) (F)	1.7629E-04	4.1611E-05	64800	77300	11.2
8	Sqrt(Q) (C)	-1.2432E-05	3.2106E-05	35083	47066	0.49
9	1/T (C)	-61.11067877	16.47772466	1071	1100	72056
10	1/T (F)	-29.88481658	17.38375024	789	852	42393
11	Re (C)	-4.8362E-07	2.5535E-07	1270	7418	1083
12	Re (F)	-1.9697E-07	2.3706E-07	18368	28838	816
						4014
						21763

B. Constantes

Símbolo	Valor
R'	-0.00159194
B	0.05000000

Valores de  $R_e$

Desv. St. de $R_e$	0.000450	Mínimo	0.00039
Índice de Regresión	0.899458	Máximo	0.00471
Número de puntos	140	Promedio	0.00283

## Capítulo 11

# FORMULACION DEL MODELO DE OPTIMIZACION

### 11.1.0. INTRODUCCION.

Al establecer los modelos descritos en el Capítulo 10, se tenía como principal objetivo el contar con una herramienta que permitiera estimar el número de días para el funcionamiento de un intercambiador, después del cual sería sometido a limpieza y en el momento que resultase óptimo desde el punto de vista económico. Así, sería posible planificar las intervenciones al equipo para mantenimiento de tal manera que se asegure el ahorro de recursos energéticos y monetarios, cuyos consumos en todo proceso de refinación de petróleo resulta alto.

El procedimiento descrito en las siguientes secciones ha tratado de considerar todos los factores que intervienen en la operación de un intercambiador y que inciden en los costos de la misma. Sin embargo, y dada la complejidad de algunos de los términos involucrados, han debido hacerse ciertas simplificaciones, procurando que la exactitud de los resultados no se vea muy afectada.

### 11.2.0. COSTOS DEBIDO AL ENSUCIAMIENTO.

Debido al ensuciamiento, todo intercambiador ve incrementados sus costos de funcionamiento por dos motivos básicos: el primero se debe al consumo adicional de energía necesario para mantener estables las condiciones de operación de la unidad de procesos de la que forma parte; el segundo se debe a las inversiones que se efectúan para atenuar los efectos del fenómeno y para restaurar las condiciones óptimas de funcionamiento. Si consideramos un ciclo de funcionamiento (con un lapso a definir), el total de estos costos estará dado por:

$$(11.1) C_{\text{ciclo}} = C_H + C_V + C_B + C_{PQ} + C_L + C_A + C_O$$

en donde los términos implicados son descritos a continuación.

### 11.2.1. Costo del Combustible Consumido Adicionalmente en el Horno de Calentamiento de Crudo, por Pérdida de Eficiencia del Intercambiador ( $C_H$ ).

Por regla general, en los hornos de refinería se controla la temperatura de salida del crudo, de modo que éste se encuentre parcialmente vaporizado antes de ingresar a la columna de destilación. Para lograr esto, el dispositivo controlador actúa sobre la válvula que regula el flujo de combustible, haciendo que pase una mayor o menor cantidad según la energía que se requiera para alcanzar la temperatura deseada.

En condiciones óptimas, para un crudo dado y a un flujo constante dado, la temperatura de entrada al horno (es decir, la temperatura a la salida del tren de intercambiadores) debe permanecer constante y por lo tanto el flujo de combustible no debe mostrar grandes variaciones. Sin embargo, conforme decae la eficiencia de los intercambiadores, dicha temperatura será menor y será el combustible el que deba suplir el resto de la energía que ya no es recuperada, incrementándose por lo tanto el consumo del mismo.

El combustible que queman los hornos de Refinería La Pampila es de dos tipos: en forma líquida, está constituido por una mezcla de residuales equivalente al Petróleo Industrial N° 6; en forma gaseosa, está constituido por gases muy ligeros (mezclas ricas en metano y etano) provenientes de los topes de las columnas de estabilización de gasolinas y de la Unidad de Recuperación de Gases. Dado que estos productos no son adquiridos ni tampoco comercializados, es necesario asignarles un valor que permita efectuar las evaluaciones en lo que a consumo de energía se refiere.

En consecuencia, se empleó el llamado Barril Equivalente de Aceite Combustible (BEAC) como unidad de referencia para todos los cálculos relacionados con consumo de energía. Su valor es [65]:

$$1 \text{ BEAC} = 6.05 \times 10^6 \text{ BTU}$$

Para evaluaciones económicas, a esta unidad se le asigna un precio que depende de las cotizaciones de los hidrocarburos en el mercado internacional.

Con estas consideraciones previas, el costo del combustible adicional consumido en el horno será igual a:

$$(11.2) \quad C_H = 24 \cdot \left[ \frac{100}{E} \right] \cdot \left[ \frac{C_{BEAC}}{BEAC} \right] \cdot \int_0^{\theta} DQ \cdot d\theta$$

en donde:

24 = Factor de conversión, horas a días.

E = Eficiencia térmica del horno, en tanto por ciento.

$C_{BEAC}$  = Precio de un BEAC, en US\$/unidad.

BEAC = Equivalencia de un BEAC en BTU.

DQ = Carga térmica no recuperada por el intercambiador y que deberá ser suplida por el combustible, en BTU/hr.

La integral representa la energía total suplida por el combustible en forma adicional, hasta el día  $\theta$ .

Nótese que, en sentido estricto, la eficiencia del horno es también una función del tiempo, puesto que decae conforme transcurre la operación. Este decaimiento es aún mayor con el incremento del consumo de combustible, en vista de que la liberación de hollín y de las sustancias volátiles que ensucian y se incrustan en los tubos del equipo es proporcional a este aumento. Si se desea, puede seguirse la operación del horno durante varios meses y obtener una correlación entre el decaimiento de su eficiencia y el tiempo. Sin embargo, en este trabajo se la considerará constante, con la restricción de que el lapso transcurrido no sea excesivo.

#### 11.2.2. Costo del Vapor de Atomización Para el Combustible Líquido, Requerido Adicionalmente por Aumento del Consumo ( $C_v$ ).

Los quemadores de los hornos poseen atomizadores para el combustible líquido, siendo su finalidad el favorecer su quemado al dividirlo en pequeñísimas gotas y al proporcionar la velocidad necesaria para lograr un buen mezclado con el aire de combustión [66].

Los hornos de Refinería La Pampilla emplean vapor de 15 Kg/cm<sup>2</sup> como fluido de atomización, cuyo consumo debe conservar una proporción determinada al gasto de combustible para lograr un proceso de quemado óptimo. Teniendo en cuenta esto, deberá considerarse también el costo del vapor requerido adicionalmente como consecuencia del aumento del gasto de combustible, ya que está relacionado, a través de esto, con el decaimiento de la eficiencia de un intercambiador.

De acuerdo a esto, el costo del vapor requerido adicionalmente será igual a:

$$(11.3) C_v = 24 \cdot \left[ \frac{100}{E} \right] \cdot \left[ \frac{f_{A/T} \cdot f_{V/A} \cdot C_{vap}}{NHV} \right] \int_0^{\theta} DQ \cdot d\theta$$

en donde los términos adicionales a definir son:

$f_{A/T}$  = Relación: Flujo másico de aceite / Flujo másico total de combustible (aceite más gas). Su valor se determina mediante el procedimiento descrito en el Apéndice N.

$f_{V/A}$  = Relación: Flujo másico de vapor / Flujo másico de aceite. Este valor está dado por criterios de operación y especificaciones del fabricante de los quemadores.

$C_{vap}$  = Costo del vapor de 15 Kg/cm<sup>2</sup>, en US\$/lb.

$NHV$  = Poder calorífico neto del combustible (energía desprendida, manteniendo el agua formada en estado de vapor), en BTU/lb. Esto se puede calcular con la ecuación o la gráfica dados en el Apéndice N.

### 11.2.3. Costo de la Potencia Adicional Para el Bombeo, por Incremento de la Caída de Presión ( $C_B$ ).

Los depósitos que se forman dentro de un intercambiador obstruyen paulatinamente los conductos para los flujos y aumentan la fricción de los fluidos, lo cual se traduce en un aumento de la caída de presión. A causa de esto, y para mantener los flujos constantes, es necesario incrementar la potencia de bombeo, traducándose esto en un mayor consumo de la energía eléctrica necesaria.

Para efectos de evaluación económica, se determina fácilmente la siguiente equivalencia:

$$1 \text{ BEAC} = 1773.15 \text{ Kw-hr}$$

Obsérvese ahora la Fig. 076 que representa, a modo de ejemplo, un esquema simplificado del circuito que recorre el crudo desde el tanque de almacenamiento, pasando por el tren de intercambio de calor y llegando hasta la columna de destilación. En condiciones de limpieza total del sistema, se puede plantear la conocida ecuación de balance de energía mecánica (Ecuación de Bernoulli):

$$(11.4) \quad \frac{P_1}{\rho} + \left[ \frac{g}{g_c} \right] \cdot Z_1 + \frac{V_1^2}{2 \cdot g_c} + n_B \cdot W_B = \frac{P_2}{\rho} + \left[ \frac{g}{g_c} \right] \cdot Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \cdot g_c} + h$$

en donde la suma de los términos:

$$(11.5) \quad \frac{P}{\rho} + \left[ \frac{g}{g_c} \right] \cdot Z + \frac{V^2}{2 \cdot g_c}$$

se conoce con el nombre de Cargas Totales (es decir, la suma de las cargas de presión, estática y de velocidad, respectivamente).

Asumiendo que las cargas totales, así como la eficiencia de la bomba  $n_B$  y la caída de presión en tuberías y accesorios es constante para un flujo dado, la potencia adicional requerida se deberá sólo al incremento de la caída de presión en los intercambiadores, es decir:

$$(11.6) \quad n_B \cdot D W_B = D h_I = \frac{D(DP_I)}{\rho}$$

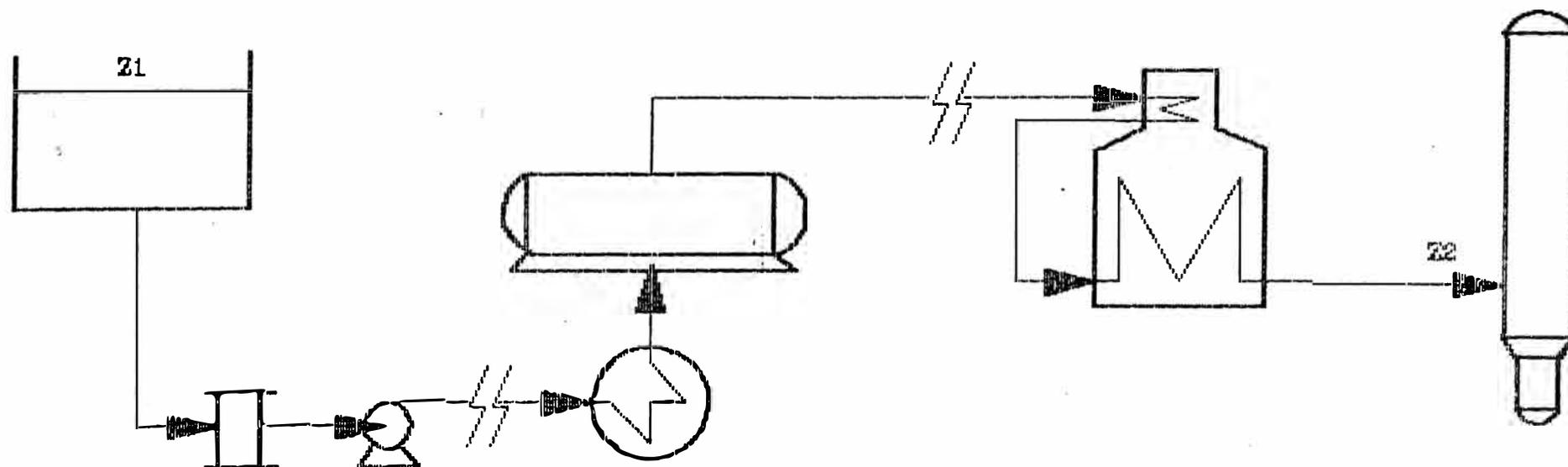


Fig. 076

Esquema Simplificado de los Elementos que Intervienen en la Caída de Presión en el Circuito de Crudo

Luego, el costo de la energía debido a este incremento está dado por:

$$(11.7) \quad C_B = 1.3015 \times 10^{-3} \cdot \left[ \frac{100}{n_B} \right] \cdot \left[ \frac{100}{n_M} \right] \\ \cdot \left[ \frac{C_{BEAC}}{BEAC} \right] \cdot \int_0^{\theta} D(DP_I) \cdot d\theta$$

en donde:

$n_B$  = Eficiencia mecánica de la bomba, función del caudal bombeado y cuyo valor puede obtenerse de la curva característica que proporciona el fabricante.

$n_M$  = Eficiencia del motor que acciona la bomba, dada por el fabricante del aparato. A falta de este dato, puede tomarse la correlación de eficiencia para motores trifásicos contenida en la obra de Peters y Timmerhaus [70], para la cual se ha establecido la correlación [71]:

$$(11.8) \quad n_M = 0.8 + 0.0319 \cdot \ln(P_B) \\ - 0.00182 \cdot [\ln(P_B)]^2$$

en donde  $P_B$  es la potencia al freno de la bomba en HP, dada por:

$$(11.9) \quad P_B = \frac{W \cdot DH}{n_B}$$

y  $DH$  es la diferencia de cargas totales, siguiendo la definición de la ecuación 11.5.

BEAC = Equivalencia de 1 BEAC en Kw-hr.

$W$  = Caudal de flujo bombeado, en pies<sup>3</sup>/hr.

Esta ecuación se aplica tanto para el lado de los tubos como para el lado de la coraza, debiéndose plantear entonces una para cada fluido circulante.

Existen métodos y ecuaciones para estimar la caída de presión en intercambiadores, tanto por el lado de los tubos como el de la coraza. Sin embargo, se presentan tres problemas notables que dificultan el cálculo en condiciones de ensuciamiento:

1. La caída de presión por el lado de los tubos puede calcularse mediante la ecuación dada por Kern [2], mientras que por el lado de la coraza puede emplearse el método desarrollado por Bell, basado en las mismas investigaciones que condujeron a la formulación de las ecuaciones para el cálculo del coeficiente pelicular [23]. Sin embargo, estos métodos poseen aún más incertidumbre que las correlaciones para los coeficientes  $h$ , siendo mucho menos exactas las estimaciones por el lado de la coraza.
2. No ha sido posible determinar la forma en que se desarrolla el ensuciamiento para cada uno de los lados del intercambiador, de manera individual. Podría lograrse una aproximación separando las variables correspondientes a cada lado (flujo, gravedad específica, Número de Reynolds, etc.) y formar con ellas dos nuevas ecuaciones que representen el ensuciamiento por cada lado; es decir:

$$(11.10) \quad R_f (\text{total}) = R_f (\text{tubos}) + R_f (\text{coraza})$$

Sin embargo, existiría el problema de ponderar el término exponencial ( $\exp(-B \cdot \theta)$ ) para asignarlo a cada lado, y esto sólo sería posible sabiendo en qué proporción se desarrolla el ensuciamiento a un lado con respecto al otro.

3. Finalmente, la mayor dificultad existente es la de no conocer los valores de las conductividades térmicas de los depósitos, necesarios para calcular el espesor de los mismos de acuerdo a la relación:

$$(11.11) \quad x_f = k_f \cdot R_f$$

De todos modos, esta dificultad no es insalvable, ya que solamente bastaría tomar muestras aprovechando la apertura del intercambiador por reparaciones o mantenimiento y efectuar las medidas correspondientes. Pero ha de tenerse en cuenta que la ecuación 11.11 es válida sólo

bajo la suposición de que la suciedad se deposita uniformemente sobre las superficies. Para el lado de la coraza, esto ya no se cumple a causa de los complejos patrones de flujo que se dan, lo que ocasiona que los depósitos se acumulen de preferencia en las zonas adyacentes a los deflectores y en los tubos más externos del banco, tal como puede visualizarse en la Fig. 017. Se han dado algunas reglas prácticas para estimar el efecto del ensuciamiento en la caída de presión [14], pero las razones ya expuestas muestran que es poco confiable proceder de esta manera.

Planteados estos tres problemas y para reducir el error en el cálculo del período óptimo, se ha optado, en este trabajo, por no considerar en las evaluaciones los costos debidos al aumento de la caída de presión. En todo caso, pueden hacerse algunas estimaciones aproximadas si se ha realizado un seguimiento en planta a intervalos regulares, y teniendo en cuenta la ecuación 11.7 puede asumirse un costo a ser incluido en el término  $C_0$  de la expresión 11.1 (ver sección 11.2.7).

#### **11.2.4. Costo del Aditivo Antiensuciante ( $C_{PQ}$ ).**

Es una práctica ya establecida que en todo tren de precalentamiento se inyecte al crudo un compuesto químico capaz de reducir notablemente la tendencia al ensuciamiento, permitiendo que los intercambiadores por donde circula tengan un período más largo de operación.

Un aditivo antiensuciante es un compuesto de naturaleza polifuncional; es decir, está compuesto por una parte polar que inhibe las reacciones de polimerización de los sedimentos que constituyen la suciedad, y por una parte no polar que permite que sea soluble en el crudo. Aunque en general las formulaciones son mantenidas en secreto por los fabricantes, se sabe que en su molécula poseen grupos funcionales del tipo  $O=$ ,  $NH_2=$ ,  $NH=$ , etc. [67]

El antiensuciante se inyecta al crudo sólo aguas abajo de la desaladora, siendo las tres razones fundamentales: (1) que exista un contenido mínimo de sales que pudiera limitar su acción; (2) que el crudo posea una temperatura adecuada que permita la completa solubilidad del compuesto; y (3) para proteger los intercambiadores más susceptibles al ensuciamiento, que son precisamente los que se encuentran al final del tren de precalentamiento.

La efectividad de un antiensuciante depende mucho del sistema al cual va a ser aplicado, y la dosificación óptima es determinada sólo a través de ensayos de laboratorio (en los denominados equipos portátiles), de pruebas en planta piloto o de corridas de prueba en la misma unidad de procesos. Lo usual es establecer, a partir de los ensayos en pequeña escala, una curva de reducción de ensuciamiento frente a la concentración del aditivo en ppm, un ejemplo de las cuales se muestra en la Fig. 077.

Hecha esta introducción, se plantea la fórmula para determinar el costo de antiensuciante empleado;

$$(11.12) \text{CPQ} = 1.498 \times 10^{-3} \cdot \text{ppm} \cdot p \cdot Q \cdot \text{CAF} \cdot A \cdot \theta$$

en donde:

ppm = Concentración del antiensuciante inyectado.

p = Gravedad específica del fluido (crudo).

Q = Caudal del fluido (crudo), en pies<sup>3</sup>/hr.

CAF = Costo del antiensuciante en US\$/lb·pie<sup>2</sup> de superficie total de los intercambiadores protegidos. Se ha creído conveniente definirlo así, para repartir este valor en forma proporcional al área de un intercambiador específico.

A = Area del intercambiador, en pies<sup>2</sup>.

Para los intercambiadores afectados, un cambio en la concentración de aditivo debe modificar la velocidad de ensuciamiento, y en consecuencia debe afectar los términos C<sub>H</sub> y C<sub>B</sub> de la ecuación 11.1. Si no se conoce el verdadero efecto del cambio en la unidad de procesos, puede hacerse una estimación sabiendo que el porcentaje de reducción del ensuciamiento se expresa como:

$$(11.13) \quad \%R_f = 100 \cdot \frac{R_f - R_f(A)}{R_f}$$

donde R<sub>f(A)</sub> y R<sub>f</sub> son el ensuciamiento con y sin aditivo, respectivamente.

Luego, como se conoce  $R_f(A) = f(\theta)$  a partir de los datos de planta (como es el caso, en este trabajo, de los intercambiadores 211E7 y 211E9 A/B/C) y a una concentración de aditivo dada, se puede plantear la ecuación:

$$(11.14) \quad R_f(A) = R_f \cdot \left[ 1 - \frac{\%R_f}{100} \right]$$

de donde, conocido  $\%R_f$  de la curva de concentración del antiensuciante (tal como la Fig. 077), se puede conocer  $R_f = f(\theta)$  (es decir, la velocidad de ensuciamiento sin inyección de aditivo), y por lo tanto la ecuación 11.14 quedaría establecida como una función que relaciona el ensuciamiento con el tiempo y con el aditivo añadido. Eso sí, habría la necesidad de determinar la forma funcional de  $\%R_f$ , para lo cual habría que contar con los suficientes datos para realizar un ajuste de curvas.

La posibilidad de obtener una ecuación tal como la 11.14 nos conduce a plantear que también se podría optimizar el costo según la ecuación 11.1 teniendo en cuenta el antiensuciante; es decir, podrían determinarse tanto un tiempo óptimo como una concentración tales que el costo total  $C_{e,c,l}$  sea mínimo (un problema de optimización de dos variables). Sin embargo, y tomando el ejemplo de la Fig. 077, es de esperarse, por simple inspección, que la concentración óptima se encuentre muy cerca del punto donde la curva cesa bruscamente en su rápido incremento. En este trabajo será considerado sólo la concentración promedio de antiensuciante que se inyecta en la Unidad de Destilación Primaria II de Refinería La Pampilla, la cual será tomada como constante.

Finalmente, deberá tenerse en cuenta de que si por algún motivo (problemas mecánicos en la bomba de inyección, escasez de aditivo, etc.) es necesario disminuir la dosificación, será necesario tener en cuenta la ecuación 11.14. Y si no se dispusiera de una ecuación así o de alguna otra forma de estimar el efecto en la velocidad de ensuciamiento, deberá recordarse que el lapso óptimo que se calcula será menor que el real.

#### 11.2.5. Costo de Limpieza (CL).

Los costos para la limpieza propiamente dicha de

Antifoulant Concentration — Effectiveness  
Example #1 — Crude Preheat

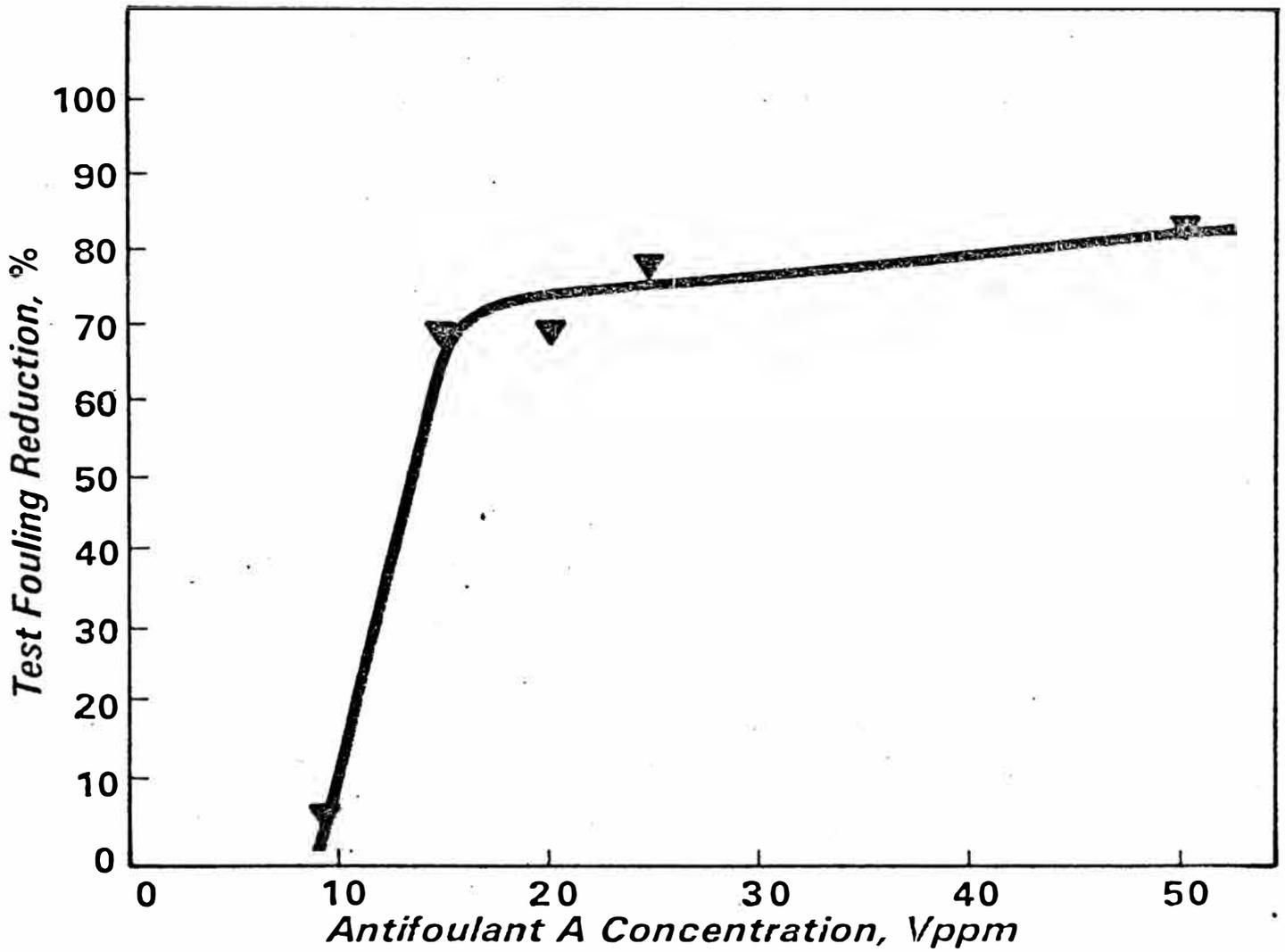


Fig. 077: Reducción del ensuciamiento en función de la concentración de antiensuciante (curva ejemplo). [68]

un intercambiador se determinan en base a diversos factores. Los principales a tener en cuenta son:

- El tamaño y el tipo de intercambiador, así como el número de corazas que lo integran (lo que determinará también el tiempo necesario para completar los trabajos).
- El grado de dificultad para efectuar las actividades conformantes de los trabajos de limpieza.
- El grado de suciedad del intercambiador y la naturaleza de los depósitos (lo que determina la rapidez con que puede ser limpiado el equipo).
- El alquiler de equipos y facilidades (grúas para retirar y colocar las tapas y los haces de tubos, andamios para acceder a las corazas en ubicaciones elevadas, etc.), si fuera el caso.
- La mano de obra necesaria.
- Los materiales necesarios (empaquetaduras y otros accesorios).
- Los servicios requeridos (agua, vapor, etc.).

Es bastante difícil establecer una correlación sencilla para el tiempo de limpieza que requeriría un intercambiador, principalmente porque éste obedece a consideraciones de planeamiento en el que intervienen la disponibilidad de equipo y mano de obra, la posibilidad de ejecutar dos o más tareas simultáneamente, etc.). Sin embargo, y específicamente para la Unidad de Destilación Primaria II de Refinería La Pampilla, se han podido establecer los siguientes tiempos aproximados para limpieza [69]:

<u>Número de Corazas del Intercambiador</u>	<u>Tiempo (días)</u>
1	3.0
2	5.0
3	6.5

Estos valores son aplicables a intercambiadores tipo AES, siendo realizadas las actividades ininterrumpidamente (las 24 horas del día) y no considera los tiempos necesarios para sacar fuera de servicio el intercambiador y después ponerlo nuevamente en operación. Por otro lado, estos lapsos se pueden considerar independientes del tamaño y ubicación de las corazas (siempre y cuando el equipo no se encuentre en un lugar muy elevado, como es el caso del intercambiador 211E2 A<sub>1</sub>/A<sub>2</sub>, ubicado a una altura equivalente a la mitad de la altura de la columna de destilación de la unidad). Y además, estos tiempos consideran solamente el siguiente conjunto de actividades, que han quedado establecidas como una norma para la labor de limpieza:

1. Instalación de platos ciegos en las tomas de entrada y salida.
2. Instalación de facilidades.
3. Retiro de pernos de entrada y salida, lado de los tubos.
4. Retiro de canales.
5. Retiro de cabezal flotante.
6. Retiro del haz de tubos.
7. Limpieza externa del haz de tubo por medios mecánicos.
8. Limpieza interna de los tubos con agua, vapor y varillado.
9. Limpieza interna de coraza.
10. Limpieza de canal y cabezales flotantes.
11. Recorrido de espárragos (rectificación de roscas).
12. Inspección del haz de tubos y calibración del casco.
13. Reinstalación del haz de tubos.
14. Instalación de anillo de prueba y conexiones para prueba hidrostática, lado de la coraza.
15. Prueba hidrostática de la coraza.
16. Retiro de las conexiones y anillos para prueba hidrostática, lado de la coraza.
17. Reinstalación de cabezales flotantes.
18. Reinstalación de canal y cabezal flotante.
19. Prueba de hidrostática, lado de los tubos.
20. Reinstalación de las conexiones de entrada y salida.
21. Retiro de facilidades.
22. Retiro de platos ciegos.

Este conjunto de actividades es típica de un intercambiador cuyos fluidos tienen gran tendencia al ensuciamiento (el caso de los intercambiadores de crudo / crudo reducido, por ejemplo). Para equipos más limpios, algunas de estas actividades puede no ser considerada en el planeamiento (por ejemplo, retiro de los haces de tubos); sin embargo, y en vista de que ciertas tareas pueden ejecutarse en paralelo, la diferencia de tiempos entre uno y otro caso no es significativa, dependiendo de lo complejo de la labor.

Finalmente, todas las pautas indicadas son reglas aproximadas, siendo lo más recomendable recurrir al programa elaborado para una limpieza y un intercambiador específico, lo cual resulta mucho más exacto. Otra razón para esto es que una programación específica considera también las actividades misceláneas que se realizan aprovechando la limpieza (reparaciones, modificación de conexiones), las que podrían aumentar significativamente el período durante el cual el intercambiador se halla fuera de servicio.

En cuanto a los costos de limpieza, y en vista de la no disponibilidad de los costos reales, se han tomado los costos vigentes en la parada programada de la Unidad de Destilación Primaria I ocurrida entre el 23 de julio y el 7 de agosto de 1987 [73]. Se consideró entonces que lo mejor era definir el costo por área de transferencia del intercambiador y por día, y los detalles del cálculo se muestran en el Apéndice I. Aunque estos costos se aplican a intercambiadores tipo AEU (predominantes en la unidad antes mencionada y diferentes a los de la unidad II sólo por el tipo de cabezal posterior), se han considerado suficientemente satisfactorios. De todos modos, se reitera que lo mejor es contar con datos reales, para lo cual debe recurrirse a los reportes de planeamiento.

### 11.2.6. Costo del Combustible Empleado en el Horno Para Suplir al Intercambiador Durante su Limpieza (CA).

La limpieza de un intercambiador requiere, por lo general, la parada de la unidad de procesos a la que pertenece. Esto, que representa un gran inconveniente, queda solucionado mediante la instalación de sobrepasos que permiten la no interrupción de la operación, al desviar los fluidos de tal forma que no circulen por el intercambiador. Sin embargo, y al no estar operativo dicho equipo, será necesario que el horno de calentamiento proporcione la carga térmica que no es recuperada. Esto, del mismo modo que lo causa el ensuciamiento, representa un gasto adicional de combustible y un costo más a incluir, el cual se mantendrá vigente durante el lapso que dure la limpieza.

Para este cálculo, es necesario conocer la carga térmica que proporciona el intercambiador, la cual será evaluada en condiciones de limpieza. Sin embargo, pudiera ocurrir que, con dicho intercambiador fuera de servicio, no sea posible operar a plena carga (es decir, bajo las condiciones operativas usuales), debido principalmente a las limitaciones impuestas por el diseño de los demás equipos (principalmente el horno, cuyos tubos, por ejemplo, sólo pueden resistir hasta cierta temperatura). Habrá que considerar entonces la posibilidad de un nuevo flujo, el cual estará determinado por los criterios y normas de operación vigentes para la unidad.

Según estas consideraciones, el costo de combustible adicional "suplente" será igual a:

$$(11.15) \quad C_A = 24 \cdot \left[ \frac{100}{E} \right] \cdot \left[ \frac{C_{BEAC}}{BEAC} \right] \cdot Q \cdot \theta_L$$

en donde Q es la carga térmica que debería proporcionar el intercambiador en limpieza y para los flujos que se establecen, en BTU/hr.

Evidentemente, CA será igual a cero si el horno no opera durante la limpieza, lo cual se da generalmente en las paradas integrales de la unidad.

### 11.2.7. Otros Costos (Co)

Finalmente, es necesario incluir en los costos atribuidos al ensuciamiento de los intercambiadores, los correspondientes a ciertos factores que son consecuencia del mismo o poseen relación directa o indirecta. Algunos de estos son:

- Gastos de planeamiento y logística (recursos humanos, compra y alquiler de equipos y materiales, etc.).
- Pérdida de productos durante las maniobras de parada y de arranque, y otros costos que se producen a raíz de dichas operaciones.
- Costos por almacenamiento y por reducción de producción.
- Costos por la utilización de recursos adicionales para el enfriamiento de productos, debido a la pérdida de eficiencia de los intercambiadores. Dependiendo del medio utilizado, pueden ser debidos a:
  - Mayor potencia para bombeo, mayor consumo de productos químicos, etc., para agua de enfriamiento.
  - Mayor potencia para accionar ventiladores, en el caso de enfriamiento por aire.

En todo caso, si no se considera suplir el enfriamiento no logrado, entonces habrá que esperar que surja un costo debido a la pérdida de productos por evaporación.

- Costos de mantenimiento del sistema de inyección de antiensuciante.

Otros costos adicionales que pueden considerarse son:

- Costos de mantenimiento de los filtros para crudo.
- Costos de mantenimiento de la desaladora.

De estos últimos sólo ha de considerarse una fracción de su costo total, ya que aquellos representan, por otro lado, una inversión para reducir la corrosión y mantener la eficiencia de la destilación del crudo y la calidad de los productos, entre otros.

Este costo es el más difícil de determinar, si se considera que no se tiene una idea exacta de cómo puede incidir el ensuciamiento en la operación y rendimiento de otros equipos y viceversa, lo cual daría lugar a realizar solamente estimaciones aproximadas. Una alternativa, por ejemplo, sería considerar este valor como un porcentaje del costo del equipo instalado. Sin embargo, cualquier cálculo habrá de hacerse con gran cuidado, ya que de éste puede depender que se verifique o no la existencia de un período óptimo (ver sección 11.3.0).

Aparte de los factores enumerados anteriormente pueden existir otros más, y algunos constituyen pequeños detalles que quizás puedan despreciarse. Sin embargo, es preferible disponer de un medio para estimarlos, ya que en general los costos operativos y administrativos para una refinería son altos y lo que se busca es reducirlos al nivel más bajo posible.

### 11.3.0. CALCULO DEL PERIODO OPTIMO PARA UN INTERCAMBIADOR.

#### 11.3.1. Según el Criterio de Minimización de Costos por Ciclo de Funcionamiento.

Para los efectos, se considerará el funcionamiento de un intercambiador como una actividad cíclica semicontinua constituida por dos períodos: el de operación propiamente dicho y el de limpieza. En consecuencia, quedará definido como un ciclo de funcionamiento la suma de los tiempos de operación y de limpieza, es decir:

$$(11.16) \quad \theta_{\text{ciclo}} = \theta + \theta_L$$

Si  $C_{\text{ciclo}}$  son los costos debido al ensuciamiento durante un ciclo cuya duración es  $\theta_{\text{ciclo}}$  días, el costo total durante  $H$  días calendario será igual a:

$$(11.17) \quad C_T = \frac{C_{\text{ciclo}}}{\theta + \theta_L} \cdot H$$

en donde  $C_{e1e10}$  está integrado por los costos:

$$(11.18) \quad C_H = 24 \cdot \left[ \frac{100}{E} \right] \cdot \left[ \frac{C_{BRAC}}{BEAC} \right] \cdot \int_0^{\theta} DQ \cdot d\theta$$

$$= k_1 \cdot \int_0^{\theta} DQ \cdot d\theta$$

$$(11.19) \quad C_V = 24 \cdot \left[ \frac{100}{E} \right] \cdot \left[ \frac{f_{A/T} \cdot f_{V/A} \cdot C_{vap}}{NHV} \right] \cdot \int_0^{\theta} DQ \cdot d\theta$$

$$= k_2 \cdot \int_0^{\theta} DQ \cdot d\theta$$

$$(11.20) \quad C_{PQ} = 1.498 \times 10^{-3} \cdot ppm \cdot p \cdot Q \cdot C_{AF} \cdot A \cdot \theta$$

$$= C'_{PQ} \cdot \theta$$

$$(11.21) \quad C_L = C'_L \cdot \theta_L$$

$$(11.22) \quad C_A = 24 \cdot \left[ \frac{100}{E} \right] \cdot \left[ \frac{C_{BEAC}}{BEAC} \right] \cdot Q \cdot \theta_L$$

$$= k_1 \cdot Q \cdot \theta_L = C'_A \cdot \theta_L$$

y además por  $C_o$ .  $C_b$  no se considera por no contarse con métodos confiables para estimar la caída de presión, evitándose así agregar mayor incertidumbre a los cálculos. Por otro lado, los coeficientes  $k$  representan costos por unidad calorífica (US\$/BTU), y los  $C'$  son costos por día (US\$/día).

Para calcular  $\theta$  tal que el costo dado por la fórmula 11.17 resulte mínimo, deberá resolverse la ecuación:

$$(11.23) \quad \frac{dC_T}{d\theta} = 0$$

de donde se obtiene la función de optimización F (ver detalles en el Apéndice J):

$$(11.24) \quad F = \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta - \epsilon(\theta) \cdot \theta \\ + \theta_L \cdot [\epsilon' - \epsilon_n(\theta)] = 0$$

en donde:

$$(11.25) \quad \epsilon' = \epsilon_n^{\circ} + \frac{C'_{PQ} - (C'_L + C'_A + C_0/\theta_L)}{(k_1 + k_2) \cdot Q_{\max}}$$

$\epsilon_n(\theta)$  (la efectividad en función del tiempo) aparece ya que, siendo  $DQ$  la diferencia de cargas térmicas entre el intercambiador limpio y sucio, y según la ecuación 8.17:

$$(11.26) \quad DQ = Q_{\max} \cdot (\epsilon_n \text{ (inicial)} - \epsilon_n \text{ (final)}) \\ = Q_{\max} \cdot [\epsilon_n^{\circ} - \epsilon_n(\theta)]$$

La expresión para  $\epsilon_n(\theta)$  se obtiene combinando las ecuaciones 8.15, 8.14, 8.13, 8.10 y 10.1. Esta última ecuación es la que le da la funcionalidad con respecto al tiempo, ya que se trata de uno de los modelos para la evolución del ensuciamiento obtenidos en el capítulo anterior. Al resolver la ecuación 11.24, se verá que  $\theta$  ha de calcularse mediante un procedimiento iterativo, en vista de la gran dificultad existente para obtener la forma integrada de la misma.

Por otro lado, nótese que  $\epsilon_n^{\circ}$  (la efectividad inicial) no es necesariamente igual a la efectividad del intercambiador limpio, ya que esta constante considera el ensuciamiento que no ha podido ser removido en las operaciones de limpieza.

## A. Características de la Función de Costos ( $C_T/H$ ) y Condiciones Para que Exista el Óptimo.

La función de costos  $C_T/H$  presenta varias características notables que dependen de ciertas relaciones entre las pérdidas causadas por el ensuciamiento y los costos involucrados en la limpieza del intercambiador. Por esta razón, la simple formulación de la ecuación 11.24 no significa que exista un período óptimo en todos los casos. Por lo pronto, dos son las características comunes a cualquier configuración que pueda adoptar la función  $C_T/H$ . La primera es el valor de ésta cuando  $\theta = 0$ , que es igual a la suma de los costos por día de limpieza; es decir:

$$(11.27) \quad C_T/H (\theta = 0) = C'_L + C'_A + C_0/\theta_L = C_T^0/H$$

La segunda es su valor cuando  $\theta \rightarrow \infty$ , que es:

$$(11.28) \quad C_T/H (\theta \rightarrow \infty) = (k_1 + k_2) \cdot Q_{\max} \cdot (\epsilon_n^0 - \epsilon_n^*) + C_{PQ} = C_T^*/H$$

o, lo que es igual, la suma de los costos ocasionados por el ensuciamiento. Este último valor es la única asíntota que posee  $C_T/H$ , quedando así la función previamente definida. A continuación, se pasará a otro análisis complementario:

Para la función de optimización  $F$  (ecuación 11.24) se tienen, de manera análoga, los siguientes valores:

$$(11.29) \quad F(\theta = 0) = \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^0) = F^0$$

$$(11.30) \quad F(\theta \rightarrow \infty) = \lim_{\theta \rightarrow \infty} \left[ \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta - \epsilon_n(\theta) \cdot \theta \right] + \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^*) = A^* + \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^*) = F^*$$

cumpléndose siempre que  $F^0 < F^*$ .

De manera similar a  $C_T/H$ ,  $F^*$  es la única asíntota que tiene la función  $F$ , siendo continua en todo su dominio.

Obsérvese en la ecuación 11.30 la aparición del término  $A^*$ , que se constituye en una medida de la energía conservada por el intercambiador en el límite; esto es, la diferencia entre la energía total que tendría que suplir el combustible en el horno si la operación entre los días 0 e  $\infty$  fuera en condiciones de máximo ensuciamiento (con efectividad  $\epsilon_n^*$ ) y la energía total que realmente suple debido al progresivo decaimiento de la eficiencia. Por lo tanto, esta cantidad será conocida en el presente trabajo como "Factor de Energía Conservada Límite".

Para que exista  $\theta$  tal que  $F = 0$ , y que este  $\theta$  sea tal que  $C_T/H$  sea mínimo, deberán cumplirse las siguientes dos condiciones:

1. Que  $F^\circ$  y  $F^*$  sean de signos opuestos.
2. Que  $C_T/H$  sea decreciente entre 0 y  $\theta$ , y creciente para valores mayores de  $\theta$ .

Estas dos condiciones se obtienen sólo si  $F^\circ < 0$  y  $F^* > 0$ . En consecuencia,  $C_T/H$  puede presentar las siguientes características:

1. Si  $F^\circ < F^* < 0$ ,  $C_T/H$  será decreciente hasta alcanzar el valor límite  $C_T^*/H$ , y no existirá óptimo.
2. Si  $F^\circ < 0 < F^*$ ,  $C_T/H$  tendrá un mínimo y existirá  $\theta$  óptimo.
3. Si  $0 < F^\circ < F^*$ ,  $C_T/H$  será creciente hasta alcanzar el límite  $C_T^*/H$ ; no existe óptimo.

$F^\circ < 0$  implica que:

$$(11.31) \quad C'_{PQ} < C'_L + C'_A + C_0/\theta_L$$

y  $F^* > 0$  implica que:

$$(11.32) \quad (k_1 + k_2) \cdot Q_{\max} \cdot [A^*/\theta_L + (\epsilon_n^\circ - \epsilon_n^*)] + C'_{PQ}' > C'_L + C'_A + C_0/\theta_L$$

Combinando adecuadamente las desigualdades anteriores, se obtiene la siguiente expresión sencilla, la cual deberá ser satisfecha para que se verifique la existencia de un  $\theta$  óptimo:

$$(11.33) \quad \epsilon_n^* - A^*/\theta_L < \epsilon' < \epsilon_n^\circ$$

Esta es una expresión que relaciona claramente los costos derivados del ensuciamiento ( $\epsilon'$ ) con las características propias del proceso de decaimiento de la eficiencia ( $\epsilon_n^o$ ,  $\epsilon_n^*$ ,  $A^*$ ). La Fig. 078 ilustra acerca de lo expuesto en esta sección, y más detalles pueden obtenerse en el Apéndice J.

Para finalizar, un aspecto notable a señalar es que los costos óptimos (cuando existen) se pueden representar por una ecuación. Si despejamos la integral de la ecuación 11.24, la reemplazamos en la expresión de  $C_T$  (ecuación 11.17) y simplificamos, obtenemos:

$$(11.34) \quad (C_T/H)_{opt} = (k_1 + k_2) \cdot Q_{max} \cdot (\epsilon_n^o - \epsilon_n(\theta)) + C_{PQ}'$$

lo cual nos permite analizar el efecto de las variables.

### 11.3.2. Según el Criterio de Maximización de la Carga Térmica Total Recuperada en el Intercambiador.

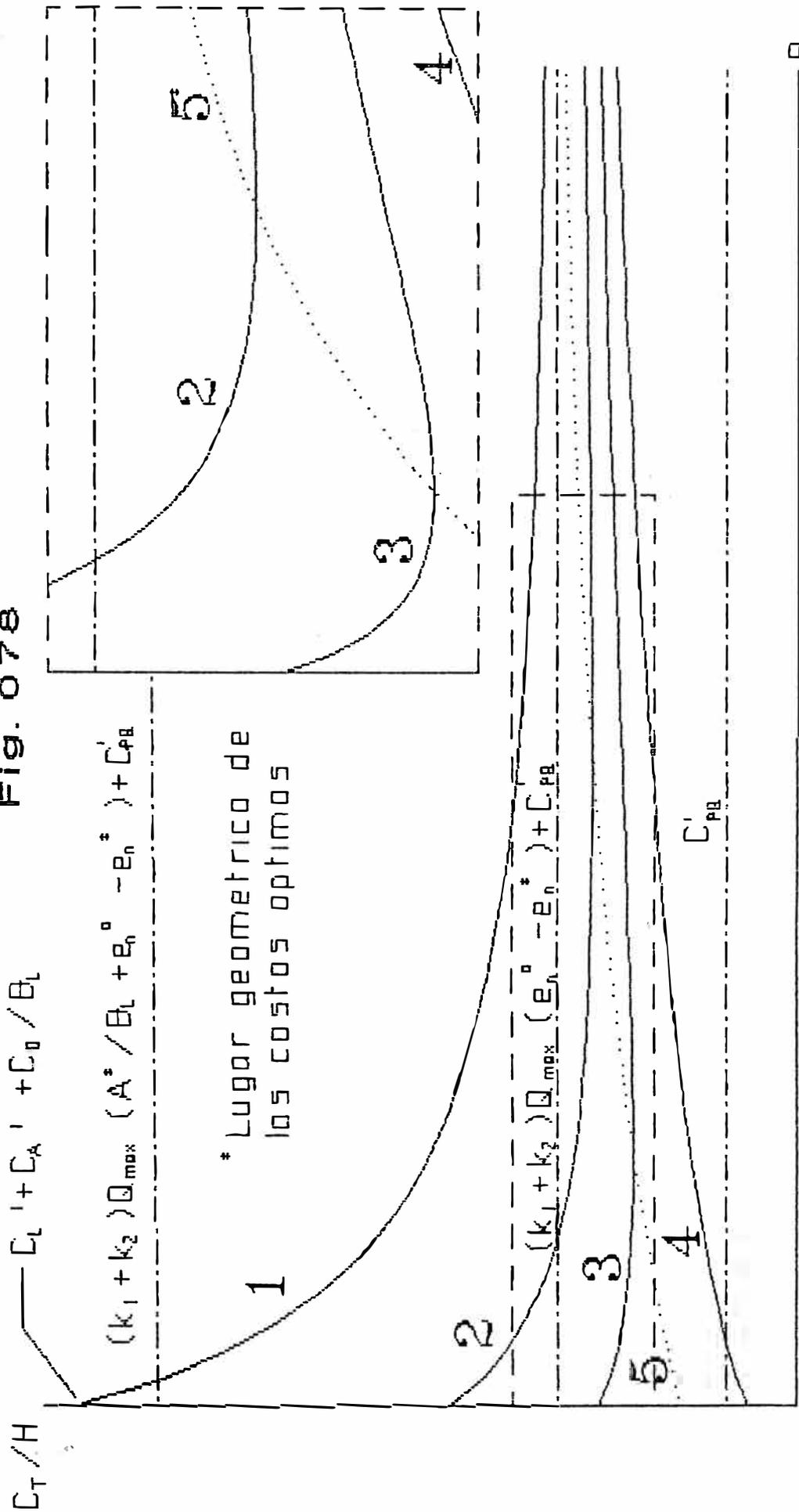
Evidentemente, el primer criterio a tener en cuenta para la optimización es la minimización de los costos. Si  $C_T/H$  fuera exclusivamente creciente (Fig. 078, curva 4), convendría no operar el intercambiador hasta modificar las condiciones que producen esta situación; en cambio, si  $C_T/H$  fuera decreciente solamente (Fig. 078, curva 1), no habría ninguna restricción (desde el punto de vista de la minimización) para que el intercambiador opere indefinidamente. Sin embargo, alcanzado cierto valor de  $C_T/H$  (muy cerca del límite), sería conveniente disponer de otro criterio de optimización, de modo tal que se establezca el período de funcionamiento logrando algún ahorro, aunque éste sea de manera indirecta.

Una posibilidad para esto es el empleo del criterio de la maximización de la carga térmica total recuperada en el intercambiador en  $H$  días calendario ( $Q_H$ ). Para esto, consideremos en primer lugar el calor recuperado en  $\theta$  días de operación, que es igual a:

$$(11.35) \quad Q = Q_{max} \cdot \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta$$

Configuraciones que Puede Adoptar la Funcion de Costos (C/H)

Fig. 078



A partir de esto, consideremos el ciclo de  $\theta + \theta_L$  días de duración, y tendremos la siguiente expresión para  $Q_H$ :

$$(11.36) \quad Q_H = \frac{Q_{\max} \cdot \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta}{\theta + \theta_L}$$

Luego, para hallar el valor máximo de  $Q_H$ , se tiene que resolver la ecuación  $dQ_H/d\theta = 0$ , de lo que se obtiene la función de optimización  $G$ :

$$(11.37) \quad G = (\theta + \theta_L) \cdot \epsilon_n(\theta) - \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta = 0$$

De manera análoga a  $C_T/H$ , la función  $Q_H/H$  presenta ciertas características que condicionan la existencia del óptimo, como veremos en seguida.

#### A. Características de la Función de Carga Térmica Recuperada ( $Q_H/H$ ) y Condiciones Para que Exista el Óptimo.

Tenemos en primer lugar los siguientes valores para  $Q_H/H$ :

$$(11.38) \quad Q_H/H (\theta = 0) = 0 = Q_H^0/H$$

$$(11.39) \quad Q_H/H (\theta \rightarrow \infty) = Q_{\max} \cdot \epsilon_n^* = Q_H^*/H$$

y, a continuación, los siguientes para la función  $G$ :

$$(11.40) \quad G (\theta = 0) = \theta_L \cdot \epsilon_n^0 = G^0$$

$$(11.41) \quad G (\theta \rightarrow \infty) = \theta_L \cdot \epsilon_n^* - \Lambda^* = G^*$$

Para que exista  $\theta$  tal que  $G = 0$  y que  $Q_H/H$  sea máximo, se debe cumplir que:

1.  $G^0$  y  $G^*$  sean de signos opuestos.
2.  $Q_H/H$  sea creciente entre 0 y  $\theta$ , y decreciente para valores mayores de  $\theta$ .

Luego, esto se cumplirá sólo si  $G^o > 0$  y  $G^* < 0$ . Por simple inspección, se verifica para todos los casos que  $G^o > 0$ . En consecuencia, la existencia del óptimo estará condicionado sólo al valor de  $G^*$ , y según esto:

1. Si  $G^* < 0$ ,  $Q_H/H$  tendrá un máximo y existirá el óptimo.
2. Si  $G^* \geq 0$ ,  $Q_H/H$  será creciente hasta alcanzar el límite  $Q_H^*/H$ , y no existirá el óptimo.

Ha de indicarse, sin embargo, que es difícil que la condición 1 se dé en algún momento, puesto que, analizando la expresión 11.40, sólo se darían las condiciones favorables si:

1.  $\theta_L$  es pequeño (lo que implica un intercambiador sencillo y pequeño).
2.  $\epsilon_n^*$  es pequeño (lo cual es cierto para un intercambiador con gran tendencia al ensuciamiento).
3.  $A^*$  es grande (lo que significa una diferencia notable entre  $\epsilon_n^o$  y  $\epsilon_n^*$ , y un tiempo característico para el ensuciamiento - véase la sección 10.3.1 - muy grande).

Aun en el caso de que existiera una carga térmica óptima, sólo sería recomendable emplear este criterio cuando el valor de  $C_T/H$  esté ya muy cerca al límite. Al respecto, se mencionan a continuación algunos índices y magnitudes que pudieran utilizarse para decidir el valor de  $\theta$  a partir del cual se debe aceptar el criterio de  $Q_H/H$  máximo:

1. Cuando el costo total ( $C_T$ ) alcance cierto valor (digamos US\$ 100,000.-, por ejemplo).
2. Cuando  $C_T$  ha llegado a un cierto porcentaje de aproximación al límite. Por ejemplo, un 99%, o lo que es igual:

$$(11.42) \quad C_T = 0.99 \cdot C_T^*$$

3. Cuando la tasa de variación absoluta de  $C_T/H$  (el valor absoluto de la derivada de  $C_T/H$  con respecto a  $\theta$ ) alcance un valor muy bajo (digamos, 0.01 US\$/día).

El indicador que se elija dependerá del usuario. Sin embargo, siguiendo estas pautas se obtiene una ventaja relativa por cuanto el valor de  $Q_H/H$  será ligeramente superior al valor límite (ver Fig. 079). Esto puede comprobarse a partir de la ecuación deducida para los  $Q_H/H$  óptimos:

$$(11.43) \quad (Q_H/H)_{\text{opt}} = Q_{\text{máx}} \cdot \epsilon_n(\theta)$$

Independientemente de que no exista  $Q_H/H$  óptimo, también pueden emplearse los indicadores citados para establecer el periodo de funcionamiento del intercambiador, aunque esto es irrelevante si se considera que los costos decrecen día a día. Aquí, la única limitación la pondrían la seguridad y la conservación de los equipos, rubro que absolutamente no se puede descuidar. Por otro lado, puede existir un  $Q_H/H$  máximo cuando exista un  $C_T/H$  mínimo (aunque no necesariamente para el mismo valor de  $\theta$ ). Sin embargo, debe ser el último valor el que se tome para fijar el lapso de operación del intercambiador.

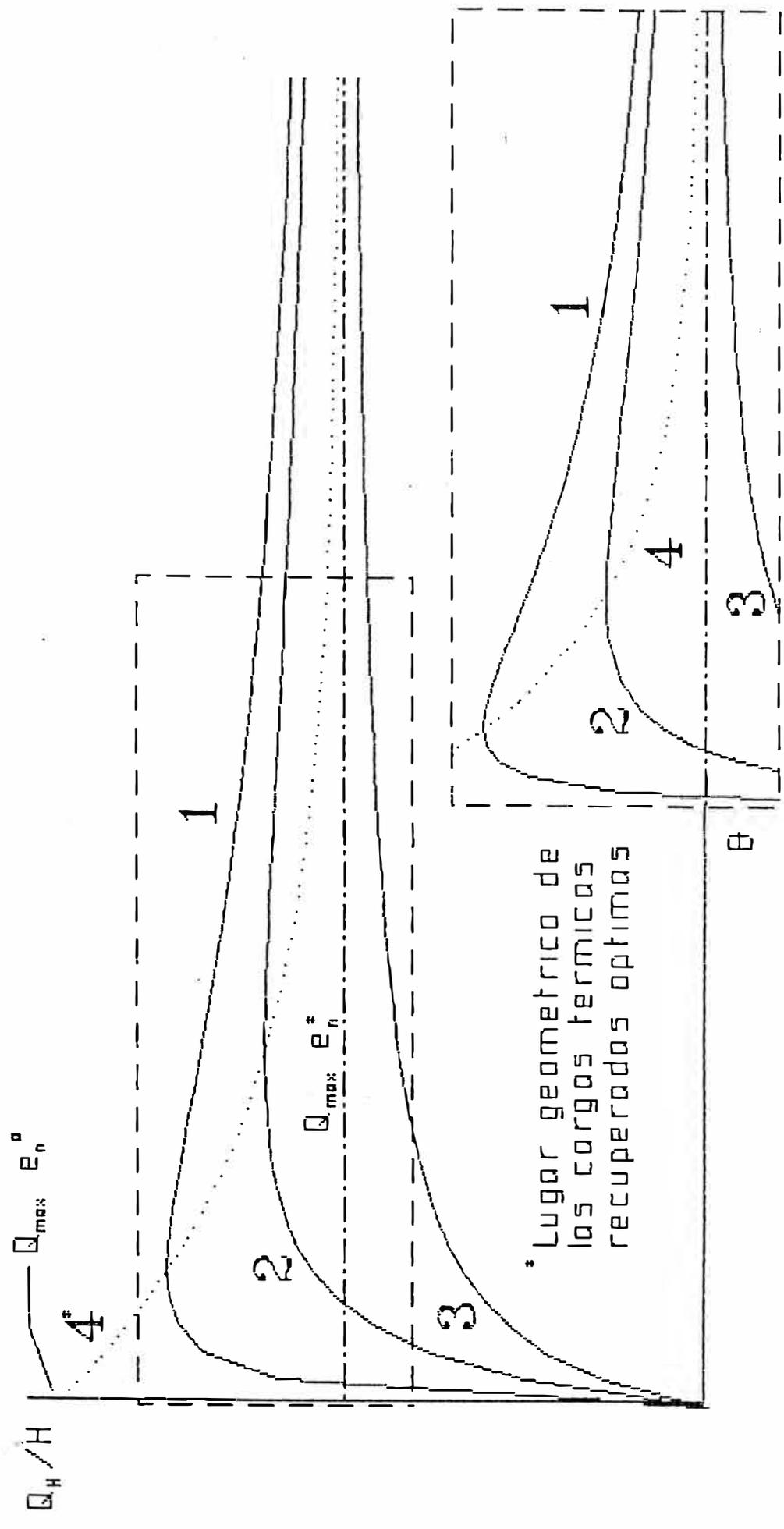
#### 11.4.0. EJEMPLOS DE SIMULACIONES Y EVALUACIONES ECONOMICAS.

Con el objeto de evaluar la incidencia de las variables sobre las pérdidas económicas por ensuciamiento, se presentan a continuación una serie de resultados obtenidos para cada uno de los intercambiadores estudiados, dentro de los que no se ha considerado el 211E7 por el bajo índice de regresión obtenido para su modelo de ensuciamiento. Para esto, se parte de un caso base, que consiste simplemente en un juego de datos tomados en uno de los días inmediatamente posteriores al arranque de la Unidad II (ya que es lógico hacer las evaluaciones a partir de un estado en que se supone que el intercambiador está suficientemente limpio), verificándose previamente que los mismos sean consistentes. Luego, manteniendo constantes todos los demás parámetros y variables, se varía uno de los siguientes:

- Flujo del fluido (frío o caliente).
- Temperatura de entrada del fluido (frío o caliente) al intercambiador.
- Densidad API del fluido (frío o caliente).
- Contenido de sales o de agua y sedimentos (del crudo).

Configuraciones que Puede Adoptar la Funcion de Carga Termicoa  
 Recuperada ( $Q_H/H$ )

Fig. 079



y finalmente se comparan con el caso base y entre sí, estableciéndose los comentarios del caso.

Las siguientes tablas muestran los parámetros y variables a mantenerse constantes para todos los casos y por intercambiador. Salvo indicación en contrario, todos los valores representan el promedio obtenido o empleado durante la operación de la planta.

Tabla 025

Parámetros a Mantenerse Constantes Para Todos los Intercambiadores

Descripción	Valor	Observaciones / Fuente
1. Precio del BEAC	US\$ 16.63	Valor vigente en 1987
2. Costo de producción del vapor de 15 Kg/cm <sup>2</sup>	0.003204 US\$/lb	Valor promedio para 1987
3. Densidad del aceite combustible	15° API	
4. Porcentaje en peso aceite/(gas + aceite)	61.29	Ver Apéndice N
5. Porcentaje en peso vapor/aceite	20.00	
6. Eficiencia del horno	75%	

Tabla 026

Parámetros a Mantenerse Constantes Para Cada Intercambiador

Descripción	211E1	211E3	211E9	Observaciones
1. Costo del aditivo antiensuciante (US\$/lb·pie <sup>2</sup> )	0.00		7.3 x 10 <sup>-9</sup>	Ver Apéndice I
2. Concentración del aditivo antiensuciante (ppm)	0.00		5.00	
3. Costo de limpieza (US\$/día)	182	677	677	Ver Apéndice I
4. Tiempo de limpieza (días)	3	3	6	
5. Carga térmica suplida por el horno durante	7.94	23.82	33.75	Ver Apéndice I

**Nota:** Otro parámetro que debería considerarse en la lista precedente es el denominado "Otros Costos" (Co). Sin embargo, y tal como se dijo en la sección 11.2.7, éste es uno de los costos más difíciles de establecer con precisión. Por esta razón, se

establecerá primero el intervalo dentro del cual se debe verificar la existencia de un período óptimo (de acuerdo a la expresión 11.30), para cada uno de los casos base. Luego, con las cotas determinadas, se calcularán los valores de  $C_0$  para los cuales se cumple el intervalo establecido. Si se cumple que  $C_0 \geq 0$ , entonces se procederá a efectuar evaluaciones económicas complementarias con diversos valores de  $C_0$ , con el objeto de determinar la incidencia de este parámetro en la duración del período óptimo.

En el otro caso (es decir, si los costos decrecen indefinidamente para todo  $C_0 \geq 0$ , entonces se tomará el valor constante de  $C_0 = 0$ , y con el valor de  $C_T$  así calculado se podrá determinar otro valor para  $C_0 < 0$ , recordando que:

$$(11.44) C_T \text{ (para } C_0 < 0) = C_T \text{ (para } C_0 = 0)$$

$$+ C_0 \cdot \left[ \frac{H}{\theta + \theta_L} \right]$$

Para los casos distintos del base, se tomará como referencia un único valor de  $C_0$  tal que los costos decrezcan indefinidamente, para determinar cómo son afectados los costos por ensuciamiento ante la variación de una de las variables consideradas. Si eventualmente se alcanzara la condición en la que existe el período óptimo, este valor de  $C_0$  no será modificado.

En las siguientes páginas se presentan las evaluaciones realizadas para cada intercambiador.

#### 11.5.0. COMENTARIOS ACERCA DE LOS EJEMPLOS PRESENTADOS.

En general, los ejemplos presentados en la sección anterior nos muestran que las tendencias [costos por ensuciamiento] - [variable operativa] están dentro de lo esperado (tal es el caso del aumento del costo con la temperatura de entrada de los fluidos o la disminución del mismo con el contenido de agua y sedimentos en el crudo). Sin embargo, se observa lo contrario en algunas circunstancias, como ocurre por ejemplo con la relación [costo] - [contenido de agua y sedimentos en el crudo] para el intercambiador 211E9 A/B/C (ver Fig. 108).

Esta última situación, que podría parecer irregular, tiene su explicación en la diferencia entre  $\epsilon_n^\circ$  y  $\epsilon_n^*$ , ya que un aumento en esta brecha trae como consecuencia un aumento en el calor perdido por ensuciamiento y el consiguiente aumento en los costos. Esta diferencia, que depende de las características de decaimiento de la eficiencia del intercambiador, no sigue necesariamente una relación directa con la magnitud del fenómeno y, como se puede comprobar, todos los casos muestran una tendencia correcta de los valores de  $R_f^*$  respecto a la variable operativa involucrada (para nuestro ejemplo, el ensuciamiento disminuye con el contenido de agua y sedimentos; esto debido seguramente a que disminuye la concentración de las sales en el crudo ver Tabla 055 -). De esta manera, se puede concluir que lo más importante para reducir los costos es disminuir la diferencia entre  $\epsilon_n^\circ$  y  $\epsilon_n^*$ .

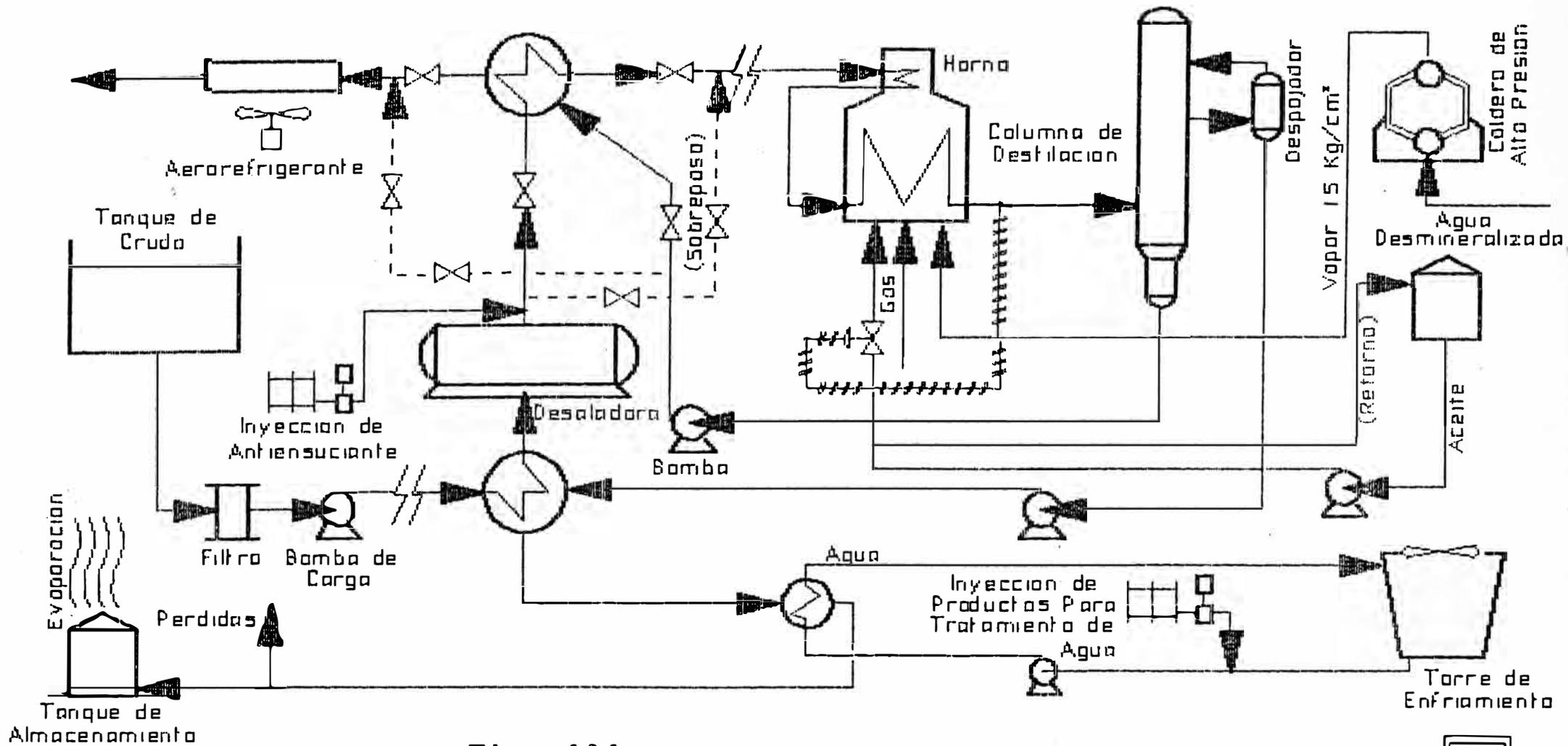


Fig. 080

# Incidencia del Fenomeno de Ensuciamiento en los Costos de Operacion y Mantenimiento de una Refineria

Recursos y Equipos Involucrados



Recursos Humanos

Equipos y Materiales

Planeamiento y Logistica

Tabla 027  
Intercambiador 211E1  
Caso Base (Fecha: 04/05/86)

Clase Lado Fluido	Frio Coraza Crudo	Caliente Tubos Kerosene
Flujo [BPD]	65600	3904
Temperaturas [°C]		
Entrada	24	189
Salida	35	34
Densidad API 60°F/60°F	22.7	39.8
Factor K (UOP)	11.73	11.71
Constantes ASTM D341		
A	27.5916	31.1353
B	4.1365	4.9294
Sales [lbs/MB]	17.0	
Agua y sedimentos	0.3%	

Tabla 02B

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E1

1. Caso Base, Variando el Flujo de Crudo

	Flujo de Crudo, BPD				
	62000	64000	66000	68000	70000
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	35.0	34.7	34.3	34.0	33.8
Lado caliente	34.0	34.0	34.0	34.0	34.0
2. Carga térmica (BTU/hr)	7,297,119	7,297,789	7,297,789	7,297,789	7,297,789
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	33.9	33.5	33.0	32.6	32.2
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso de operación (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	197.19	200.11	202.82	205.33	207.65
Recuperado	6,641.06	6,648.53	6,655.66	6,662.47	6,669.01
6. Carga térmica (BTU/hr)	6,839,398	6,847,084	6,854,412	6,861,419	6,868,137
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	21.39	21.39	21.40	21.40	21.41
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.017289	0.016863	0.016439	0.016046	0.015682
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	34.3	34.0	33.7	33.4	33.2
Lado caliente	45.2	45.0	44.8	44.7	44.5
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	1,786.55	1,813.01	1,837.57	1,860.31	1,881.32
Vapor	15.28	15.51	15.72	15.91	16.09
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	546.00	546.00	546.00	546.00	546.00
Carga térmica	2.10	2.10	2.10	2.10	2.10
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	23.23	20.94	20.16	19.76	19.52
12. Costo límite	18.10	18.37	18.61	18.84	19.06
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>					
Inferior	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)
Superior	(493.80)	(493.00)	(492.25)	(491.56)	(490.92)
<b>Parametros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.914958	0.916349	0.917666	0.918913	0.920098
Límite	0.888458	0.889457	0.890409	0.891319	0.892191
15. Factor de Energía Conservada Límite	9.7028E-07	9.8433E-07	9.9742E-07	1.0096E-06	1.0209E-06

Tabla 029

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E1

2. Caso Base, Variando el Flujo de Kerosene

	Flujo de Kerosene, BPD				
	3600	3800	4000	4200	4400
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	33.6	34.1	34.7	35.2	35.7
Lado caliente	34.0	34.0	34.0	34.0	34.0
2. Carga térmica (BTU/hr)	6,729,519	7,103,381	7,477,243	7,851,105	8,224,967
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	29.5	31.8	34.3	36.9	39.6
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	178.01	194.20	207.11	215.38	223.50
Recuperado	6,220.16	6,507.26	4,211.86	4,313.20	4,410.32
6. Carga térmica (BTU/hr)	6,405,954	6,701,593	4,337,349	4,441,689	4,541,694
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	20.8	21.2	7.6	7.7	7.8
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.014272	0.015794	0.102938	0.103295	0.103606
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	33.1	33.6	30.2	30.4	30.5
Lado caliente	42.6	44.1	104.3	106.5	108.6
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	1,612.74	1,759.46	1,876.38	1,951.32	2,024.89
Vapor	13.79	15.05	16.05	16.69	17.32
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	546.00	546.00	546.00	546.00	546.00
Carga térmica	2.10	2.10	2.10	2.10	2.10
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	21.08	22.51	23.65	24.39	25.11
12. Costo límite	16.34	17.82	19.00	19.76	20.51
13. Costos Cotas para C <sub>0</sub>					
Inferior	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)
Superior	(499.08)	(494.62)	(491.09)	(488.81)	(486.58)
<b>Parametros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.928367	0.921196	0.577068	0.563220	0.550114
Límite	0.902423	0.894383	0.549912	0.536325	0.523473
15. Factor de Energía Conservada Límite	9.6727E-07	9.8699E-07	8.7963E-07	8.6888E-07	8.5850E-07

Tabla 030

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E1  
 3. Caso Base, Variando la Temperatura de Entrada del Crudo

	Temperatura de Entrada del Crudo, °C				
	21	22	23	25	26
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	31.5	32.5	33.4	35.4	36.4
Lado caliente	34.0	34.0	34.0	34.0	34.0
2. Carga térmica (BTU/hr)	7,297,789	7,297,789	7,297,789	7,297,789	7,297,789
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	28.3	29.6	31.2	35.6	39.4
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	165.52	183.69	193.78	209.21	211.95
Recuperado	3,919.68	6,736.35	6,694.61	6,615.33	4,122.98
6. Carga térmica (BTU/hr)	4,036,575	6,937,607	6,894,572	6,812,841	4,245,784
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	6.7	21.6	21.5	21.3	7.5
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.113443	0.012574	0.014474	0.018808	0.107279
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	26.8	31.9	32.9	34.7	32.1
Lado caliente	108.5	42.8	43.9	45.8	104.0
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	1,499.59	1,664.24	1,755.65	1,895.47	1,920.22
Vapor	12.83	14.23	15.02	16.21	16.42
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	546.00	546.00	546.00	546.00	546.00
Carga térmica	2.10	2.10	2.10	2.10	2.10
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	19.97	21.58	22.47	23.84	24.08
12. Costo límite	15.19	16.86	17.78	19.20	19.45
13. Costos Cotas para C <sub>0</sub>					
Inferior	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)
Superior	(502.54)	(497.52)	(494.74)	(490.49)	(489.76)
<b>Parámetros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.538329	0.916502	0.916960	0.917847	0.586052
Límite	0.516428	0.892067	0.891051	0.889586	0.557282
15. Factor de Energía Conservada Límite	7.1928E-07	8.9990E-07	9.5067E-07	1.0322E-06	9.2779E-07

Tabla 031

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E1

4. Caso Base, Variando la Temperatura de Entrada del Kerosene

	Temperatura de Entrada del Kerosene, °C				
	170	180	190	200	210
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	33.0	33.7	34.5	35.2	36.0
Lado caliente	34.0	34.0	34.0	34.0	34.0
2. Carga térmica (BTU/hr)	6,300,247	6,821,945	7,351,026	7,887,371	8,430,860
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	29.5	31.3	33.3	35.4	37.9
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	137.62	170.42	205.98	241.66	278.94
Recuperado	5,808.24	6,251.51	6,699.23	4,410.58	4,633.71
6. Carga térmica (BTU/hr)	5,981,874	6,438,286	6,899,274	4,541,892	4,771,564
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	21.2	21.3	21.4	7.4	7.4
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.013236	0.014994	0.016688	0.106183	0.109284
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	32.5	33.2	33.8	30.5	30.8
Lado caliente	41.8	43.4	45.0	110.3	116.9
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	1,246.85	1,543.99	1,866.14	2,189.39	2,527.20
Vapor	10.66	13.21	15.96	18.73	21.62
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	546.00	546.00	546.00	546.00	546.00
Carga térmica	2.10	2.10	2.10	2.10	2.10
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	17.50	20.40	23.55	26.72	30.02
12. Costo límite	12.63	15.64	18.90	22.17	25.59
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>					
Inferior	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)
Superior	(510.21)	(501.17)	(491.38)	(481.58)	(471.32)
<b>Parámetros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.913996	0.915867	0.917572	0.578188	0.572978
Límite	0.892749	0.891457	0.890081	0.548032	0.540312
15. Factor de Energía Conservada Límite	7.8700E-07	8.9696E-07	1.0057E-06	9.6792E-07	1.0398E-06

Tabla 032

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E1

5. Caso Base, Variando la Densidad API del Crudo

	Densidad API del Crudo				
	21.8	22.2	22.6	23.0	23.4
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	34.4	34.4	34.4	34.4	34.4
Lado caliente	34.0	34.0	34.0	34.0	34.0
2. Carga térmica (BTU/hr)	7,297,789	7,297,789	7,297,789	7,297,789	7,297,789
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	23.72	100.35	181.42	266.23	354.09
Recuperado	6,832.57	6,756.07	6,675.11	6,590.42	6,502.68
6. Carga térmica (BTU/hr)	7,037,448	6,958,301	6,874,545	6,786,923	6,696,133
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	24.5	23.0	21.7	20.5	19.5
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.010586	0.013211	0.015856	0.018522	0.021208
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	34.0	33.9	33.8	33.7	33.6
Lado caliente	40.4	42.3	44.3	46.4	48.6
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	214.92	909.13	1,643.64	2,411.98	3,208.06
Vapor	1.84	7.78	14.06	20.63	27.44
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	546.00	546.00	546.00	546.00	546.00
Carga térmica	2.10	2.10	2.10	2.10	2.10
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	7.40	14.19	21.38	28.89	36.68
12. Costo límite	2.18	9.21	16.65	24.43	32.50
13. Costos Cotas para C <sub>0</sub>					
Inferior	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)
Superior	(541.56)	(520.47)	(498.15)	(474.79)	(450.60)
<b>Parámetros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.917373	0.917388	0.917404	0.917420	0.917436
Límite	0.914185	0.903904	0.893024	0.881641	0.869848
15. Factor de Energía Conservada Límite	2.0120E-07	5.3839E-07	8.9884E-07	1.2900E-06	1.6957E-06

Tabla 033

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E1

6. Caso Base, Variando la Densidad API del Kerosene

	Densidad API del Kerosene			
	38.4	39.2	39.6	40.0
Condición: Estado de limpieza hipotética				
1. Temperaturas de salida				
Lado frío	34.4	34.4	34.4	34.4
Lado caliente	34.0	34.0	34.0	34.0
2. Carga térmica (BTU/hr)	7,326,827	7,310,123	7,301,882	7,293,714
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	33.3	33.2	33.1	33.1
Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)				
4. Lapso (días)	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)				
Perdido	241.36	220.53	208.62	195.74
Recuperado	6,629.26	6,642.02	6,649.93	6,658.84
6. Carga térmica (BTU/hr)	6,827,040	6,840,283	6,848,486	6,857,715
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	20.8	21.1	21.3	21.5
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.018087	0.017243	0.016770	0.016263
9. Temperaturas de salida				
Lado frío	33.7	33.8	33.8	33.8
Lado caliente	46.1	45.4	45.1	44.6
Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)				
10. Pérdidas por ensuciamiento				
Combustible	2,186.73	1,997.95	1,890.05	1,773.39
Vapor	18.70	17.09	16.17	15.17
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	546.00	546.00	546.00	546.00
Carga térmica	2.10	2.10	2.10	2.10
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00
Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)				
11. Pérdidas por Ensuciamiento	26.69	24.84	23.79	22.65
12. Costo límite	22.15	20.24	19.15	17.96
13. Costos Cotas para C <sub>0</sub>				
Inferior	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)
Superior	(481.64)	(487.38)	(490.66)	(494.20)
Parametros de rendimiento				
14. Efectividades				
Inicial	0.915711	0.916688	0.917169	0.917646
Límite	0.883401	0.887101	0.889149	0.891326
15. Factor de Energía Conservada Límite	1.1678E-06	1.0761E-06	1.0231E-06	9.6550E-07

Tabla 034

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E1  
 7. Caso Base, Variando el Contenido de Sales en el Crudo

	Contenido de Sales en el Crudo, lbs/MB				
	5	10	15	20	25
Condición: Estado de limpieza hipotética					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	34.4	34.4	34.4	34.4	34.4
Lado caliente	34.0	34.0	34.0	34.0	34.0
2. Carga térmica (BTU/hr)	7,297,789	7,297,789	7,297,789	7,297,789	7,297,789
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1
Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	146.00	173.45	194.75	212.87	228.94
Recuperado	6,710.56	6,683.11	6,661.81	6,643.69	6,627.62
6. Carga térmica (BTU/hr)	6,911,223	6,882,825	6,860,781	6,842,037	6,825,410
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	22.3	21.8	21.5	21.2	21.0
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.014717	0.015602	0.016282	0.016854	0.017359
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	33.9	33.8	33.8	33.8	33.7
Lado caliente	43.4	44.1	44.7	45.1	45.5
Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	1,322.72	1,571.40	1,764.44	1,928.56	2,074.16
Vapor	11.31	13.44	15.09	16.50	17.74
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	546.00	546.00	546.00	546.00	546.00
Carga térmica	2.10	2.10	2.10	2.10	2.10
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	18.24	20.67	22.56	24.16	25.59
12. Costo límite	13.40	15.92	17.87	19.54	21.01
13. Costos Cotas para Co					
Inferior	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)
Superior	(507.90)	(500.34)	(494.47)	(489.49)	(485.06)
Parámetros de rendimiento					
14. Efectividades					
Inicial	0.917408	0.917408	0.917408	0.917408	0.917408
Límite	0.897788	0.894099	0.891236	0.888801	0.886641
15. Factor de Energía Conservada Límite	7.3676E-07	8.6227E-07	9.6014E-07	1.0436E-06	1.1177E-06

Tabla 035

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E1

8. Caso Base, Variando el Contenido de Agua y Sedimentos en el Crudo

	Contenido de Agua y Sedimentos en el Crudo, %V				
	0.15	0.20	0.25	0.35	0.40
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	34.4	34.4	34.4	34.4	34.4
Lado caliente	34.0	34.0	34.0	34.0	34.0
2. Carga térmica (BTU/hr)	7,297,789	7,297,789	7,297,789	7,297,789	7,297,789
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	206.47	205.14	203.76	200.77	199.16
Recuperado	6,650.09	6,651.41	6,652.80	6,655.79	6,657.40
6. Carga térmica (BTU/hr)	6,848,661	6,850,028	6,851,464	6,854,559	6,856,225
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	21.3	21.4	21.4	21.4	21.4
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.016653	0.016611	0.016567	0.016472	0.016421
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	33.8	33.8	33.8	33.8	33.8
Lado caliente	45.0	44.9	44.9	44.8	44.8
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	1,870.57	1,858.60	1,846.02	1,818.92	1,804.33
Vapor	16.00	15.90	15.79	15.56	15.43
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	546.00	546.00	546.00	546.00	546.00
Carga térmica	2.10	2.10	2.10	2.10	2.10
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	23.60	23.48	23.36	23.09	22.95
12. Costo límite	18.95	18.83	18.70	18.43	18.28
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>					
Inferior	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)
Superior	(491.25)	(491.61)	(491.99)	(492.82)	(493.26)
<b>Parámetros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.917408	0.917408	0.917408	0.917408	0.917408
Límite	0.889661	0.889839	0.890026	0.890428	0.890644
15. Factor de Energía Conservada Límite	1.0141E-06	1.0080E-06	1.0016E-06	9.8782E-07	9.8040E-07

Tabla 036

## Simulación de la Operación del Intercambiador 211E1

## 9. Caso Base, Variando el Lapso de Operación

## Condición: Estado de limpieza hipotética

1. Temperaturas de salida					
Lado frío	34.4	34.4	34.4	34.4	34.4
Lado caliente	34.0	34.0	34.0	34.0	34.0
2. Carga térmica (BTU/hr)	7,297,789	7,297,789	7,297,789	7,297,789	7,297,789
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	33.1	33.1	33.1	33.1	33.1

Condiciones operativas  
(para el lapso indicado en el rubro 4)

4. Lapso (días)	100	200	300	400	500
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	202.30	205.95	207.14	207.71	208.03
Recuperado	6,654.26	6,751.94	6,785.19	6,801.98	6,812.11
6. Carga térmica (BTU/hr)	6,852,973	6,852,973	6,852,973	6,852,973	6,852,973
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	21.39	21.39	21.39	21.39	21.39
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.016521	0.016521	0.016521	0.016521	0.016521
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	33.8	33.8	33.8	33.8	33.8
Lado caliente	44.9	44.9	44.9	44.9	44.9

Costos Totales en US\$  
(para el lapso del rubro 4)

10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	1,832.80	3,677.36	5,520.80	7,362.78	9,204.06
Vapor	15.68	31.45	47.22	62.97	78.72
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	546.00	546.00	546.00	546.00	546.00
Carga térmica	2.10	2.10	2.10	2.10	2.10
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Costos en US\$/día  
(basados en el lapso total: operación + limpieza)

11. Pérdidas por Ensuciamiento	23.23	20.94	20.16	19.76	19.52
12. Costo límite	18.57	18.57	18.57	18.57	18.57
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>					
Inferior	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)	(548.10)
Superior	(492.40)	(492.40)	(492.40)	(492.40)	(492.40)

## Parametros de rendimiento

14. Efectividades					
Inicial	0.917408	0.917408	0.917408	0.917408	0.917408
Límite	0.890222	0.890222	0.890222	0.890222	0.890222
15. Factor de Energía Conservada Límite	9.9487E-07	9.9487E-07	9.9487E-07	9.9487E-07	9.9487E-07

23.8  
23.6  
23.4  
23.2  
23.0  
22.8

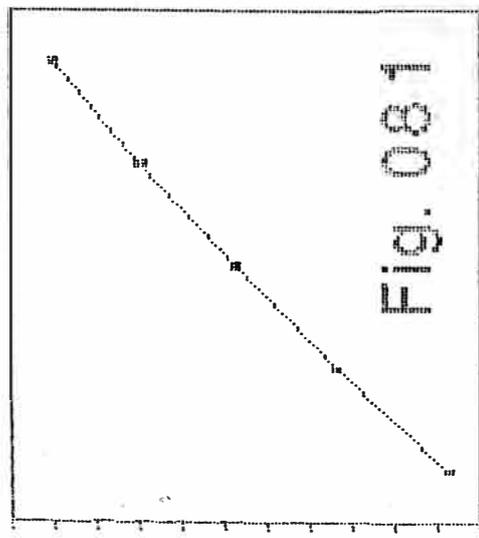


Fig. 081

32000 38000 44000 50000 56000 62000 68000 70000  
Flujo de Crudo, BPD

33  
32  
29  
24  
20  
18  
12  
8

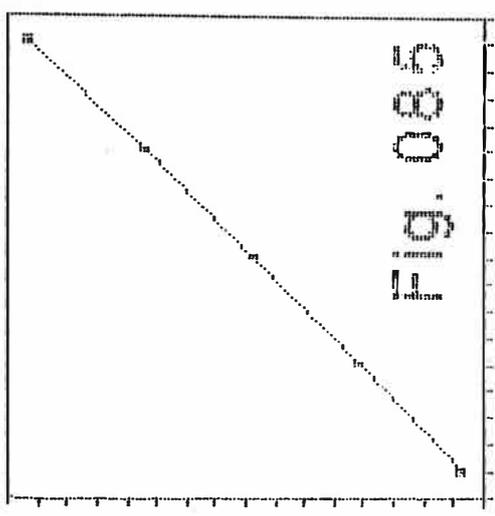


Fig. 085

22.1 22.5 22.9  
Densidad API del Crudo

Ejes Verticales:  
Costos por Ensuciamiento  
(US\$/día)  
Duración del Ciclo: 103 días

**Intercambiador 211E1**  
Pérdidas por Ensuciamiento

Caso Base: 04/05/88

25.0  
24.0  
23.0  
22.0  
21.0

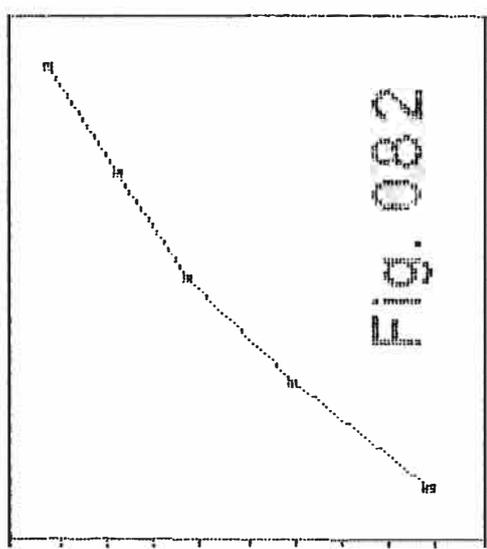


Fig. 082

3600 4000 4400  
Flujo de Kerosene, BPD

24.0  
23.0  
22.0  
21.0  
20.0

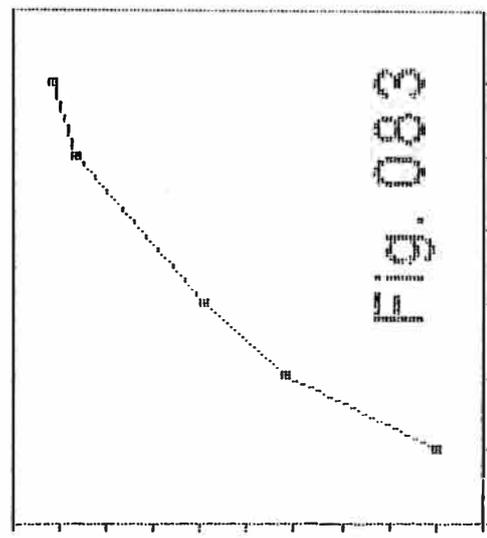


Fig. 083

20 22 24 26  
T-ent del Crudo, °C

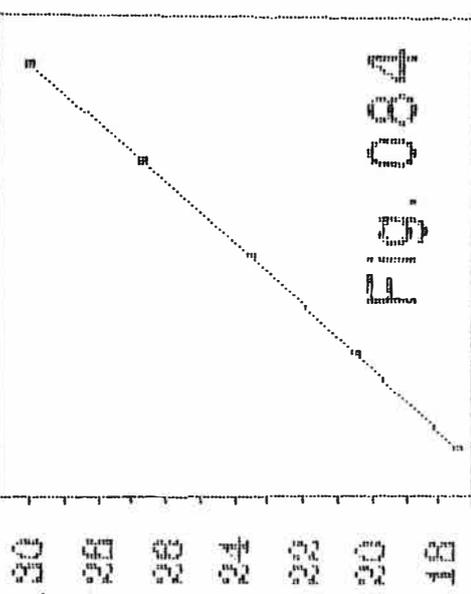
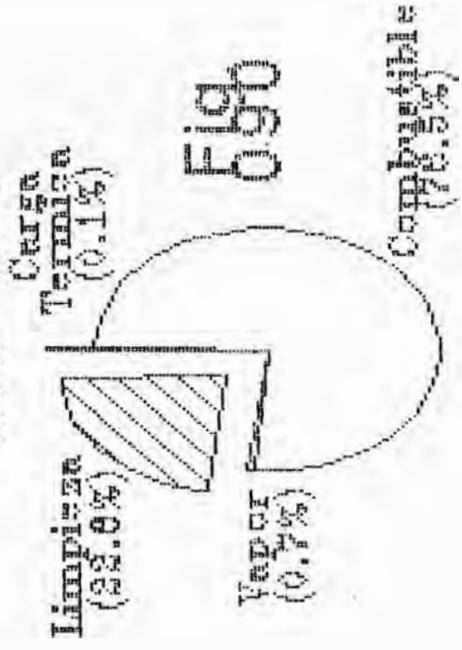


Fig. 084

175 185 195 215  
T-ent del Kerosene, °C

Distribucion del Costo Total



Intercambiador 211E1  
Perdidas por Enfriamiento

Case Base: 04/05/88

Ejes Verticales:  
Costos por Enfriamiento (US\$/día)  
Duracion del Ciclo: 103 dias

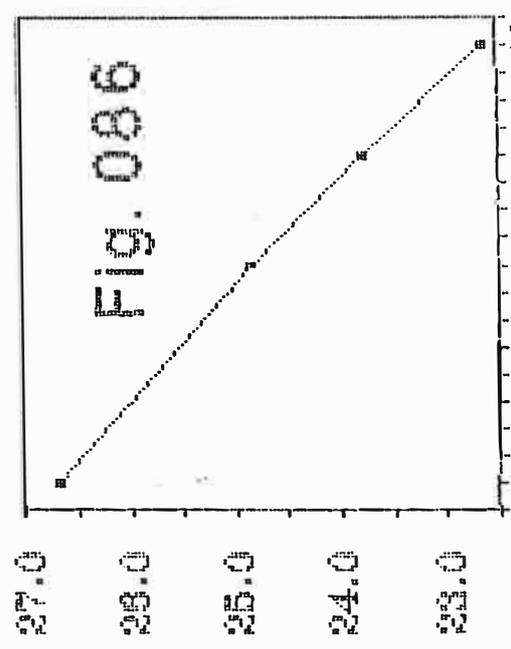


Fig. 086  
Dens. API del Kerosene

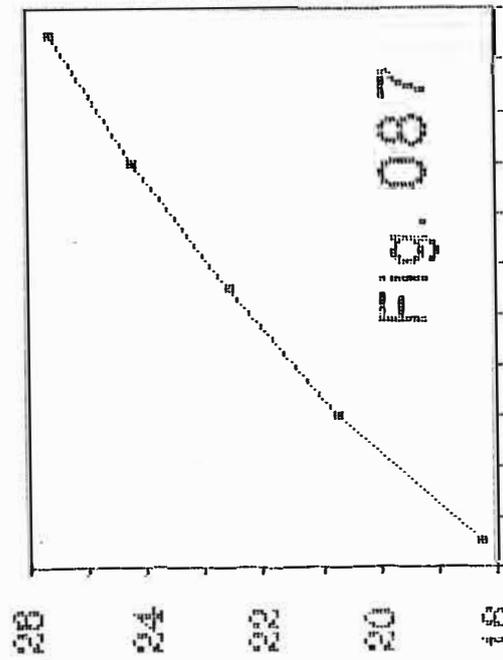


Fig. 087  
Sales en el Crudo, lbs/MB

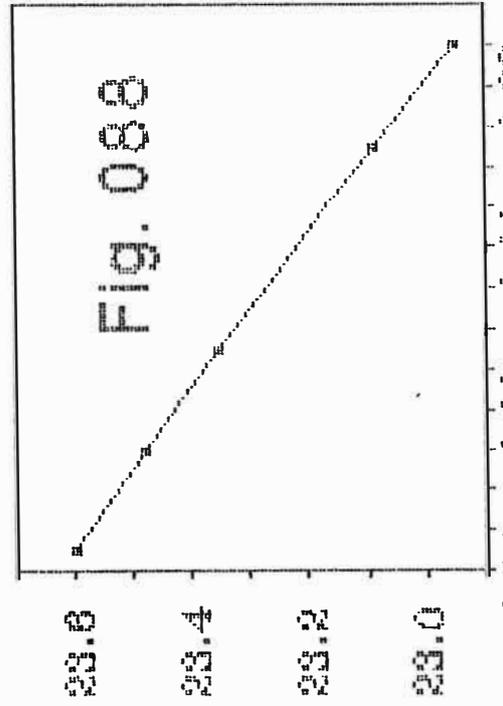


Fig. 088  
Ejes Verticales

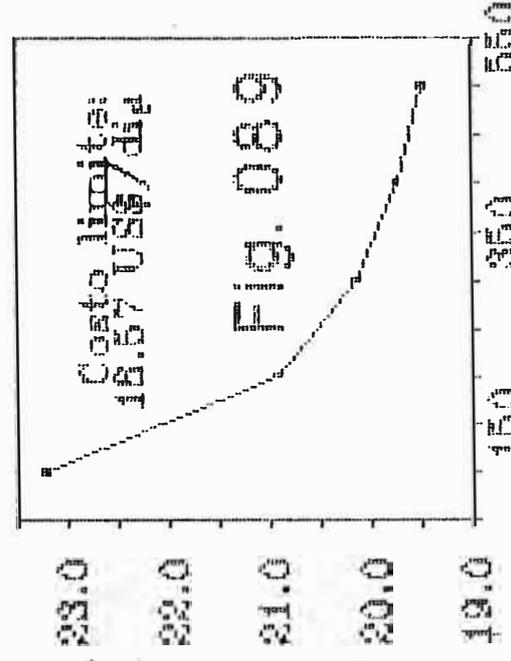


Fig. 089  
Costo limite: 18.57 US\$/día

Tabla 037

Intercambiador 211E3 A/B/C

Caso Base (Fecha: 04/05/86)

Clase Lado Fluido	Frio Tubos Crudo	Caliente Coraza Crudo Reducido
Flujo [BPD]	65600	35500
Temperaturas [°C]		
Entrada	53	205
Salida	100	132
Densidad API 60°F/60°F	22.7	12.6
Factor K (UOP)	11.73	11.56
Constantes ASTM D341		
A	27.5916	22.0714
B	4.1365	3.1367
Sales [lbs/MB]	17.0	
Agua y sedimentos	0.3%	

Tabla 03B

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E3 A/B/C

1. Caso Base, Variando el Flujo de Crudo

	Flujo de Crudo, BPD				
	62000	64000	66000	68000	70000 (#)
Condición: Estado de limpieza hipotética					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	105.2	104.3	103.4	102.5	101.7
Lado caliente	130.2	129.2	128.2	127.2	126.3
2. Carga térmica (BTU/hr)	38,844,604	39,345,978	39,832,415	40,304,685	40,763,499
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	24.40	24.72	25.03	25.35	25.65
Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	14
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	991.14	1,880.93	2,755.33	3,613.68	2,517.20
Recuperado	35,654.72	35,237.91	34,822.42	34,409.60	26,270.48
6. Carga térmica (BTU/hr)	37,746,326	37,262,881	36,782,599	36,306,898	36,001,885
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	23.20	22.48	21.82	21.19	20.75
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.002117	0.004019	0.005893	0.007741	0.009203
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	103.8	101.7	99.7	97.8	96.2
Lado caliente	132.5	133.5	134.4	135.4	136.0
Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	9,241.16	17,537.45	25,690.17	33,693.25	4,521.91
Vapor	79.04	150.00	219.73	288.18	38.68
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	12.57	12.57	12.57	12.57	12.57
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	126.15	205.00	282.49	358.56	421.96
12. Costo límite	97.43	184.80	270.56	354.65	437.05
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>					
Inferior	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)
Superior	(3,112.18)	(2,262.42)	(1,440.17)	(645.13)	123.22
Parámetros de rendimiento					
14. Efectividades					
Inicial	0.527788	0.534601	0.541210	0.547627	0.553861
Límite	0.512866	0.506297	0.499772	0.493308	0.486922
15. Factor de Energía Conservada Límite	5.7864E-02	1.0773E-01	1.5485E-01	1.9934E-01	2.4130E-01

(\*) Este valor produce un período óptimo

Tabla 039

## Simulación de la Operación del Intercambiador 211E3 A/B/C

## 2. Caso Base, Variando el Flujo de Crudo Reducido

	Flujo de Crudo Reducido, BPD				
	33000	34000	35000	36000	37000
Condición: Estado de limpieza hipotética					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	102.2	102.8	103.3	103.8	104.3
Lado caliente	124.6	126.2	127.7	129.1	130.5
2. Carga térmica (BTU/hr)	38,622,274	39,081,875	39,522,629	39,945,635	40,351,915
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	24.63	24.77	24.91	25.04	25.16
Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	3,147.23	2,934.18	2,703.53	2,455.64	2,190.82
Recuperado	33,288.88	33,935.51	34,581.97	35,228.92	35,877.02
6. Carga térmica (BTU/hr)	35,139,719	35,834,562	36,530,085	37,227,014	37,926,038
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	20.9	21.3	21.7	22.2	22.6
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.007303	0.006584	0.005873	0.005170	0.004475
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	98.0	98.8	99.7	100.5	101.4
Lado caliente	132.4	133.1	133.9	134.6	135.2
Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	29,344.12	27,357.69	25,207.17	22,895.89	20,426.77
Vapor	250.98	233.99	215.60	195.83	174.71
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	12.57	12.57	12.57	12.57	12.57
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	317.22	298.34	277.90	255.93	232.47
12. Costo límite	308.95	288.08	265.48	241.18	215.21
13. Costos Cotas para C <sub>0</sub>					
Inferior	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)
Superior	(1,078.11)	(1,274.78)	(1,488.89)	(1,720.29)	(1,968.89)
Parametros de rendimiento					
14. Efectividades					
Inicial	0.564523	0.554439	0.544672	0.535210	0.526041
Límite	0.513620	0.508371	0.503431	0.498785	0.494417
15. Factor de Energía Conservada Límite	1.8829E-01	1.7132E-01	1.5423E-01	1.3702E-01	1.1968E-01

Tabla 040

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E3 A/B/C  
 3. Caso Base, Variando la Temperatura de Entrada del Crudo

	Temperatura de Entrada del Crudo, °C				
	50	52	54	56	58
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	101.7	102.9	104.2	105.4	106.6
Lado caliente	126.9	127.9	128.9	129.8	130.8
2. Carga térmica (BTU/hr)	40,446,945	39,972,676	39,500,217	39,029,111	38,559,169
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	25.02	24.99	24.96	24.93	24.90
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	2,105.00	2,424.64	2,736.93	3,041.74	3,338.96
Recuperado	36,052.50	35,285.43	34,527.42	33,778.18	33,037.62
6. Carga térmica (BTU/hr)	38,115,944	37,288,306	36,470,782	35,663,054	34,865,041
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	22.57	22.15	21.74	21.35	20.96
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.004353	0.005127	0.005918	0.006727	0.007554
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	98.9	99.7	100.5	101.3	102.2
Lado caliente	131.7	133.4	135.1	136.7	138.3
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	19,626.60	22,606.89	25,518.60	28,360.54	31,131.75
Vapor	167.87	193.36	218.26	242.57	266.27
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	12.57	12.57	12.57	12.57	12.57
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	224.86	253.19	280.86	307.87	334.21
12. Costo límite	206.79	238.14	268.75	298.61	327.72
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>					
Inferior	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)
Superior	(2,049.52)	(1,749.22)	(1,457.92)	(1,175.70)	(902.60)
<b>Parametros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.540511	0.540094	0.539723	0.539393	0.539102
Límite	0.509360	0.503824	0.498330	0.492873	0.487453
15. Factor de Energía Conservada Límite	1.1815E-01	1.3655E-01	1.5466E-01	1.7249E-01	1.9002E-01

Tabla 041

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E3 A/B/C

4. Caso Base, Variando la Temperatura de Entrada del Crudo Reducido

	Temperatura de Entrada del Crudo Reducido, °C				
	200	202	204	206	208
Condición: Estado de limpieza hipotética					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	101.8	102.5	103.2	103.9	104.6
Lado caliente	125.7	126.8	127.8	128.9	130.0
2. Carga térmica (BTU/hr)	38,269,943	38,855,585	39,442,367	40,030,440	40,619,626
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	24.80	24.87	24.94	25.01	25.07
Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	2,463.60	2,510.62	2,557.94	2,605.57	2,653.47
Recuperado	33,640.12	34,145.59	34,651.84	35,159.00	35,666.93
6. Carga térmica (BTU/hr)	35,542,704	36,076,307	36,610,730	37,146,098	37,682,271
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	21.82	21.87	21.92	21.97	22.02
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.005507	0.005512	0.005518	0.005523	0.005529
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	98.5	99.1	99.8	100.4	101.1
Lado caliente	131.4	132.5	133.7	134.8	136.0
Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	22,970.11	23,408.55	23,849.70	24,293.76	24,740.42
Vapor	196.46	200.21	203.99	207.79	211.61
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	12.57	12.57	12.57	12.57	12.57
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	256.64	260.81	265.00	269.22	273.46
12. Costo límite	241.94	246.56	251.20	255.88	260.58
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>					
Inferior	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)
Superior	(1,715.01)	(1,670.19)	(1,625.10)	(1,579.71)	(1,534.07)
Parametros de rendimiento					
14. Efectividades					
Inicial	0.540120	0.540038	0.539949	0.539857	0.539759
Límite	0.501630	0.501410	0.501185	0.500958	0.500727
15. Factor de Energía Conservada Límite	1.4444E-01	1.4493E-01	1.4540E-01	1.4588E-01	1.4635E-01

Tabla 042

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E3 A/B/C

5. Caso Base, Variando la Densidad API del Crudo

	Densidad API del Crudo			
	21.8 (*)	22.2 (*)	22.6	23.0
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>				
1. Temperaturas de salida				
Lado frío	103.3	103.4	103.5	103.6
Lado caliente	128.5	128.4	128.4	128.3
2. Carga térmica (BTU/hr)	39,679,924	39,704,942	39,730,010	39,755,128
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	24.88	24.92	24.96	25.00
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>				
4. Lapso (días)	7	14	100	100
5. Calores (MMBTU/día)				
Perdido	1,916.82	2,488.72	2,984.55	1,308.33
Recuperado	19,733.58	25,268.59	34,496.59	36,196.50
6. Carga térmica (BTU/hr)	34,291,878	34,917,392	36,426,992	38,305,626
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	19.47	20.05	21.50	23.42
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.011178	0.009755	0.006457	0.002699
9. Temperaturas de salida				
Lado frío	96.8	97.6	99.5	101.9
Lado caliente	139.5	138.2	135.2	131.3
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>				
10. Pérdidas por ensuciamiento				
Combustible	2,226.42	4,364.93	27,827.35	12,198.64
Vapor	19.04	37.33	238.01	104.34
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	12.57	12.57	12.57	12.57
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>				
11. Pérdidas por Ensuciamiento	477.48	424.26	302.80	154.26
12. Costo límite	575.09	441.12	293.02	128.59
13. Costos Cotas para Co				
Inferior	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)
Superior	1,371.40	155.39	(1,227.26)	(2,807.38)
<b>Parametros de rendimiento</b>				
14. Efectividades				
Inicial	0.539138	0.539478	0.539819	0.540160
Límite	0.451057	0.471916	0.494940	0.520465
15. Factor de Energía Conservada Límite	3.0562E-01	2.4249E-01	1.6682E-01	7.5914E-02

(\*) Este valor produce un período óptimo

Tabla 043

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E3 A/B/C

6. Caso Base, Variando la Densidad API del Crudo Reducido

	Densidad API del Crudo Reducido				
	12.0	12.2	12.4	12.8	13.0
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	103.6	103.6	103.6	103.5	103.5
Lado caliente	128.6	128.5	128.4	128.3	128.2
2. Carga térmica (BTU/hr)	39,752,428	39,747,024	39,741,643	39,730,949	39,725,636
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	24.96	24.96	24.97	24.98	24.98
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	1,113.08	1,614.04	2,103.47	3,049.15	3,506.09
Recuperado	36,389.22	35,883.15	35,388.65	34,432.88	33,970.93
6. Carga térmica (BTU/hr)	38,519,102	37,959,177	37,412,392	36,356,584	35,846,765
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	23.62	23.03	22.48	21.44	20.95
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.002283	0.003357	0.004436	0.006610	0.007705
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	102.1	101.4	100.7	99.4	98.8
Lado caliente	131.1	132.2	133.2	135.2	136.2
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	10,378.09	15,048.98	19,612.31	28,429.64	32,690.06
Vapor	88.76	128.71	167.74	243.16	279.60
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	12.57	12.57	12.57	12.57	12.57
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	136.96	181.35	224.72	308.53	349.02
12. Costo límite	109.41	158.60	206.63	299.35	344.10
13. Costos Cotas para Co					
Inferior	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)
Superior	(2,994.66)	(2,515.52)	(2,051.64)	(1,167.35)	(745.85)
<b>Parametros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.538575	0.539019	0.539462	0.540344	0.540783
Límite	0.521865	0.514774	0.507844	0.494452	0.487980
15. Factor de Energía Conservada Límite	6.4668E-02	9.2855E-02	1.1983E-01	1.7034E-01	1.9398E-01

Tabla 044

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E3 A/B/C

7. Caso Base, Variando el Contenido de Sales en el Crudo

	Contenido de Sales en el Crudo, lbs/MB				
	5	10	15	20	25
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	103.5	103.5	103.5	103.5	103.5
Lado caliente	128.4	128.4	128.4	128.4	128.4
2. Carga térmica (BTU/hr)	39,736,285	39,736,285	39,736,285	39,736,285	39,736,285
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	24.97	24.97	24.97	24.97	24.97
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	2,000.36	2,288.07	2,505.74	2,687.20	2,845.54
Recuperado	35,486.70	35,198.99	34,981.32	34,799.86	34,641.52
6. Carga térmica (BTU/hr)	37,521,067	37,202,920	36,962,300	36,761,768	36,586,829
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	22.60	22.27	22.03	21.83	21.66
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.004209	0.004853	0.005347	0.005763	0.006130
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	100.9	100.5	100.2	99.9	99.7
Lado caliente	132.9	133.6	134.1	134.5	134.8
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	18,650.91	21,333.48	23,363.04	25,054.91	26,531.20
Vapor	159.52	182.47	199.83	214.30	226.92
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	12.57	12.57	12.57	12.57	12.57
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	215.59	241.08	260.37	276.45	290.49
12. Costo límite	196.52	224.74	246.09	263.88	279.40
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>					
Inferior	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)
Superior	(2,149.02)	(1,877.77)	(1,673.52)	(1,503.91)	(1,356.39)
<b>Parametros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.539904	0.539904	0.539904	0.539904	0.539904
Límite	0.509805	0.505483	0.502213	0.499489	0.497112
15. Factor de Energía Conservada Límite	1.1433E-01	1.2993E-01	1.4160E-01	1.5123E-01	1.5956E-01

Tabla 045

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E3 A/B/C

8. Caso Base, Variando el Contenido de Agua y Sedimentos en el Crudo

	Contenido de Agua y Sedimentos en el Crudo, %V			
	0.15	0.20	0.25	0.35
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>				
1. Temperaturas de salida				
Lado frío	103.5	103.5	103.5	103.5
Lado caliente	128.4	128.4	128.4	128.4
2. Carga térmica (BTU/hr)	39,736,285	39,736,285	39,736,285	39,736,285
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	24.97	24.97	24.97	24.97
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>				
4. Lapso (días)	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)				
Perdido	2,608.79	2,600.22	2,591.20	2,571.75
Recuperado	34,878.27	34,886.84	34,895.86	34,915.31
6. Carga térmica (BTU/hr)	36,848,415	36,857,888	36,867,851	36,889,353
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	21.92	21.93	21.94	21.96
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.005583	0.005563	0.005542	0.005498
9. Temperaturas de salida				
Lado frío	100.0	100.1	100.1	100.1
Lado caliente	134.3	134.3	134.3	134.2
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>				
10. Pérdidas por ensuciamiento				
Combustible	24,323.82	24,243.90	24,159.85	23,978.44
Vapor	208.04	207.36	206.64	205.09
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	12.57	12.57	12.57	12.57
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>				
11. Pérdidas por Ensuciamiento	269.51	268.75	267.95	266.22
12. Costo límite	256.19	255.35	254.47	252.56
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>				
Inferior	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)
Superior	(1,577.13)	(1,585.14)	(1,593.57)	(1,611.76)
<b>Parametros de rendimiento</b>				
14. Efectividades				
Inicial	0.539904	0.539904	0.539904	0.539904
Límite	0.500666	0.500795	0.500930	0.501222
15. Factor de Energía Conservada Límite	1.4708E-01	1.4662E-01	1.4615E-01	1.4511E-01

Tabla 046

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E3 A/B/C

9. Caso Base, Variando el Lapso de Operación

Condición: Estado de limpieza hipotética

1. Temperaturas de salida					
Lado frío	103.5	103.5	103.5	103.5	103.5
Lado caliente	128.4	128.4	128.4	128.4	128.4
2. Carga térmica (BTU/hr)	39,736,285	39,736,285	39,736,285	39,736,285	39,736,285
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	24.97	24.97	24.97	24.97	24.97

Condiciones operativas  
(para el lapso indicado en el rubro 4)

4. Lapso (días)	100	200	300	400	500
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	2,581.72	2,715.82	2,762.28	2,785.89	2,800.24
Recuperado	34,905.34	35,863.10	36,194.86	36,363.15	36,464.87
6. Carga térmica (BTU/hr)	36,878,330	36,878,330	36,878,330	36,878,330	36,878,330
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.005520	0.005520	0.005520	0.005520	0.005520
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	100.1	100.1	100.1	100.1	100.1
Lado caliente	134.2	134.2	134.2	134.2	134.2

Costos Totales en US\$  
(para el lapso del rubro 4)

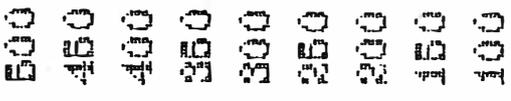
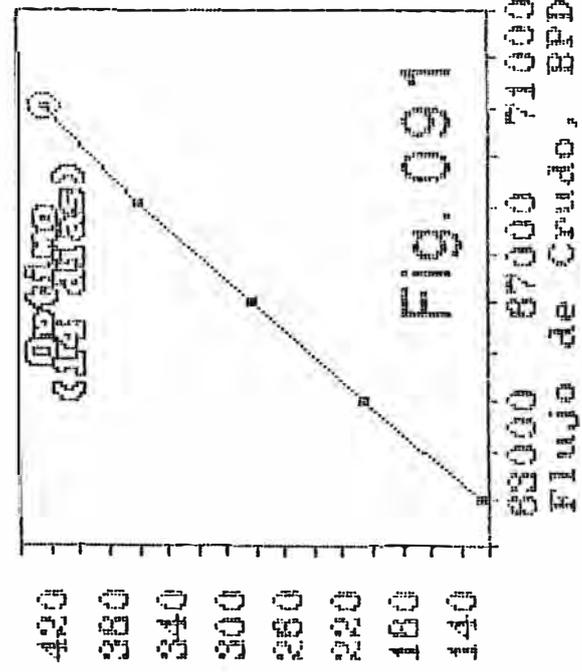
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	24,071.44	49,210.13	74,349.20	99,489.56	124,632.71
Vapor	205.88	420.90	635.91	850.94	1,065.99
Antiensuciante	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	12.57	12.57	12.57	12.57	12.57
Otros	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Costos en US\$/día  
(basados en el lapso total: operación + limpieza)

11. Pérdidas por Ensuciamiento	267.11	260.39	258.06	256.88	256.18
12. Costo límite	253.54	253.54	253.54	253.54	253.54
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>					
Inferior	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)	(4,074.57)
Superior	(1,602.43)	(1,602.43)	(1,602.43)	(1,602.43)	(1,602.43)

Parámetros de rendimiento

14. Efectividades					
Inicial	0.53990384	0.53990384	0.53990384	0.53990384	0.53990384
Límite	0.50107231	0.50107231	0.50107231	0.50107231	0.50107231
15. Factor de Energía Conservada Límite	0.14564183	0.14564183	0.14564183	0.14564183	0.14564183

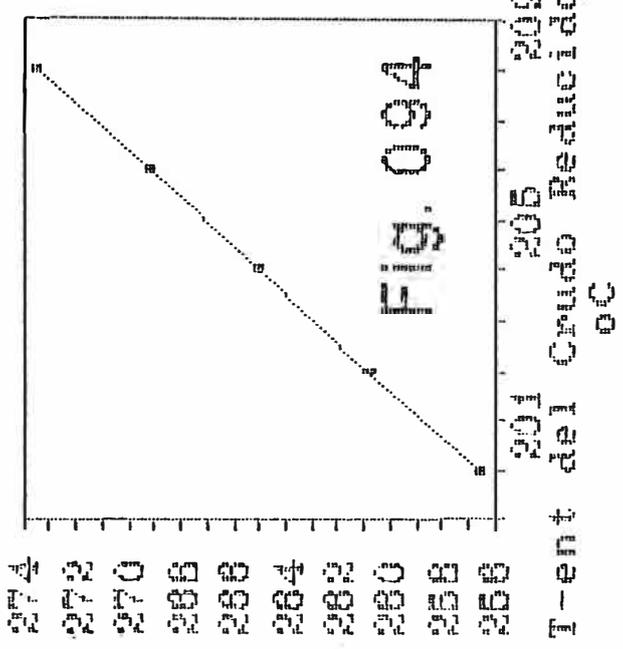
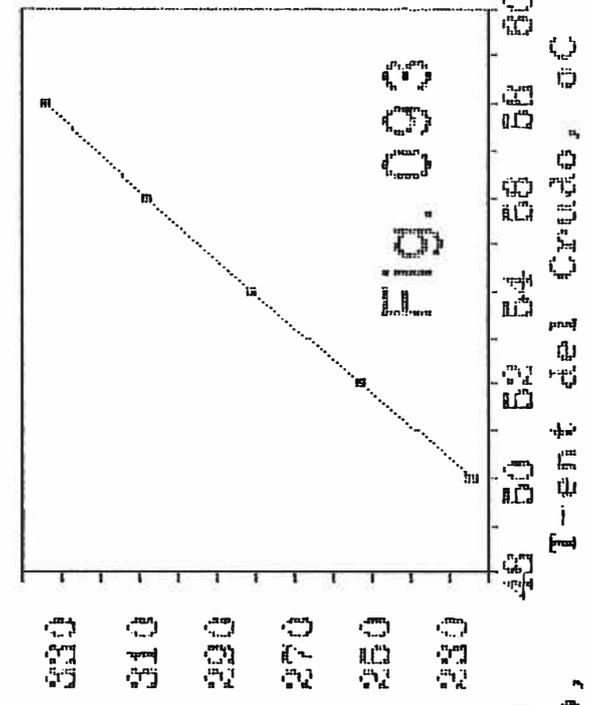
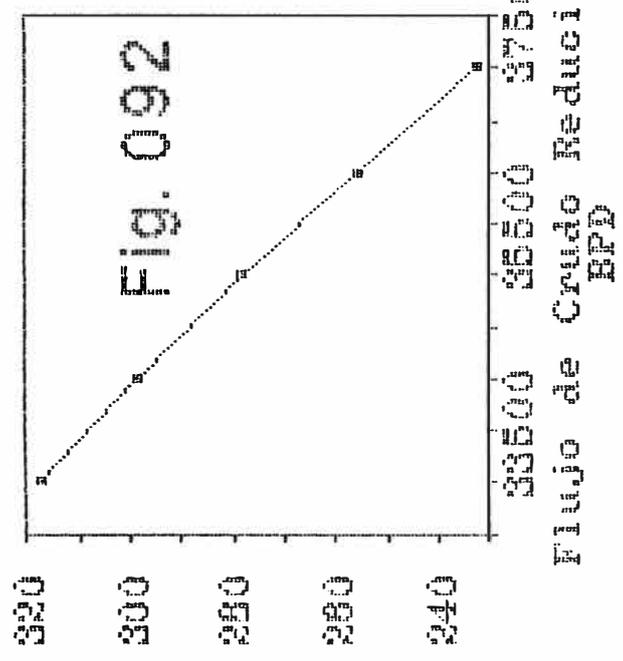


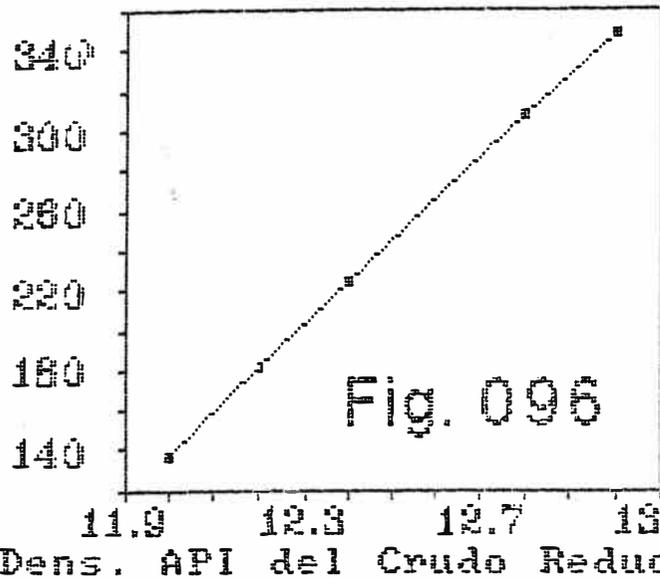
# Int. 211E3 A/B/C

## Pérdidas por Ensuciamiento

Caso Base: 04/06/88

Ejes Verticales:  
 Costos por Ensuciamiento  
 (US\$/día)  
 Duracion del Ciclo: 106 días





## Int. 211E3 A/B/C

### Pérdidas por Ensuciamiento

Caso Base: 04/05/88

Ejes Verticales:  
 Costos por Ensuciamiento  
 (US\$/dia)  
 Duracion del Ciclo: 105 dias

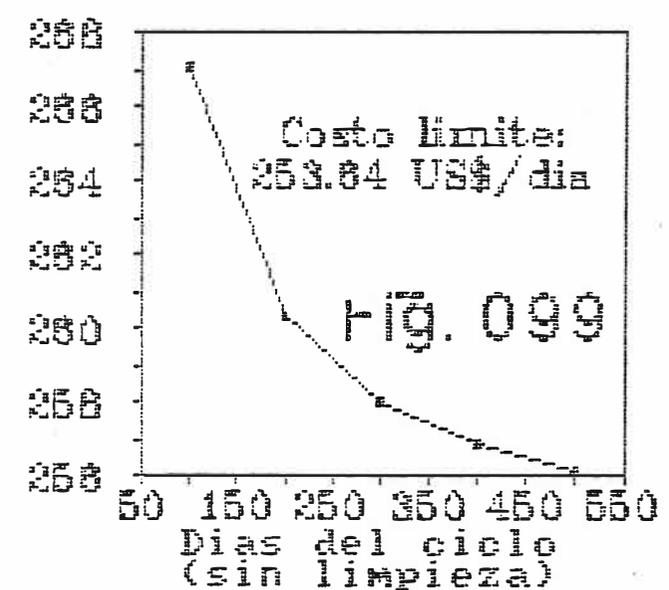
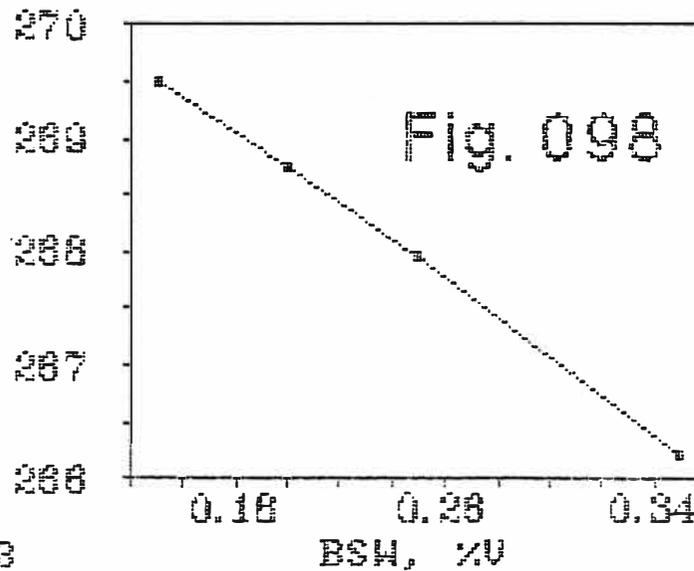
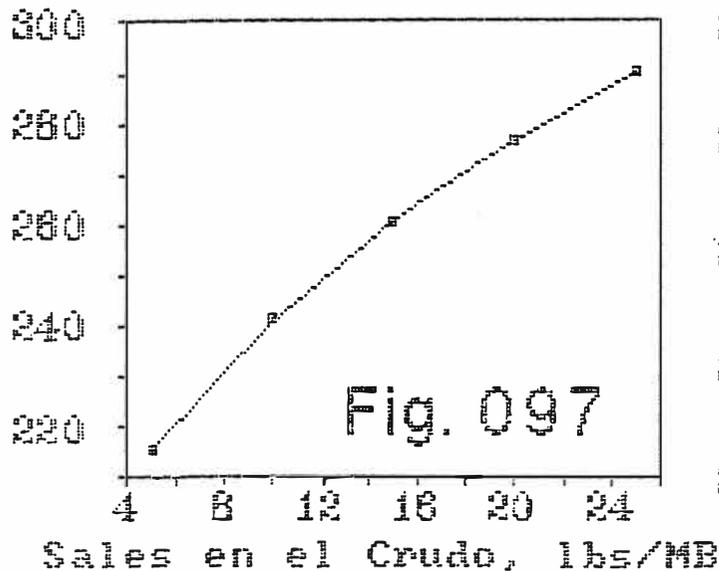
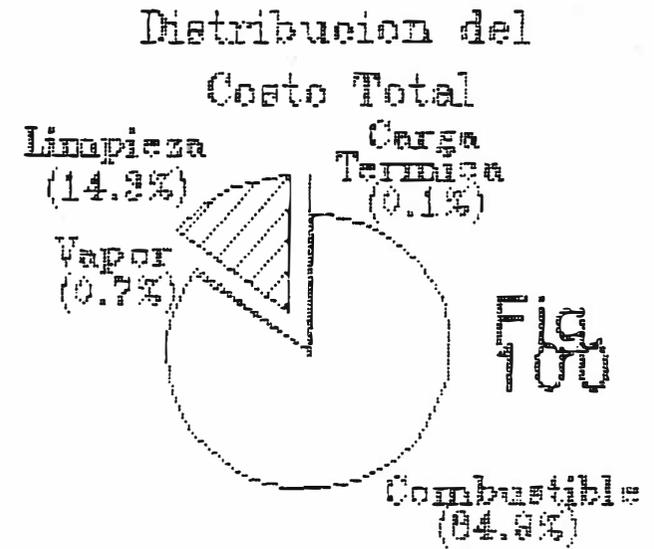


Tabla 047

Intercambiador 211E9 A/B/C

Caso Base (Fecha: 04/05/86)

Clase	Frio	Caliente
Lado	Tubos	Coraza
Fluido	Crudo	Crudo Reducido
Flujo [BPD]	65600	35500
Temperaturas [°C]		
Entrada	182	336
Salida	253	214
Densidad API 60°F/60°F	22.7	12.6
Factor K (UOP)	11.73	11.56
Constantes ASTM D341		
A	27.5916	22.0714
B	4.1365	3.1367
Sales [lbs/ME]	9.5	
Agua y sedimentos	0.6%	

Tabla 048

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E9 A/B/C

1. Caso Base, Variando el Flujo de Crudo

	Flujo de Crudo, BPD				
	62000	64000	66000	68000	70000
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	260.7	259.0	257.3	255.7	254.1
Lado caliente	212.3	211.2	210.2	209.3	208.4
2. Carga térmica (BTU/hr)	74,548,871	75,146,475	75,706,112	76,230,941	76,723,807
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	85.43	86.03	86.61	87.17	87.70
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	1,207.42	1,196.14	1,184.54	1,172.69	1,160.69
Recuperado	51,608.27	51,373.85	51,130.40	50,879.78	50,623.56
6. Carga térmica (BTU/hr)	54,403,100	54,157,414	53,902,240	53,639,525	53,370,915
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	36.27	35.54	34.85	34.20	33.57
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.015864	0.016512	0.017148	0.017772	0.018386
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	240.2	238.2	236.4	234.6	232.9
Lado caliente	247.6	248.0	248.5	248.9	249.4
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	11,257.77	11,152.61	11,044.37	10,933.94	10,822.05
Vapor	96.29	95.39	94.46	93.52	92.56
Antiensuciante	8,651.83	8,922.20	9,192.57	9,462.94	8,868.13
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	17.81	17.81	17.81	17.81	17.81
Otros	500.00	500.00	500.00	500.00	500.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	252.59	254.13	255.65	257.15	258.63
12. Costo límite	227.75	229.13	230.48	231.80	224.45
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>					
Inferior	(3,560.70)	(3,544.48)	(3,528.26)	(3,512.04)	(3,547.72)
Superior	74.05	56.48	37.92	18.67	(52.97)
<b>Parametros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.614901	0.612041	0.609071	0.606016	0.602893
Límite	0.597416	0.594718	0.591917	0.589033	0.586083
15. Factor de Energía Conservada Límite	3.4510E-01	3.4190E-01	3.3860E-01	3.3523E-01	3.3182E-01

Tabla 049

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E9 A/B/C

2. Caso Base, Variando el Flujo de Crudo Reducido

	Flujo de Crudo Reducido, BPD				
	32000	34000	36000	38000 (*)	40000 (*)
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	248.8	255.4	258.3	261.1	264.6
Lado caliente	214.0	208.7	211.0	213.3	214.0
2. Carga térmica (BTU/hr)	66,345,358	73,320,877	76,338,090	79,215,614	82,931,697
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	65.74	84.55	87.13	89.63	96.50
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	86	129
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	1,051.08	1,242.61	1,334.13	1,356.82	1,445.42
Recuperado	48,508.35	52,797.29	54,468.78	55,604.62	54,942.35
6. Carga térmica (BTU/hr)	51,155,832	55,654,487	57,403,693	59,093,986	57,231,924
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	33.75	38.44	39.31	40.18	36.52
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.014415	0.014191	0.013966	0.013729	0.017024
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	234.0	238.4	240.1	241.7	239.9
Lado caliente	243.6	241.2	243.8	246.2	253.8
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	9,800.06	11,585.84	12,439.12	10,951.60	17,136.86
Vapor	83.82	99.09	106.39	93.67	146.57
Antiensuciante	8,868.13	8,868.13	8,868.13	7,605.59	11,421.03
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	17.81	17.81	17.81	17.81	17.81
Otros	500.00	500.00	500.00	500.00	500.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	243.32	260.29	268.40	279.97	265.10
12. Costo límite	211.66	234.04	244.72	255.24	247.09
13. Costos Cotas para Co					
Inferior	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)
Superior	(379.44)	194.79	467.26	735.67	525.22
<b>Parametros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.640099	0.656911	0.640656	0.625360	0.575262
Límite	0.623207	0.638120	0.621606	0.606094	0.557856
15. Factor de Energía Conservada Límite	3.3382E-01	3.7105E-01	3.7588E-01	3.7984E-01	3.4310E-01

(\*) Este valor produce un período óptimo

Tabla 050

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E9 A/B/C

3. Caso Base, Variando la Temperatura de Entrada del Crudo

	Temperatura de Entrada del Crudo, °C				
	178	180	184	186	188
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	255.5	256.6	258.7	259.7	261.1
Lado caliente	207.6	209.0	211.9	213.3	214.0
2. Carga térmica (BTU/hr)	77,174,452	76,388,775	74,799,383	73,995,785	73,601,881
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	85.62	86.06	86.93	87.37	89.97
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	1,197.98	1,182.67	1,171.40	1,155.95	1,140.55
Recuperado	51,981.12	51,353.19	50,545.72	49,911.63	49,277.41
6. Carga térmica (BTU/hr)	54,800,639	54,138,850	53,285,769	52,617,488	51,949,058
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	34.48	34.43	34.94	34.90	34.86
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.017328	0.017427	0.017116	0.017209	0.017575
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	233.9	235.1	237.9	239.1	240.3
Lado caliente	246.9	248.1	249.5	250.7	251.8
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	11,169.73	11,027.01	10,921.85	10,777.86	10,634.23
Vapor	95.54	94.31	93.42	92.18	90.96
Antiensuciante	8,868.13	8,868.13	8,868.13	8,868.13	8,868.13
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	17.81	17.81	17.81	17.81	17.81
Otros	500.00	500.00	500.00	500.00	500.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	256.34	254.98	253.98	252.61	251.25
12. Costo límite	228.81	227.02	225.70	223.89	222.09
13. Costos Cotas para Co					
Inferior	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)
Superior	59.04	12.97	(21.12)	(67.61)	(113.97)
<b>Parametros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.605037	0.604590	0.609241	0.608822	0.608415
Límite	0.588083	0.587660	0.592077	0.591680	0.591294
15. Factor de Energía Conservada Límite	3.3466E-01	3.3418E-01	3.3880E-01	3.3836E-01	3.3793E-01

Tabla 051

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E9 A/B/C

4. Caso Base, Variando la Temperatura de Entrada del Crudo Reducido

	Temperatura de Entrada del Crudo Reducido, °C				
	330	332	334	338	340
<b>Condiciones Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	254.5	255.6	256.6	258.6	259.7
Lado caliente	209.3	209.7	210.0	210.8	211.2
2. Carga térmica (BTU/hr)	72,363,267	73,438,911	74,516,847	76,679,555	77,764,302
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	85.84	86.06	86.28	86.72	86.93
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	1,140.19	1,152.25	1,164.24	1,188.05	1,199.87
Recuperado	49,261.20	49,819.29	50,375.59	51,482.90	52,033.97
6. Carga térmica (BTU/hr)	51,931,954	52,520,524	53,107,202	54,275,008	54,856,198
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	35.13	34.97	34.81	34.50	34.35
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.016815	0.016976	0.017137	0.017454	0.017611
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	234.7	235.3	235.9	237.0	237.6
Lado caliente	245.2	246.4	247.6	250.0	251.3
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	10,630.86	10,743.30	10,855.16	11,077.16	11,187.32
Vapor	90.93	91.89	92.84	94.74	95.69
Antiensuciante	8,868.13	8,868.13	8,868.13	8,868.13	8,920.19
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	17.81	17.81	17.81	17.81	17.81
Otros	500.00	500.00	500.00	500.00	500.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	251.21	252.28	253.35	255.46	256.50
12. Costo límite	222.05	223.46	224.86	227.65	229.55
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>					
Inferior	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,544.60)
Superior	(114.90)	(78.63)	(42.55)	29.07	67.73
<b>Parametros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.612766	0.610705	0.608664	0.604640	0.602656
Límite	0.595523	0.593532	0.591561	0.587675	0.585760
15. Factor de Energía Conservada Límite	3.4037E-01	3.3897E-01	3.3759E-01	3.3486E-01	3.3351E-01

Tabla 052

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E9 A/B/C

5. Caso Base, Variando la Densidad API del Crudo

	Densidad API del Crudo				
	21.8	22.2	22.6	23.0	23.4
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	257.3	257.5	257.6	257.7	257.8
Lado caliente	210.4	210.4	210.4	210.4	210.5
2. Carga térmica (BTU/hr)	75,629,694	75,615,152	75,600,675	75,586,263	75,571,915
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	86.36	86.42	86.48	86.54	86.60
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	1,234.62	1,208.28	1,182.53	1,167.84	1,142.95
Recuperado	52,291.29	51,679.41	51,078.61	50,734.27	50,149.71
6. Carga térmica (BTU/hr)	55,120,311	54,478,274	53,847,844	53,486,507	52,873,065
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	36.46	35.64	34.85	34.41	33.67
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.015849	0.016491	0.017135	0.017506	0.018154
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	237.6	237.1	236.6	236.3	235.8
Lado caliente	246.4	247.5	248.6	249.2	250.2
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	11,511.31	11,265.80	11,025.64	10,888.68	10,656.66
Vapor	98.46	96.36	94.30	93.13	91.15
Antiensuciante	8,896.98	8,873.89	8,850.91	8,828.06	8,868.13
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	17.81	17.81	17.81	17.81	17.81
Otros	500.00	500.00	500.00	500.00	500.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	260.07	257.52	255.02	253.50	251.08
12. Costo límite	233.38	230.07	226.83	224.88	222.38
13. Costos Cotas para C <sub>0</sub>					
Inferior	(3,545.99)	(3,547.38)	(3,548.76)	(3,550.13)	(3,547.72)
Superior	170.58	90.10	11.38	(34.09)	(106.38)
<b>Parametros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.623170	0.615740	0.608445	0.604265	0.597170
Límite	0.605291	0.598241	0.591320	0.587352	0.580617
15. Factor de Energía Conservada Límite	3.5287E-01	3.4536E-01	3.3802E-01	3.3384E-01	3.2675E-01

Tabla 053

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E9 A/B/C

6. Caso Base, Variando la Densidad API del Crudo Reducido

	Densidad API del Crudo Reducido				
	12.0	12.2	12.4	12.8	13.0
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	257.7	257.7	257.7	257.6	257.5
Lado caliente	210.7	210.6	210.5	210.3	210.3
2. Carga térmica (BTU/hr)	75,721,073	75,679,661	75,638,326	75,555,882	75,514,774
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	86.40	86.43	86.46	86.53	86.56
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	1,194.68	1,192.03	1,189.43	1,184.37	1,181.92
Recuperado	51,337.80	51,284.07	51,231.37	51,129.10	51,079.51
6. Carga térmica (BTU/hr)	75,721,073	75,679,661	75,638,326	75,555,882	75,514,774
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	35.13	35.08	35.03	34.94	34.90
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.016894	0.016937	0.016980	0.017062	0.017101
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	236.9	236.8	236.8	236.7	236.6
Lado caliente	248.4	248.4	248.4	248.4	248.3
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	11,139.00	11,114.28	11,090.02	11,042.86	11,019.95
Vapor	95.27	95.06	94.85	94.45	94.25
Antiensuciante	8,868.13	8,868.13	8,868.13	8,868.13	8,868.13
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	17.81	17.81	17.81	17.81	17.81
Otros	500.00	500.00	500.00	500.00	500.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	256.04	255.81	255.58	255.13	254.91
12. Costo límite	228.42	228.11	227.81	227.22	226.93
13. Costos Cotas para Co					
Inferior	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)
Superior	48.80	40.88	33.11	17.99	10.65
<b>Parámetros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.609552	0.609582	0.609623	0.609733	0.609802
Límite	0.592309	0.592358	0.592417	0.592561	0.592648
15. Factor de Energía Conservada Límite	3.4033E-01	3.3996E-01	3.3961E-01	3.3893E-01	3.3861E-01

Tabla 054

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E9 A/B/C

7. Caso Base, Variando el Contenido de Sales en el Crudo

	Contenido de Sales en el Crudo, lbs/MB				
	5	10	15	20	25
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	257.6	257.6	257.6	257.6	257.6
Lado caliente	210.4	210.4	210.4	210.4	210.4
2. Carga térmica (BTU/hr)	75,597,066	75,597,066	75,597,066	75,597,066	75,597,066
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	86.50	86.50	86.50	86.50	86.50
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	1,197.76	1,192.40	1,188.31	1,184.88	1,181.86
Recuperado	51,433.05	51,308.42	51,213.16	51,133.11	51,062.78
6. Carga térmica (BTU/hr)	54,219,757	54,088,983	53,989,031	53,905,032	53,831,228
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	35.33	35.16	35.03	34.93	34.83
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.016745	0.016881	0.016985	0.017072	0.017150
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	237.0	236.9	236.8	236.7	236.6
Lado caliente	236.9	248.1	248.3	248.5	248.6
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	11,167.67	11,117.74	11,079.60	11,047.57	11,019.45
Vapor	95.52	95.09	94.76	94.49	94.25
Antiensuciante	8,868.13	8,868.13	8,868.13	8,868.13	8,868.13
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	17.81	17.81	17.81	17.81	17.81
Otros	500.00	500.00	500.00	500.00	500.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	256.32	255.84	255.48	255.17	254.91
12. Costo límite	228.78	228.16	227.68	227.28	226.92
13. Costos Cotas para Co					
Inferior	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)
Superior	58.15	42.07	29.79	19.47	10.42
<b>Parametros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.612749	0.611235	0.610079	0.609107	0.608253
Límite	0.595403	0.593967	0.592870	0.591948	0.591137
15. Factor de Energía Conservada Límite	3.4236E-01	3.4084E-01	3.3967E-01	3.3869E-01	3.3783E-01

Tabla 055

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E9 A/B/C

8. Caso Base, Variando el Contenido de Agua y Sedimentos en el Crudo

	Contenido de Agua y Sedimentos en el Crudo, %V				
	0.1	0.2	0.4	0.5	0.6
<b>Condición: Estado de limpieza hipotética</b>					
1. Temperaturas de salida					
Lado frío	257.6	257.6	257.6	257.6	257.6
Lado caliente	210.4	210.4	210.4	210.4	210.4
2. Carga térmica (BTU/hr)	75,597,066	75,597,066	75,597,066	75,597,066	75,597,066
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	86.50	86.50	86.50	86.50	86.50
<b>Condiciones operativas (para el lapso indicado en el rubro 4)</b>					
4. Lapso (días)	100	100	100	100	100
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	1,185.40	1,186.10	1,187.74	1,188.69	1,189.75
Recuperado	51,145.17	51,161.58	51,199.78	51,221.97	51,246.51
6. Carga térmica (BTU/hr)	53,917,689	53,934,901	53,974,986	53,998,269	54,024,021
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	34.94	34.96	35.02	35.04	35.08
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.017059	0.017041	0.016999	0.016975	0.016948
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	236.7	236.7	236.7	236.8	236.8
Lado caliente	248.4	248.4	248.3	248.3	248.3
<b>Costos Totales en US\$ (para el lapso del rubro 4)</b>					
10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	11,052.40	11,058.96	11,074.24	11,083.12	11,092.95
Vapor	94.53	94.59	94.72	94.79	94.88
Antiensuciante	8,868.13	8,868.13	8,868.13	8,868.13	8,868.13
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	17.81	17.81	17.81	17.81	17.81
Otros	500.00	500.00	500.00	500.00	500.00
<b>Costos en US\$/día (basados en el lapso total: operación + limpieza)</b>					
11. Pérdidas por Ensuciamiento	255.22	255.28	255.43	255.51	255.61
12. Costo límite	227.34	227.42	227.61	227.72	227.85
13. Costos Cotas para C <sub>0</sub>					
Inferior	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)
Superior	21.03	23.14	28.06	30.92	34.09
<b>Parametros de rendimiento</b>					
14. Efectividades					
Inicial	0.609253	0.609452	0.609916	0.610186	0.610484
Límite	0.592086	0.592275	0.592716	0.592971	0.593254
15. Factor de Energía Conservada Límite	3.3884E-01	3.3904E-01	3.3951E-01	3.3978E-01	3.4008E-01

Tabla 056

Simulación de la Operación del Intercambiador 211E9 A/B/C

9. Caso Base, Variando el Lapso de Operación

Condición: Estado de limpieza hipotética

1. Temperaturas de salida					
Lado frío	257.6	257.6	257.6	257.6	257.6
Lado caliente	210.4	210.4	210.4	210.4	210.4
2. Carga térmica (BTU/hr)	75,597,066	75,597,066	75,597,066	75,597,066	75,597,066
3. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	86.5	86.5	86.5	86.5	86.5

Condiciones operativas  
(para el lapso indicado en el rubro 4)

4. Lapso (días)	100	200	300	400	500
5. Calores (MMBTU/día)					
Perdido	1,186.88	1,369.41	1,433.30	1,465.72	1,485.33
Recuperado	51,179.72	52,522.43	52,986.89	53,222.55	53,365.06
6. Carga térmica (BTU/hr)	53,953,936	53,953,936	53,953,936	53,953,936	53,953,936
7. Coeficiente U (BTU/hr·pie <sup>2</sup> ·°F)	34.99	34.99	34.99	34.99	34.99
8. Ensuciamiento (hr·pie <sup>2</sup> ·°F/BTU)	0.017021	0.017021	0.017021	0.017021	0.017021
9. Temperaturas de salida					
Lado frío	236.7	236.7	236.7	236.7	236.7
Lado caliente	248.4	248.4	248.4	248.4	248.4

Costos Totales en US\$  
(para el lapso del rubro 4)

10. Pérdidas por ensuciamiento					
Combustible	11,066.22	24,813.44	38,578.49	52,343.66	66,108.84
Vapor	94.65	212.23	329.96	447.70	565.43
Antiensuciante	8,868.13	17,736.26	26,604.39	35,472.52	44,340.65
Limpieza	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00	4,062.00
Carga térmica	17.81	17.81	17.81	17.81	17.81
Otros	500.00	500.00	500.00	500.00	500.00

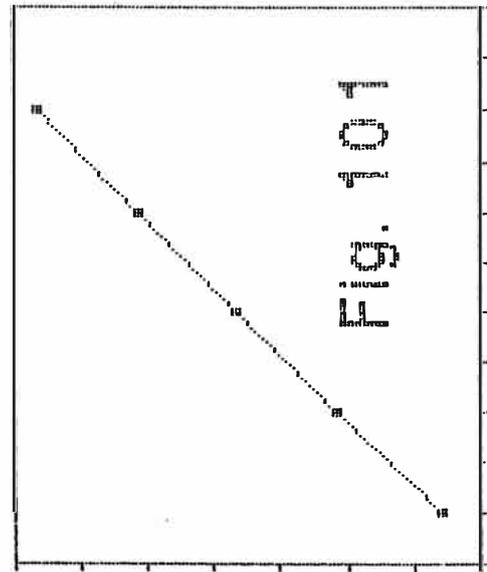
Costos en US\$/día  
(basados en el lapso total: operación + limpieza)

11. Pérdidas por Ensuciamiento	255.35	241.62	236.92	234.54	233.10
12. Costo límite	227.51	227.51	227.51	227.51	227.51
13. Costos Cotas para C <sub>o</sub>					
Inferior	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)	(3,547.72)
Superior	25.48	25.48	25.48	25.48	25.48

Parametros de rendimiento

14. Efectividades					
Inicial	0.609673	0.609673	0.609673	0.609673	0.609673
Límite	0.592484	0.592484	0.592484	0.592484	0.592484
15. Factor de Energía Conservada Límite	3.3926E-01	3.3926E-01	3.3926E-01	3.3926E-01	3.3926E-01

269  
267  
265  
263



23000 27000 41000 71000  
Flujo de Crudo, BPD

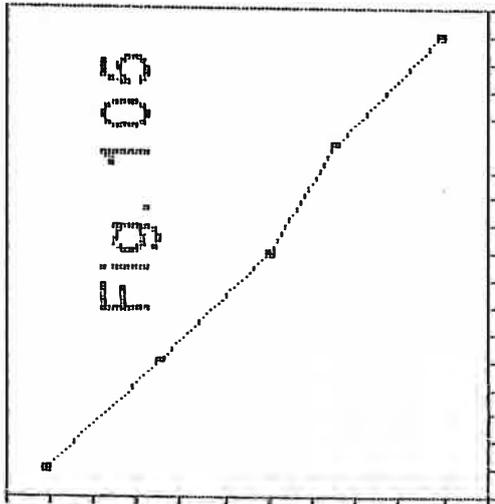
# Int. 211E9 A/B/C

## Pérdidas por Ensayamiento

Caso Base: 04/05/88

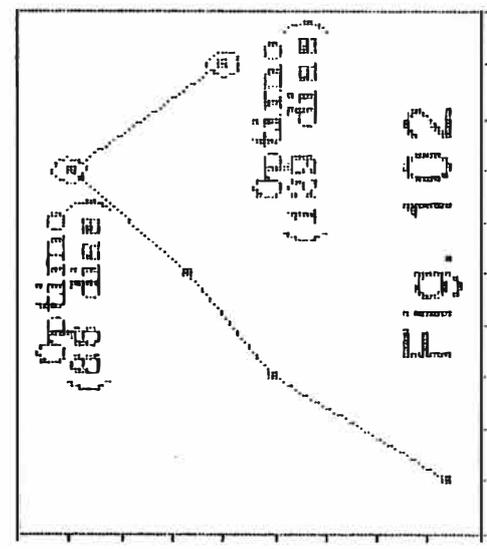
Ejes Verticales:  
Costos por Ensayamiento  
(US\$/día)  
Duración del Ciclo: 106 días

260  
258  
256  
254  
252  
250



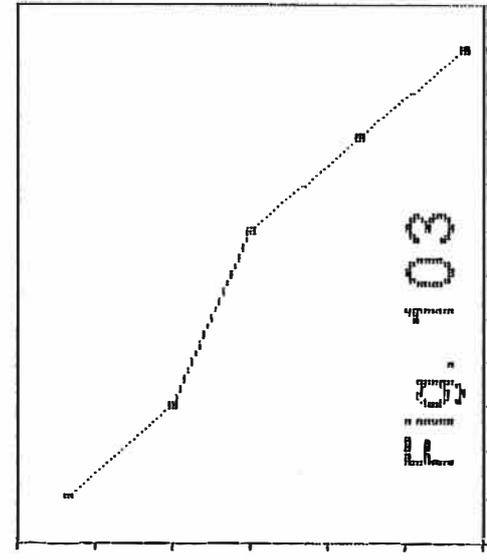
21.9 22.7 23.5  
Densidad API del Crudo

285  
275  
265  
255  
245



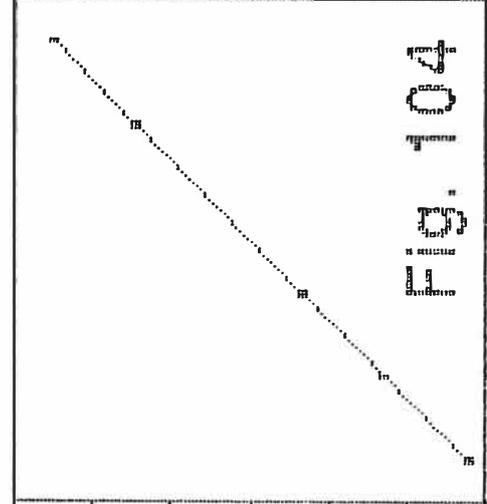
23000 27000 41000  
Flujo de Crudo Reducido, BPD

258  
254  
252

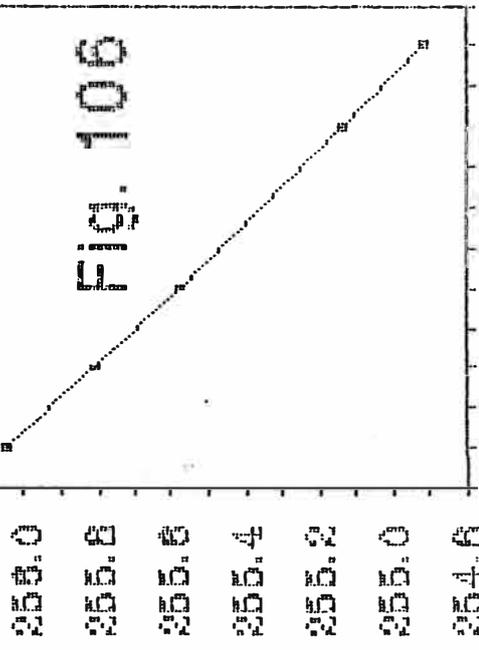


177 181 189  
T-ent del Crudo, oC

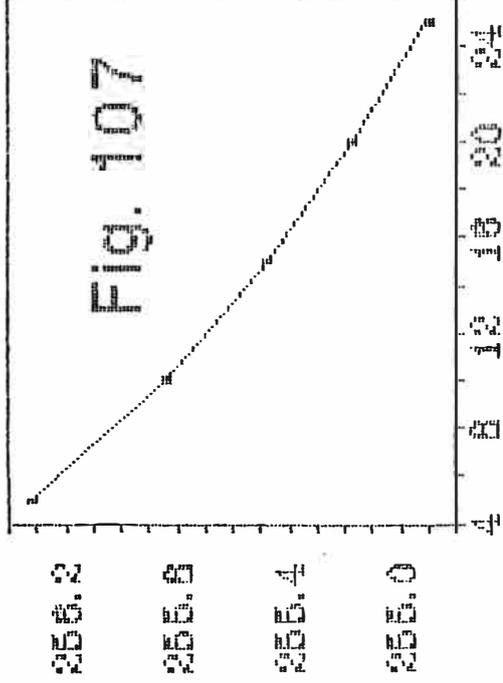
256  
254  
252



223 237 241  
T-ent del Crudo Reducido, oC



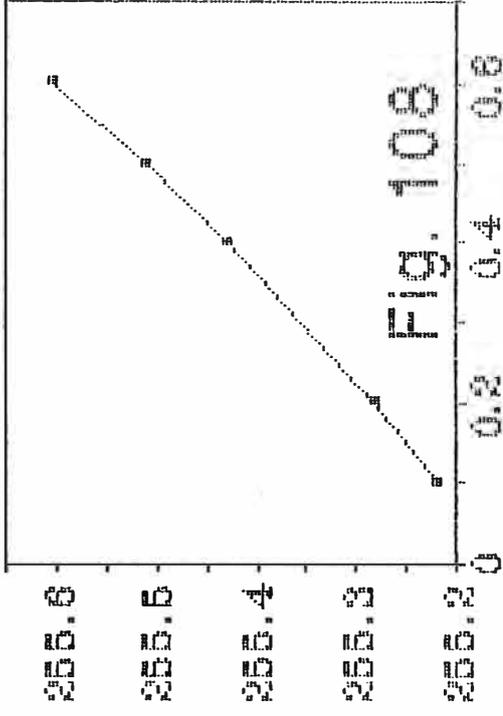
Dens. API del Crudo Reducido



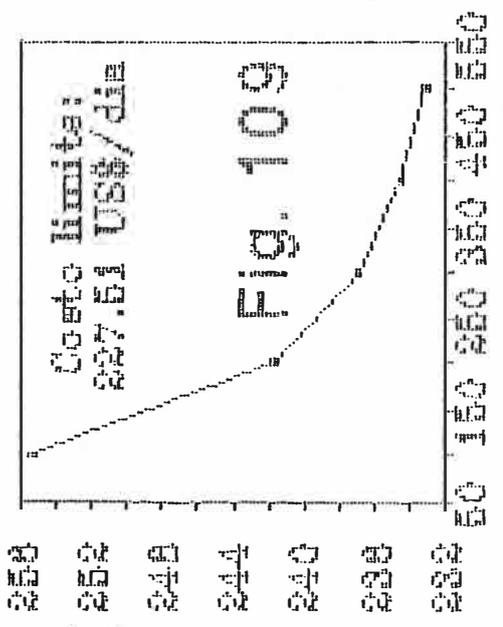
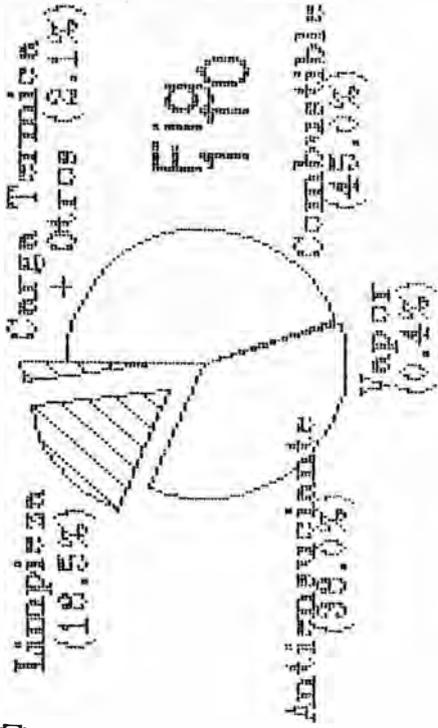
Sales en el Crudo, lbs/wb

**Int. 211E9 A/B/C**  
**Refrigeradores por Insuflamiento**  
 Cabo Base: 04/05/88

Ejes Verticales  
 Costos por Ensucamiento (US\$/día)  
 Duracion del Ciclo: 106 días



Distribucion del Costo Total



Costo límite: 227.61 US\$/día

## BIBLIOGRAFIA

01. Pitts, Donald R. / Sissom, Leighton E.- Teoría y problemas de transferencia de calor. Trad. por Santiago Gamba. Bogotá, Ed. McGraw - Hill Latinoamericana, S.A., 1979.
02. Kern, Donald Q. - Procesos de transferencia de calor. Trad. por Nicolás Marino Ambrosi. México, Cía Editorial Continental, S.A. de C.V., 1984.
03. Mehra, Davinder K. - Shell-and-tube heat exchangers. Chemical Engineering, Jul. 25, 1983, p. 47 - 56.
04. Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association. New York, 5 ed. Tubular Exchanger Manufacturers Association, Inc., 1968.
05. Taborek, Jerry et.al. - Fouling: The major unresolved problem in heat transfer. Chemical Engineering Progress, 68(2): 59 - 67, Feb. 1972.
06. Wachel, Leonard J.- Exchanger simulator: guide to less fouling. Hydrocarbon Processing, 65(11): 107 - 110, Nov. 1986.
07. Taborek, Jerry et. al. - Predictive methods for fouling behavior. Chemical Engineering Progress, 68(7): 69 - 78, Jul. 1972.
08. Mogollón Fernández, Edilberto - Desalado de crudo. Nalco Chemical Company. Lima, Ene. 1983.
09. Kern, Donald Q./ Seaton, Ralph E.- Surface fouling: how to calculate limits. Chemical Engineering Progress, 55(6): 71 - 73, Jun. 1959.
10. Knudsen, James G. - Fouling of heat exchangers: Are we solving the problem? Chemical Engineering Progress, 80(2): 63 - 69, Feb. 1984.
11. Kern, Donald Q.- Heat exchanger design for fouling service. Chemical Engineering Progress, 62(7): 51 - 56, Jul. 1966.
12. Curso de Química del Petróleo. PETROPERU S.A., Refinería La Pampilla, Unidad de Capacitación, Oct. 1983.
13. Mc Cabe, Warren L./ Smith, Julian C. - Operaciones básicas de Ingeniería Química. Trad. por Fidel Mato Vázquez. Barcelona, Ed. Reverté, S.A., 1981.

14. Knudsen, James G. - Transferencia de calor por convección. In: Manual del Ingeniero Químico. Trad. por Agustín Contin Sanz y Hortensia Corona de Contin. 5 ed. [2 ed. en español]. Ed. McGraw - Hill Latinoamericana, S.A., 1982. 2 v., 1 v., p. 10-11 [John H. Perry y Chilton, Cecil H., editores].
15. Bird, R. Byron / Stewart, Warren E./ Lightfoot, Edwin N. - Fenómenos de transporte. Trad. por Fidel Mato Vázquez. Barcelona, Ed. Reverté, S.A., 1980.
16. Gloyer, Walter - Wall viscosity correction - new look. Hydrocarbon Processing, 46(10): 158 - 162, Oct. 1967.
17. Kulkarni, P. D. y Phadke, P. S.-  Tubeside heat - transfer. Chemical Engineering, Feb. 14, 1977, p. 108.
18. Lower, Christopher G.- Heat - transfer coefficient depends on tubeside flowrate. Chemical Engineering, Jul. 9, 1984, p.
19. Ozisik, M. Necati - Transferencia de calor. Trad. por Guillermo Sarmiento. México, Ed. McGraw - Hill, 1979.
20. Karlekar, B. V. / Desmond, R. M.- Transferencia de calor. Trad. por Arturo Galán Martínez. México, D.F., Nueva Editorial Latinoamericana S.A. de C.V., 1985.
21. Taborek, Jerry - Design methods for heat transfer equipment. A critical survey of the state-of-the-art. In: Heat exchangers: Design and theory sourcebook. Washington, D.C., Scripta Book Company, 1974. [N. H. Afgan / E. U. Schlünder, editors]. p. 45 - 74.
22. Devore, Abe - Try this method for rating baffled exchangers. Petroleum Refiner, 40(5): 221 - 233, May. 1961.
23. Taborek, Jerry - Calculation of shell-side heat transfer coefficient and pressure drop. In: Heat Exchanger Design Handbook. Hemisphere Publishing Corporation, 1983. 5 v. v. 3, p. 3.3.8-1.
24. Ganapathy, V. - Applied Heat Transfer. Tulsa, Penwell Publishing Company, 1982.
25. McAdams, William H. - Transferencia de calor por conducción y convección. In: Manual del Ingeniero Químico. Trad. por Santiago Alonso. 3 ed. [1 ed. en español]. México, Unión Tipográfica Editorial Hispano - Americana, S.A., 1980. 2 v., 1 v., p. 713 [John H. Perry, editor].

26. Wuithier, Pierre - Generalidades sobre el refinado del petróleo crudo. In: El Petróleo - Refinado y Tratamiento Químico. Trad. por Manuel Alzola González et. al. Madrid, Ed. CEPESA, S.A., 1971. 2 v. v. 1, Cap. 1.
27. ASTM D287-82: Standard test method for API gravity of crude petroleum and petroleum products (hydrometer method). 1983 Annual Book of ASTM Standards. Philadelphia, American Society for Testing and Materials. Part 05: Petroleum products and lubricants.
28. API Data Book - Petroleum Refining. Washington, D.C., American Petroleum Institute, Division of Refining. 2 ed., 1970.
29. ASTM D86-82: Standard method for distillation of petroleum fractions. 1983 Annual Book of ASTM Standards. Philadelphia, American Society for Testing and Materials. Part 05: Petroleum products and lubricants.
30. ASTM D1160-82: Standard method for distillation of petroleum fractions at reduced pressure. 1983 Annual Book of ASTM Standards. Philadelphia, American Society for Testing and Materials. Part 05: Petroleum products and lubricants.
31. ASTM D445-82: Standard test method for kinematic viscosity of transparent and opaque liquids (and calculation of dynamic viscosity). 1983 Annual Book of ASTM Standards. Philadelphia, American Society for Testing and Materials. Part 05: Petroleum products and lubricants.
32. ASTM D446-79: Standard specifications and operating instructions for glass capillary kinematic viscosities. 1983 Annual Book of ASTM Standards. Philadelphia, American Society for Testing and Materials. Part 05: Petroleum products and lubricants.
33. ASTM D3230-78: Standard test method for salts in crude oil (electrometric method). 1983 Annual Book of ASTM Standards. Philadelphia, American Society for Testing and Materials. Part 05: Petroleum products and lubricants.
34. ASTM D96-77: Standard test method for water and sediment in crude oils. 1983 Annual Book of ASTM Standards. Philadelphia, American Society for Testing and Materials. Part 05: Petroleum products and lubricants.
35. Diseño de Intercambiadores. Seminario PETROPERU 1986. Ref. TPC 02.

36. Daubert, T. E.- Property predictions. Hydrocarbon Processing, 59(3): 107 - 112, Mar. 1980.
37. API Data Book - Petroleum Refining. Washington, D.C., American Petroleum Institute, Division of Refining. 4 ed., 1983.
38. Johnson, R. L. / Grayson, H. G.- Enthalpy of petroleum fractions. Petroleum Refiner, 40(2): 123 - 129, Feb. 1961.
39. Kesler, Michael G./ Lee, Byung Ik - Improve prediction of enthalpy of fractions. Hydrocarbon Processing, 55(3): 153 - 158, Mar. 1976.
40. Smith, J. C. / Van Ness, H. C. - Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química. Trad. por José Luis Herce Vigil. México, Libros McGraw-Hill de México, S.A. de C.V., 3 ed., 1980.
41. O'Donnell, R. J.- Predict thermal expansion of petroleum. Hydrocarbon Processing, 59(4): 229 - 231, Apr. 1980.
42. Newman, Stephen A.- Correlations evaluated for coal - tar liquids. Hydrocarbon Processing, 60(12): 133 - 142, Dec. 1981.
43. Riazi, M. R. / Daubert, T. E. - Simplify property prediction. Hydrocarbon Processing, 59(3): 115 - 116, Mar. 1980.
44. Amin, Mohamed B./ Maddox, R. N.- Estimate viscosity vs. temp. Hydrocarbon Processing, 59(12): 131 - 135, Dec. 1980.
45. ASTM D341-77: Standard: Viscosity - Temperature charts for liquid petroleum products. 1983 Annual Book of ASTM Standards. Philadelphia, American Society for Testing and Materials. Part 05: Petroleum products and lubricants.
46. Da Silva Barbosa, Paulo Fernando - Viscosidade de Líquidos. Boletim Técnico PETROBRAS 28(3): 193 - 199, Jul. - Set. 1985.
47. Morón Villareyes, Joaquín Ariel - Diseño por computadora de sistemas de calefacción industrial y recuperación de condensado. Aplicación al sistema de distribución y almacenamiento de fuel - oil en la Refinería La Pampilla. Tesis de Grado. Callao, Perú, Universidad Nacional del Callao, Facultad de Ingeniería Química, 1985.

48. Brulé, Michael R. / Kumar, K. Hemanth / Watanasiri, Suphat - Characterization methods improve phase - behavior predictions. Oil & Gas Journal, Feb. 11, 1985, p. 87 - 93.
49. ¿Qué es Refinería La Pampilla? Petróleos del Perú S.A., Refinería La Pampilla, Unidad de Capacitación, 1986.
50. Gary, James H. / Handwerk, Glenn E. - Refino de petróleo. Tecnología y economía. Barcelona, Ed. Reverté, S.A., 1980.
51. Schuetze, B. / Hofmann, H.- How to upgrade heavy feeds. Hydrocarbon Processing, 63(2): 75 - 82, Feb. 1984.
52. Woodle, Robert A. - New ways to estimate characterization of lube cuts. Hydrocarbon Processing, 59(7): 171 - 173, Jul. 1980.
53. 1976 Refining Process Handbook. Hydrocarbon Processing, 55(9): 103 - 230, Sep. 1976.
54. Lockhart, F. J. / Lenoir, J. M. - Liquid viscosities at high pressure. Petroleum Refiner, 40(3): 209 - 210, Mar. 1961.
55. Naylor, Thomas H. y otros - Técnicas de simulación en computadoras. Trad. por Manuel Sunderland y Lian Karp. México, Ed. Limusa S.A., 1980.
56. Zanker, Adam - Detection of outliers by means of Nalimov's Test. Chemical Engineering, Aug. 6, 1984, p. 74 - 75.
57. Simpson, Alan - El libro del Lotus 1-2-3. Desarrollo de aplicaciones profesionales. Trad. por Juan Francisco Martín. Madrid, 2 ed., Ed. Anaya Multimedia, S.A., 1986.
58. Sanchis Llorca, F. J./ Morales Lozano, A.- Programación con el lenguaje PASCAL. Madrid, Paraninfo, S.A., 1980.
59. Baras, Edward M. - Lotus 1-2-3. Guía del usuario. Trad. por Samuel Túnez Rodríguez y José Daniel Sánchez Navarro. Libros McGraw-Hill de México, S.A. de C.V., 1986.
60. Engineering Data Book. Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma. 9 ed., 1972.
61. Flujo de fluidos. Petróleos del Perú S.A., Refinería La Pampilla, Unidad de Capacitación, 1986.

62. División Operaciones - Informe Anual 1986. Petróleos del Perú S.A., Refinería La Pampilla.
63. Dewhirst, Trevor / Smith, Ed. - Curso de entrenamiento tecnológico sobre MEROX UOP. Resumen de actividades. Londres, 18 al 22 de enero de 1982.
64. Evaluación de petróleo crudo - Carga típica a la Unidad de Destilación Primaria II, Refinería La Pampilla (Crudo Selva de 23.3° API). Petróleos del Perú S.A., Gerencia Central de Producción Industrial, Departamento Técnico. Reporte TBP 03, 25 de octubre de 1985.
65. Metodología para la evaluación de resultados del Programa de Ahorro de Energía. Petróleos del Perú S.A., Gerencia Central de Producción Industrial, 1980.
66. Combustión y quemadores. Curso PETROPERU, 1986. Referencia ING PT 32.
67. Merino, José A. - Evaluación de aditivos antiensuciantes. Petróleos del Perú S.A., Departamento de Tecnología. Seminario Internacional Sobre Corrosión, 25 - 29 Mayo 1981, Lima - Perú.
68. Haluska, J. L. - Antifoulant selection by direct heat transfer test measurements. 1975 NPRA Annual Meeting, March 23 - 25, 1975, San Antonio, Texas.
69. Planeamiento y programación de la parada de la Unidad de Destilación Primaria II, del 14 de Abril al 1° de Mayo de 1986. Petróleos del Perú S.A., Refinería La Pampilla, División Ingeniería de Mantenimiento, Sección Planeamiento y Gestión Logística.
70. Peters, Max S. / Timmerhaus, Klaus D. - Diseño de plantas y su evaluación económica para Ingenieros Químicos. Libros McGraw-Hill de México, S.A. de C., 1980.
71. Corripio, Armando B. / Chrien, Katherine S. / Evans, Lawrence B. - Estimate costs of centrifugal pumps and electric motors. Chemical Engineering, Feb. 22, 1982, p. 115 - 118.
72. Ingels, Raymond M. - How to use the computer to analyze test data. Chemical Engineering, Aug. 11, 1980, p. 145 - 156.
73. Planeamiento y programación de la parada de la Unidad de Destilación Primaria I, del 23 de Julio al 7 de Agosto de 1987. Petróleos del Perú S.A., Refinería La Pampilla, División Ingeniería de Mantenimiento, Sección Planeamiento y Gestión Logística.

74. Albert, A. Adrian - Algebra superior. Trad. por Esteban Lluís Franquesa. México, Unión Tipográfica Editorial Hispanoamericana, 1961.
75. Miller, Robert E. - Time-series analysis. Chemical Engineering, June 10, 1985, p. 85 - 90.
76. Manual de experimentos de física general. Universidad Nacional de Ingeniería, Departamento Académico de Física, Lima - Perú, 1978.
77. ASTM D3588-77: Standard method of calculating calorific value and specific gravity of gaseous fuels. 1983 Annual Book of ASTM Standards. Philadelphia, American Society for Testing and Materials. Part 05: Petroleum products and lubricants.
78. Carnahan, Brice / Luther, H. A. / Wilkes, James O. - Applied numerical methods. New York, John Wiley & Sons, Inc., 1969.
79. Gjumbir, Marijana / Olujić, Zarko - Effective ways to solve single nonlinear equations. Chemical Engineering, July 23, 1984, p.
80. Burden, Richard L. / Faires, J. Douglas / Reynolds, Albert C. - Numerical analysis. 2 ed., Prindle, Weber & Schmidt. Boston, Massachusetts, 1981.
81. Ayres, Frank - Teoría y problemas de cálculo diferencial e integral. Trad. por Luis Gutiérrez Díaz y Ángel Gutiérrez Vázquez. Libros Mc Graw-Hill de México, S.A. de C.V., 1971.
82. Miller, Irwin / Freund, John E. - Probabilidad y estadística para ingenieros. Trad. por Francisco Javier Sánchez Bernabé. México, 3 ed., Prentice Hall Hispanoamericana, S.A., 1986.
83. Lipowicz, Mark - Process engineering software. Chemical Engineering, April 14, 1986, p. 95.

## **APENDICES**

## Apéndice A

### DICCIONARIO DE SIMBOLOS

A continuación se presenta la lista de los símbolos utilizados en el presente trabajo:

A	Area característica.
$a_1$	Constante.
$a_2$	Constante.
$A_c$	Area de la sección transversal para el flujo.
$A_i$	Area interna para la transferencia de calor.
$A_o$	Area externa para la transferencia de calor.
$A_s$	Area superficial.
b	Función de la estructura del depósito.
B	Constante.
C'	Concentración unitaria de la sustancia ensuciante.
$C_b$	Concentración en la masa del fluido.
$C_{bn}$	Constante: 1.35 para $Re_s < 100$ y 1.25 para $Re_s > 100$ (ecuación 5.53).
$C_f$	Concentración de la sustancia ensuciante en el fluido.
$C_{fs}$	Concentración de la sustancia ensuciante en la superficie.
$C_o$	Constante de proporcionalidad.
$C_p$	Capacidad calorífica.
$C_r$	Concentración de reactante.
$C_s$	Concentración de la solución.
$C_{sp}$	Concentración en la superficie.
d	Densidad.
D	Difusividad molecular.
$dC/dy$	Gradiente de concentración.
$dR_f/dt$	Velocidad neta de acumulación de ensuciamiento.
$D_{ot1}$	Diámetro de la circunferencia que contiene los centros de los tubos más externos del banco.
$d_f$	Densidad del fluido.
$D_{ot1}$	Diámetro externo del banco de tubos.
$d_s$	Densidad del depósito.
$D_s$	Diámetro interno de la coraza.
$D_t$	Diámetro externo del tubo.
E	Difusividad de remolino.
$E^*$	Energía de activación.
f	Factor de fricción superficial.
$F_o$	Fracción de tubos en flujo cruzado puro en el área ventana.
$F_{sbp}$	Relación: área de flujo por el contorno / área de flujo cruzado = $S_b/S_m$ .

$F_w$	Fracción de tubos en el área ventana.
$g$	Aceleración de la gravedad.
$G$	Flujo másico por unidad de área de sección transversal para el flujo.
$g_c$	Constante dimensional especificada en la expresión de la Primera Ley de Newton = $32.174 \text{ (lbm}\cdot\text{pie)} / \text{(lbf}\cdot\text{seg}^2)$ .
$H$	Altura de la ventana del deflector.
$h_i$	Coefficiente pelicular de transferencia de calor, para la superficie interna.
$h_o$	Coefficiente pelicular de transferencia de calor, para la superficie externa.
$h_f$	Fricción del fluido.
$k$	Conductividad térmica.
$K_1$	Constante.
$K_2$	Constante.
$k_c$	Coefficiente de transferencia de masa.
$k_d$	Coefficiente de transferencia de masa turbulenta, usualmente correlacionado como una función de los Números de Reynolds y de Schmidt.
$K_J$	Factor de resistencia al flujo = $f(Q_J)$ .
$k_{rd}$	Coefficiente de transferencia de masa combinado (difusión - reacción).
$k_r$	Constante cinética.
$k_w$	Conductividad térmica de la pared del tubo.
$L_{bb}$	Claro diametral coraza - banco de tubos (distancia entre la pared interna de la coraza y el círculo cuyo diámetro es $D_{ot1}$ ).
$L_{bc}$	Distancia entre deflectores centrales.
$L_{bi}$	Distancia entre deflector y placa portatubos (región de entrada del fluido).
$L_{bo}$	Distancia entre deflector y placa portatubos (región de salida del fluido).
$L_{p1}$	Ancho efectivo de la partición interna entre tubos, igual a la mitad del valor real (es decir, $L_p/2$ ) o igual a cero para cálculos standard.
$L_{pp}$	Distancia entre centros de los tubos, paralela al flujo.
$L_p$	Partición entre el arreglo de tubos.
$L_{sb}$	Claro diametral entre coraza y deflector (en mm.). La ecuación 5.50a está basada en tablas del TEMA Standards, incluida una tolerancia de 1.5 mm. (ver Fig. 035). Nota: $D_s$ también debe estar en mm.
$L_{tb}$	Claro diametral tubo - agujero del deflector (distancia entre la pared externa del tubo y el borde del agujero del deflector).

$L_{tp, eff}$	Distancia efectiva entre centros de tubos (perpendicular al flujo).
$L_{tp}$	Distancia entre centros de los tubos ("pitch").
$m$	Constante.
$N_{tcw}$	Número efectivo de filas de tubos a lo largo del flujo cruzado, en cada ventana.
$N_{tt}$	Número de tubos.
$\rho$	Gravedad específica 60° F/60° F.
$P$	Presión.
$P_a$	Probabilidad de adherencia o fracción de partículas que se adhieren por impacto.
$\pi$	Constante = 3.1416.
$pH$	Valor de pH actual.
$pH_e$	Valor de pH al cual el agua está en equilibrio con el $CaCO_3$ , calculado a partir de los sólidos totales disueltos, dureza cálcica, alcalinidad y la temperatura del agua.
$q$	Velocidad de flujo de calor.
$q'$	Término de generación de calor.
$R$	Constante universal de los gases.
$r$	Orden de la reacción.
$r_b$	Resistencia de cohesión del depósito.
$R_{fi}$	Resistencia interna a la transferencia de calor.
$R_{fo}$	Resistencia externa a la transferencia de calor.
$R_f^*$	Valor de la resistencia ( $R_f$ ) en la asíntota.
$r_{im}$	Relación: área total de fugas / área de flujo cruzado.
$r_{ss}$	Relación: número de pares de sellos longitudinales / número de filas de tubos comprendidos entre los extremos de los cortes de los deflectores, en una sección = $N_{ss}/N_{tcc}$ .
$r_e$	Relación: área de fuga coraza - deflector / área total de fugas.
$R_w$	Resistencia a la transferencia de calor debida a la pared del tubo.
$S_j$	Área de flujo asociada.
$S_m$	Área de flujo cruzado en la línea central del banco de tubos.
$S_{sb}$	Área de fuga entre coraza y deflector.
$S_{tb}$	Área de fuga entre tubo y deflector.
$T$	Temperatura.
$T_{bi}$	Punto normal de ebullición del componente $i$ .
$T_b$	Punto de ebullición promedio, en °R.
$T_r$	Temperatura reducida = $T/T_c$ .
$t_s$	Esfuerzo cortante del fluido.
$T_s$	Temperatura en la interfase fluido - sólido.

$U_1$	Coeficiente global de transferencia de calor en el estado de limpieza hipotética.
$U_0$	Coeficiente global de transferencia de calor en el estado actual, referido a la superficie externa.
$V$	Velocidad del fluido.
$V_r$	Velocidad de fluctuación radial de las partículas debida al movimiento browniano y al movimiento del fluido normal a la pared.
$V_x$	Velocidad en la dirección x.
$V_y$	Velocidad en la dirección y.
$V_z$	Velocidad en la dirección z.
$W$	Flujo másico.
$W_b$	Potencia de la bomba.
$W_e$	Velocidad de evaporación.
$x_f$	Espesor instantáneo de la película de suciedad.
$x_i$	Fracción molar del componente i.
$x_{v_i}$	Fracción volumétrica del componente i.
$x_{w_i}$	Fracción en peso del componente i.
$\phi$	Término de disipación de energía viscosa.
$\phi_d$	Velocidad de deposición del ensuciamiento.
$\phi_r$	Velocidad de remoción del ensuciamiento.
$DT$	Diferencia característica de temperatura.
$\theta$	Tiempo.
$\theta_{ct1}$	Angulo abarcado por un segmento de la ventana del deflector, limitado por la circunferencia cuyo diámetro es $D_{ct1}$ .
$\theta_{ds}$	Angulo abarcado por la ventana del deflector.
$\mu$	Viscosidad dinámica.

mismos, estableciéndose finalmente los siguientes modelos:

$$(B.2) \quad A_0 = b(0,0) + b(0,1) \cdot DT + b(0,2) \cdot \log(DT) + b(0,3) \cdot (\log(DT))^2$$

$$(B.3) \quad A_1 = b(1,0) + \frac{b(1,1)}{DT} + \frac{b(1,2)}{(DT)^2} + \frac{b(1,3)}{(DT)^3}$$

$$(B.4) \quad A_2 = b(2,0) + \frac{b(2,1)}{DT} + \frac{b(2,2)}{(DT)^2} + \frac{b(2,3)}{(DT)^3}$$

De esta manera quedó establecida la correlación para el Factor Calórico de Colburn, siendo los valores de las constantes los siguientes:

Tabla 059

Valores de las Constantes  $b(i,j)$  Para los Modelos B.2, B.3, B.4.

i	j				$r^2$
	0	1	2	3	
0:	-2.1440825932	0.0023778185	3.0288085941	-0.886408484	0.999808
1:	-0.0160434357	-5.314097794	369.12388369	-9323.313564	0.999195
2:	0.0000246842	0.0237489583	-1.134068870	31.746014151	0.998767



# Correlacion: $\log(K_o) = f(\Delta T)$

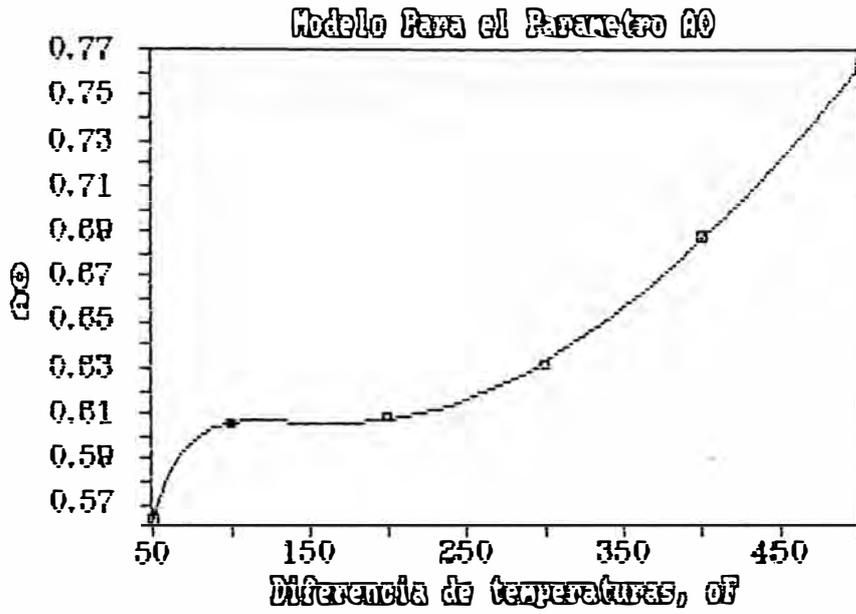


Fig. 111

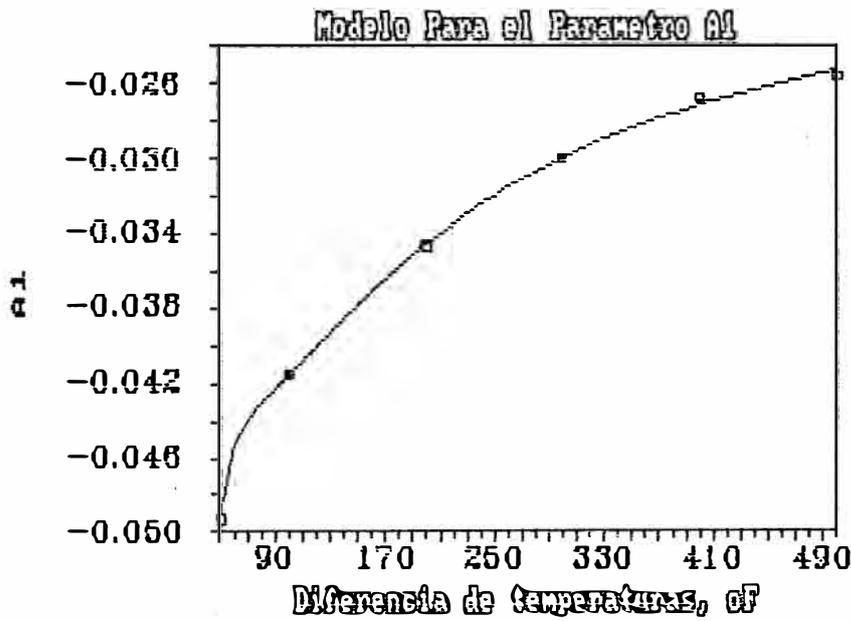


Fig. 112

□ Datos  
— Correlacion

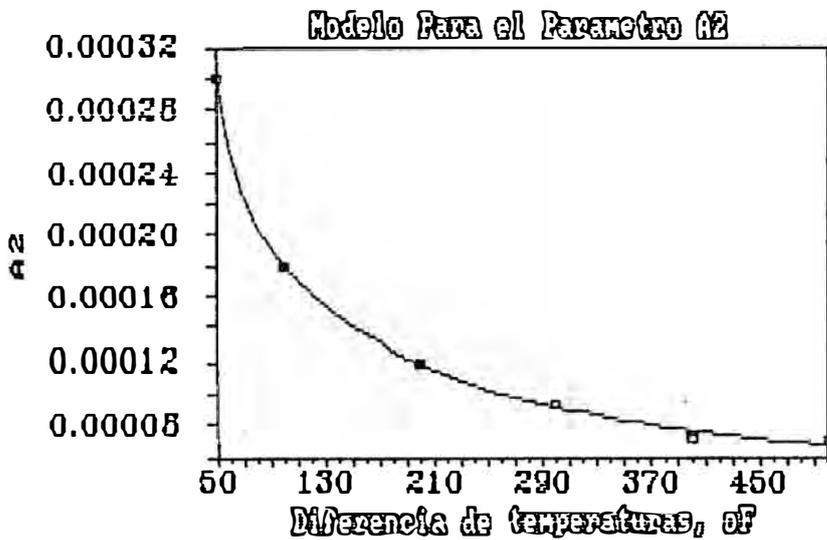


Fig. 113

## Apéndice C

### CORRELACION PARA LA VISCOSIDAD DEL KEROSENE

A partir de la Fig. 050 se tomaron los siguientes datos para la determinación de un modelo mediante el cual se pudiera estimar la viscosidad del kerosene:

Tabla 060

Valores del Factor  $K_{uop}$  en Función de la Densidad API y la Viscosidad @ 100° F, Según la Fig. 050.

$K_{uop}$	°API	$v$ @ 100° F (cst.)
11.635	38	2.0
11.705	39	2.0
11.775	40	2.0
11.660	39	1.9
11.730	40	1.9
11.620	39	1.8
11.685	40	1.8
11.760	41	1.8
11.645	40	1.7
11.715	41	1.7
11.785	42	1.7

Se planteó la ecuación:

$$(C.1) \quad K_{uop} = A_0 + A_1 \cdot (\text{API}) + A_2 \cdot \ln[\ln(v)]$$

Finalmente, hecha la regresión, se obtuvieron los siguientes valores para las constantes A:

Tabla 061

Valores de las Constantes A Para la Ecuación C.1

$A_0$ : 9.1327936

$A_1$ : 0.0704570

$A_2$ : 0.4882501

$r^2$ : 0.99557

La viscosidad a 100° F puede obtenerse entonces despejando  $v$  de la ecuación C.1.

Esta correlación está basada en una de las ecuaciones de Woodle [52] (ver Apéndice E).

## Apéndice D

### **CORRELACION PARA LA VISCOSIDAD DEL CRUDO**

Siendo necesario contar con una expresión matemática para predecir la viscosidad del crudo procesado en la Unidad de Destilación Primaria II de Refinería La Pampilla, se decidió establecer una relación con la densidad API. Se recurrió entonces a los reportes de descargas de petróleo en refinería, considerando un período entre los meses de abril de 1986 y noviembre de 1987. La tabla 062 (ver siguiente página) constituye la totalidad de los datos recolectados.

Con estos se elaboró la Fig. 114, en base a la cual se decidió efectuar un ajuste lineal ( $v = A_0 + A_1 \cdot (\text{API})$ ), obteniendo como resultado lo siguiente:

Número de datos: 47

$A_0$ : 327.58035627

$A_1$ : -11.72181579

$r^2$ : 0.53676

Desviaciones (en centistokes)

Máxima : 13.90

Promedio: 3.79

Aunque no muy exacto, este modelo fue escogido principalmente por su sencillez y porque la densidad API del crudo está disponible a partir de los reportes diarios de laboratorio.

Tabla 062

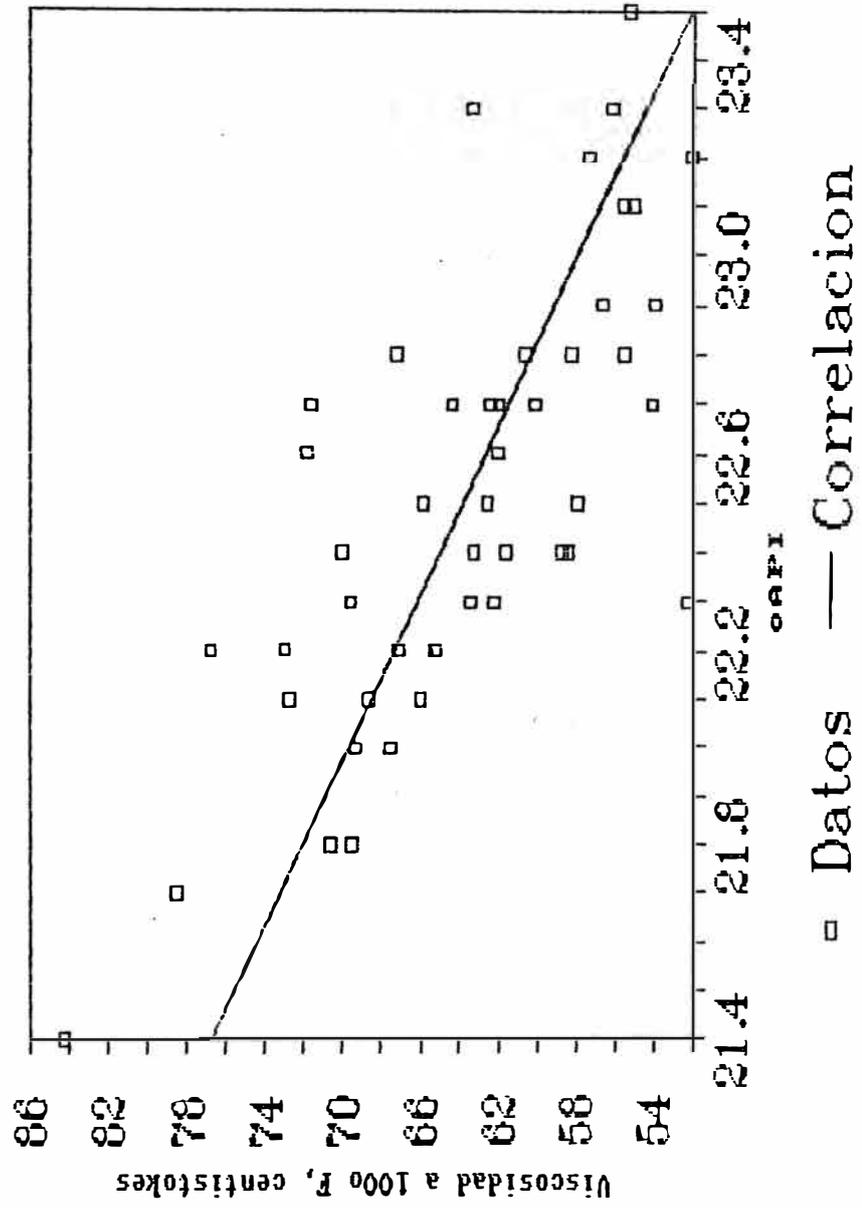
Viscosidades ( $\nu$ ) a 100° F (en centistokes) del Crudo Loreto y Selva,  
Descargado en Refinería La Pampilla.

Fecha	°API	$\nu$
23-Abr-86	22.7	62.44
08-May-86	22.0	69.34
21-May-86	22.5	65.89
16-Jun-86	21.4	84.24
17-Jun-86	22.8	58.24
20-Jun-86	22.3	52.28
26-Jun-86	22.4	58.75
07-Jul-86	22.8	67.28
11-Jul-86	23.2	52.10
13-Jul-86	22.3	62.30
23-Jul-86	22.7	62.00
29-Jul-86	23.3	63.33
07-Ago-86	23.1	55.56
11-Ago-86	23.5	55.28
20-Ago-86	23.2	57.38
29-Ago-86	22.4	58.42
04-Sep-86	23.3	56.16
10-Sep-86	23.1	55.08
22-Sep-86	22.9	53.98
01-Oct-86	22.9	56.69
07-Oct-86	22.2	65.27
14-Oct-86	22.5	57.96
18-Oct-86	22.7	60.17
20-Oct-86	22.6	71.86
01-Nov-86	22.7	71.67
10-Nov-86	22.1	72.73
29-Nov-86	22.3	63.50
06-Dic-86	22.8	55.61
15-Dic-86	22.7	64.41
22-Dic-86	22.4	61.65
24-Dic-86	22.8	60.64
19-Ene-87	21.8	69.55
15-Feb-87	22.2	72.98
10-Mar-87	22.4	70.00
27-Mar-87	22.5	62.60
03-Abr-87	22.7	54.14
13-Abr-87	22.6	62.08
20-Abr-87	22.2	65.20
14-May-87	22.2	76.76
21-May-87	21.7	78.53
29-May-87	22.2	67.18
08-Jun-87	22.0	67.58
11-Jun-87	22.3	69.59
17-Jun-87	22.1	66.00
25-Jun-87	22.1	68.63
30-Jun-87	22.4	63.30
16-Nov-87	21.8	70.61

# Viscosidad del Crudo Selva

Período: Abril 1986 - Noviembre 1987

Fig. 114



## Apéndice E

### CORRELACIONES PARA EL FACTOR $K_{uop}$ DE LOS PRODUCTOS DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA II

Se buscó una relación sencilla para poder estimar, con rapidez, el factor  $K_{uop}$  de los productos de la Unidad de Destilación Primaria II de Refinería La Pampilla. Para esto, se tomaron de los reportes de laboratorio un grupo de datos de destilación ASTM D86 para gasolina, kerosene y diesel, y según los métodos expuestos en la sección 6.3.0 se procedió a calcular el MeABP para éstos, obteniéndose la tabla 063 (ver siguiente página).

Con dichos datos, se procedió a elaborar la Fig. 115, y se escogió el modelo:

$$(E.1) \quad \log(\text{MeABP}) = A_0 + A_1 \cdot \log(\text{API}) + A_2 \cdot [\log(\text{API})]^2$$

donde MeABP está en °F.

Hecha la regresión, los resultados fueron los siguientes:

$A_0$ : 5.8509453143

$A_1$ : -2.564720219

$A_2$ : 0.3473692766

$r^2$ : 0.99864

Desviaciones (en °F)

Máxima : 13

Promedio: 5

Luego, una vez hallado el MeABP según la fórmula E.1, puede determinarse el valor del factor  $K_{uop}$  según la ecuación 6.12.

Este procedimiento no se pudo aplicar para el crudo y el crudo reducido, en vista de no disponer de suficientes análisis de destilación que pudieran ser utilizados. En vez de esto, se tomó una de las ecuaciones de Woodle [52], que relaciona el factor  $K_{uop}$  con la densidad API y la viscosidad cinemática a 100° F ( $\nu$ ):

$$(E.2) \quad K_{uop} = 8.7 + 0.0825 \cdot (\text{API}) + 0.82 \cdot \ln[\ln(\nu)]$$

Tabla 085

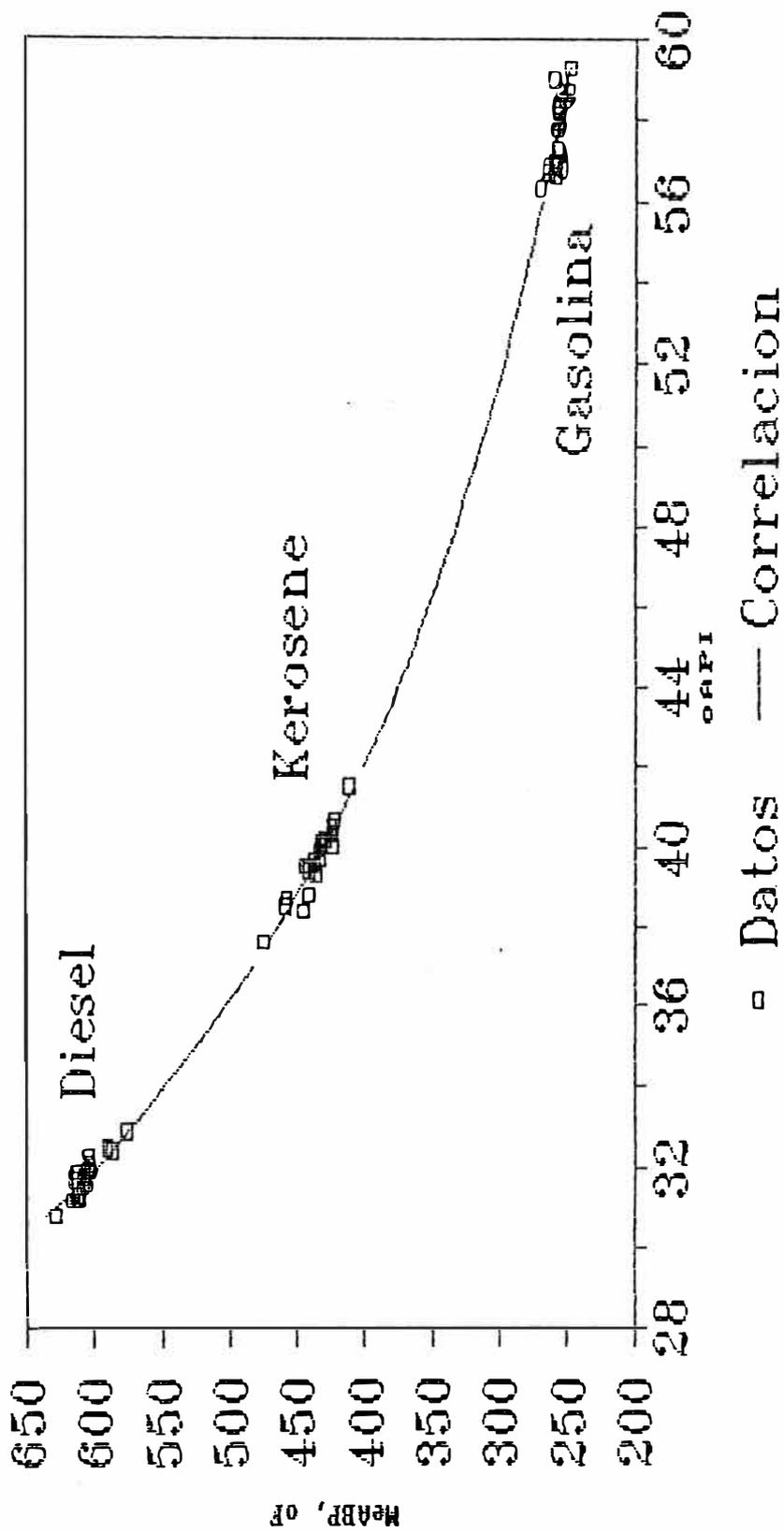
McABP de Productos de la Unidad de Destilación Primaria II  
Refinería La Pazpilla

Diesel			Kerosene			Gasolina		
Fecha	*API	McABP, °F	Fecha	*API	McABP, °F	Fecha	*API	McABP, °F
11/11/86	30.8	629	12/11/86	37.6	474	11/11/86	56.3	270
15/10/86	31.2	616	09/11/86	38.4	445	04/11/86	56.6	259
28/12/86	31.2	614	03/10/86	38.5	458	31/12/86	56.7	264
08/11/86	31.2	613	04/10/86	38.7	457	01/12/86	56.8	254
18/11/86	31.2	610	03/11/86	38.8	441	30/12/86	56.9	265
13/11/86	31.3	611	01/12/86	39.3	435	08/11/86	56.9	260
24/12/86	31.5	608	05/12/86	39.4	441	07/11/86	57.0	259
04/10/86	31.6	606	28/12/86	39.5	444	13/11/86	57.0	260
22/10/86	31.7	616	25/10/86	39.5	437	02/10/86	57.3	257
12/10/86	31.7	613	18/12/86	39.6	437	11/10/86	57.8	257
31/12/86	31.8	607	16/10/86	39.7	435	07/10/86	57.8	259
29/12/86	31.9	612	27/11/86	39.9	434	13/10/86	58.0	256
15/11/86	31.9	614	23/12/86	40.0	432	01/10/86	58.2	258
29/10/86	31.9	601	11/10/86	40.0	424	12/10/86	58.3	257
07/10/86	32.0	603	01/11/86	40.1	451	08/10/86	58.4	258
03/10/86	32.1	604	11/12/86	40.2	429	04/12/86	58.5	253
02/10/86	32.3	604	08/10/86	40.3	423	05/10/86	58.7	250
30/12/86	32.4	597	22/11/86	40.5	424	17/12/86	58.7	255
08/10/86	32.5	590	01/10/86	40.7	423	21/12/86	59.0	260
01/10/86	32.9	577	13/12/86	41.5	412	10/12/86	59.3	248

# MEABP de Productos

## Unidad de Destilacion Fraccion II

Fig. 115



Apéndice F

**CORRELACION PARA LOS  
REGIMENES DE TRANSFERENCIA DE  
CALOR POR CONVECCION**

Para su empleo en el programa INTCALC, se buscó una ecuación para la curva de la Fig. 021, que divide los regimenes de convección forzada y natural. Los datos tomados (de la misma figura) fueron los siguientes:

Tabla 064

Valores Limite del Número de Reynolds Para los Regimenes de Convección en Tubos Horizontales.

$X = Gr \cdot Pr \cdot (D/L)$	Re
60	20.0
600	60.0
1,000	80.0
2,000	145.0
4,000	512.5
6,000	862.0
8,000	1,160.0
10,000	1,449.7
20,000	2,263.8
40,000	3,045.0
80,000	3,807.5
100,000	4,000.0
600,000	6,000.0
2,000,000	8,000.0
6,000,000	10,000.0
1.0E+08	20,000.0

Con estos valores se elaboró la Fig. 116, y se estableció la ecuación de la forma:

$$(F.1) \log(Re) = A_0 + A_1 \cdot \log(X) + A_2 \cdot [\log(X)]^{1/2} + A_3 \cdot [\log(X)]^{1/3} + A_4 \cdot [\log(X)]^{1/4}$$

Efectuada la regresión, los valores determinados para las constantes son:

A<sub>0</sub>: 3382.2272081

A<sub>1</sub>: 130.55278975

A<sub>2</sub>: -6613.484336

A<sub>3</sub>: 28448.022648

A<sub>4</sub>: -25337.61795

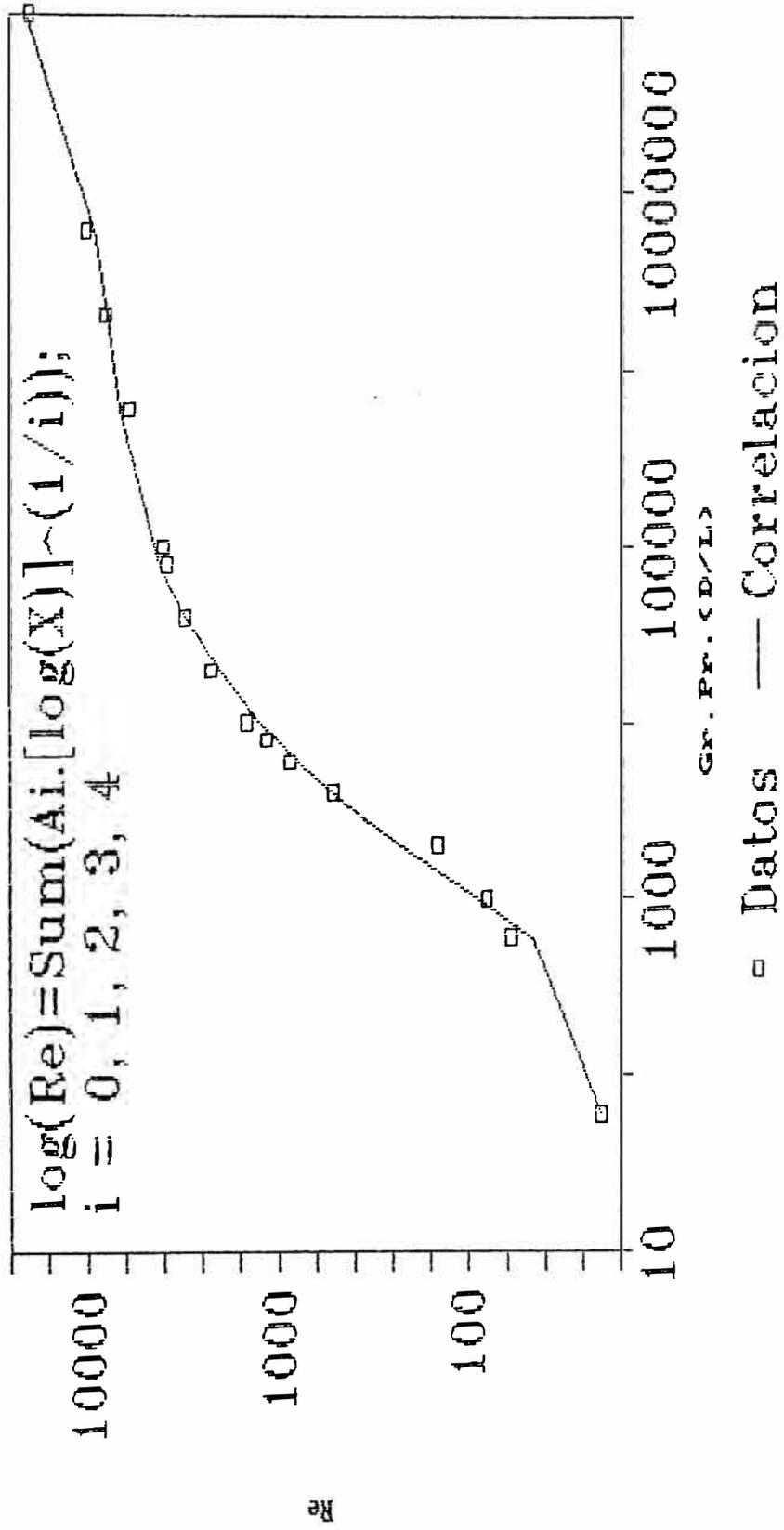
r<sup>2</sup>: 0.99343

El hecho de que la Tabla 064 haya sido confeccionada con datos leídos directamente de la Fig. 021 (por no disponer de los datos originales), involucra ciertos errores cuya magnitud se desconoce. Sin embargo, la ecuación F.1 con las constantes determinadas se considera suficientemente válida para los propósitos del programa INTCALC.

# Regímenes de Convección

Correlación Re = Gr.Pr. < D/L >

Fig. 116



## Apéndice G

### CORRELACION PARA LA CONSTANTE B DEL MODELO DE VISCOSIDAD EN FUNCION DE LA TEMPERATURA (ASTM D341)

No existiendo en la literatura métodos confiables para estimar la viscosidad de fracciones pesadas de petróleo, se buscó establecer una relación sencilla para determinar las constantes A y B de la ecuación 6.33, de acuerdo a las fórmulas indicadas para el término Z por el método ASTM D341 (ecuaciones 6.34 y 6.35). Para los efectos, se solicitó al laboratorio de Refinería La Pampilla la toma de muestras de diversas fracciones (diesel hasta residual de vacío) y la determinación, para cada una de éstas, de su densidad API y de la viscosidad a dos temperaturas. Con estos datos, y en base a las ecuaciones antes mencionadas, se calcularon los valores mostrados en la Tabla 065.

Tabla 065

Constantes A y B (Según el Método ASTM D341) Para Pétroleos y sus Productos, Procesados en Refinería La Pampilla.

Unidad*	Fecha	Fluido	°API	Grav. Esp.	A	B
UDV	13/04/87	Residual de Vacío	9.0	1.0071	9.547754556	1.1446868270
UDP I	13/04/87	Crudo reducido	12.7	0.9813	22.16577893	3.1762184990
	20/07/87	Crudo Selva	22.2	0.9206	24.18724355	4.1712084020
		Crudo Selva	23.3	0.9141	27.50624989	4.1245555957
UDP II	10/07/87	AGO	26.5	0.8956	27.80334795	4.1813131350
UDP II	20/07/87	Diesel	31.2	0.8697	27.00606867	4.1712094020
UDP II	10/07/87	Diesel	32.1	0.8449	26.44548316	4.0839958040
UDP I	13/04/87	Diesel	34.0	0.8550	24.70755323	3.8125043540

\* UDV = Unidad de Destilación al Vacío.

UDP = Unidad de Destilación Primaria.

Nota: Las constantes A y B se deben emplear para temperaturas en °R.

A continuación, se elaboraron las Figs. 117 y 118 para determinar si existía alguna relación entre las constantes de arriba y la gravedad específica. Se observa entonces una correlación relativamente pobre para la constante A, mientras que para la constante B la correlación es bastante buena. En consecuencia, y dada la importancia que tiene calcular la viscosidad de las fracciones lo más exactamente posible, se procedió a establecer un modelo para la constante B solamente, que es:

$$(G.1) B = a_0 + a_1 \cdot p + a_2 \cdot p^2 + a_3 \cdot p^3 + a_4 \cdot p^4$$

donde p es la gravedad específica.

Hecha la regresión, los resultados fueron:

a<sub>0</sub>: -27277.022257  
a<sub>1</sub>: 119069.906373  
a<sub>2</sub>: -194871.43925  
a<sub>3</sub>: 141743.35388  
a<sub>4</sub>: -38662.897263

r<sup>2</sup>: 0.99927

Se observa que el valor del índice de regresión es muy bueno; sin embargo, los pocos datos empleados no aseguran la validez de la correlación para todos los casos. Aún así, la ecuación G.1 constituye la mejor alternativa disponible para el cálculo de la constante B.

# Correlacion con la Gravedad Especifica

Fig. 117

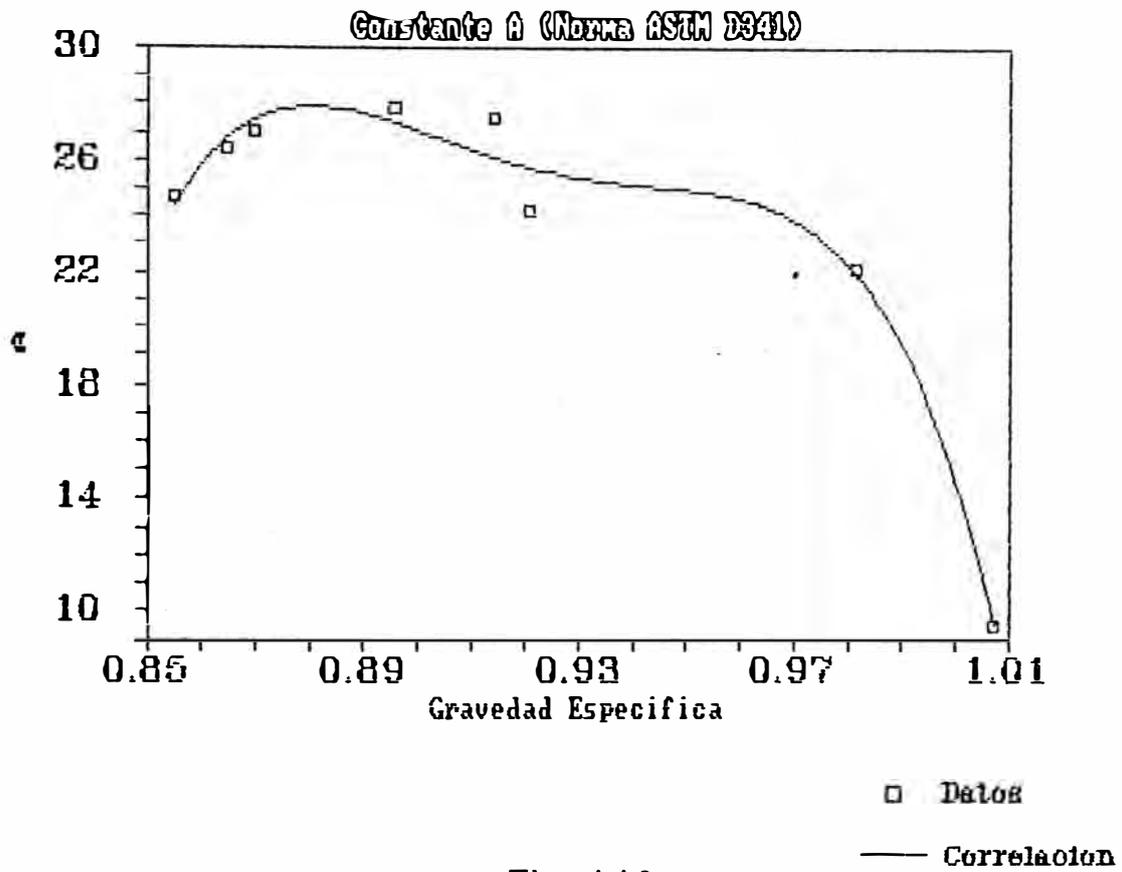
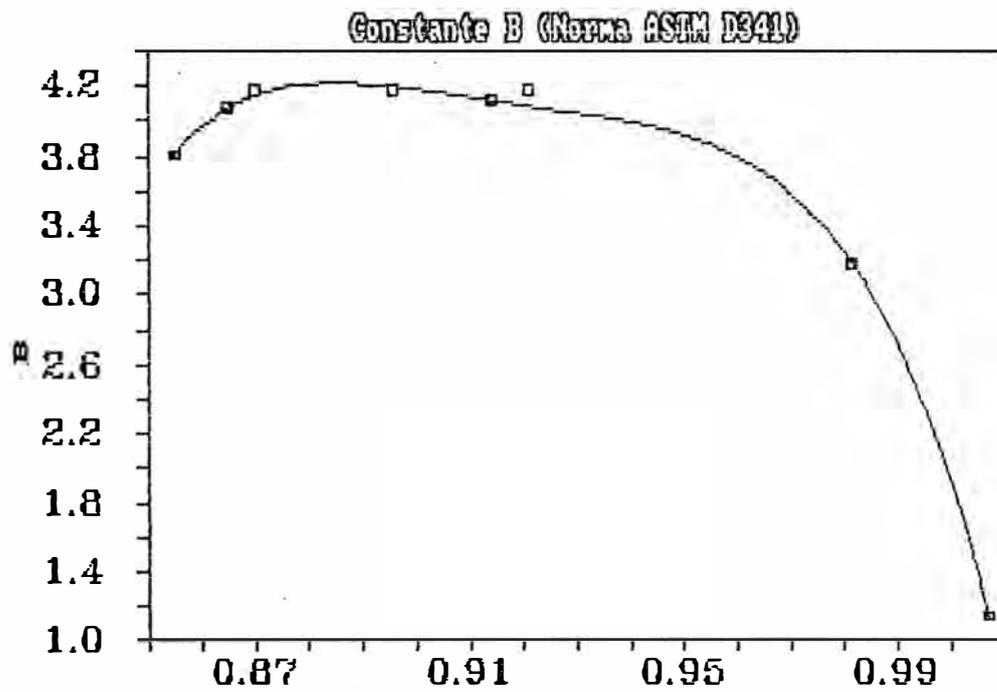


Fig. 118



## Apéndice H

### CONCEPTOS ESTADÍSTICOS

#### H.1.0. LA PRUEBA DE NALIMOV. [56]

Algunas veces sucede que en un conjunto de datos se presentan ciertos valores que se desvían notablemente de las magnitudes esperadas. Esto puede ocurrir a causa de errores humanos, mediciones no efectuadas correctamente, instrumentos de medición mal calibrados, etc. Estas desviaciones a veces son evidentes y en otras ocasiones pueden resultar sospechosas, siendo necesario, en este último caso, identificarlas para descartarlas.

Uno de los métodos que es ampliamente usado para identificar datos con desviaciones es la Prueba de Nalimov, el cual consta de tres pasos:

1. Se calcula el valor promedio ( $\bar{x}$ ) y la desviación standard ( $s$ ) del conjunto de datos a analizar.
2. Se calcula el Factor de Nalimov ( $R$ ) para el valor sospechoso de tener una gran desviación ( $x^*$ ):

$$(H.1) \quad R = \frac{|x^* - \bar{x}|}{s} \cdot \left[ \frac{n}{n-1} \right]^{\frac{1}{2}}$$

3. Se compara el valor de  $R$  con tres niveles de confianza (95%, 99% y 99.9%), los cuales dependen del número de datos en análisis ( $n$ ). Como una guía, se han establecido las siguientes calificaciones para  $x^*$  según el valor de  $R$ :

No desviado	$R < r_{95}$
Posiblemente desviado	$r_{95} < R < r_{99}$
Probablemente desviado	$r_{99} < R < r_{99.9}$
Desviado	$r_{99.9} < R$

El nomograma de la Fig. 119 permite la aplicación de este método.

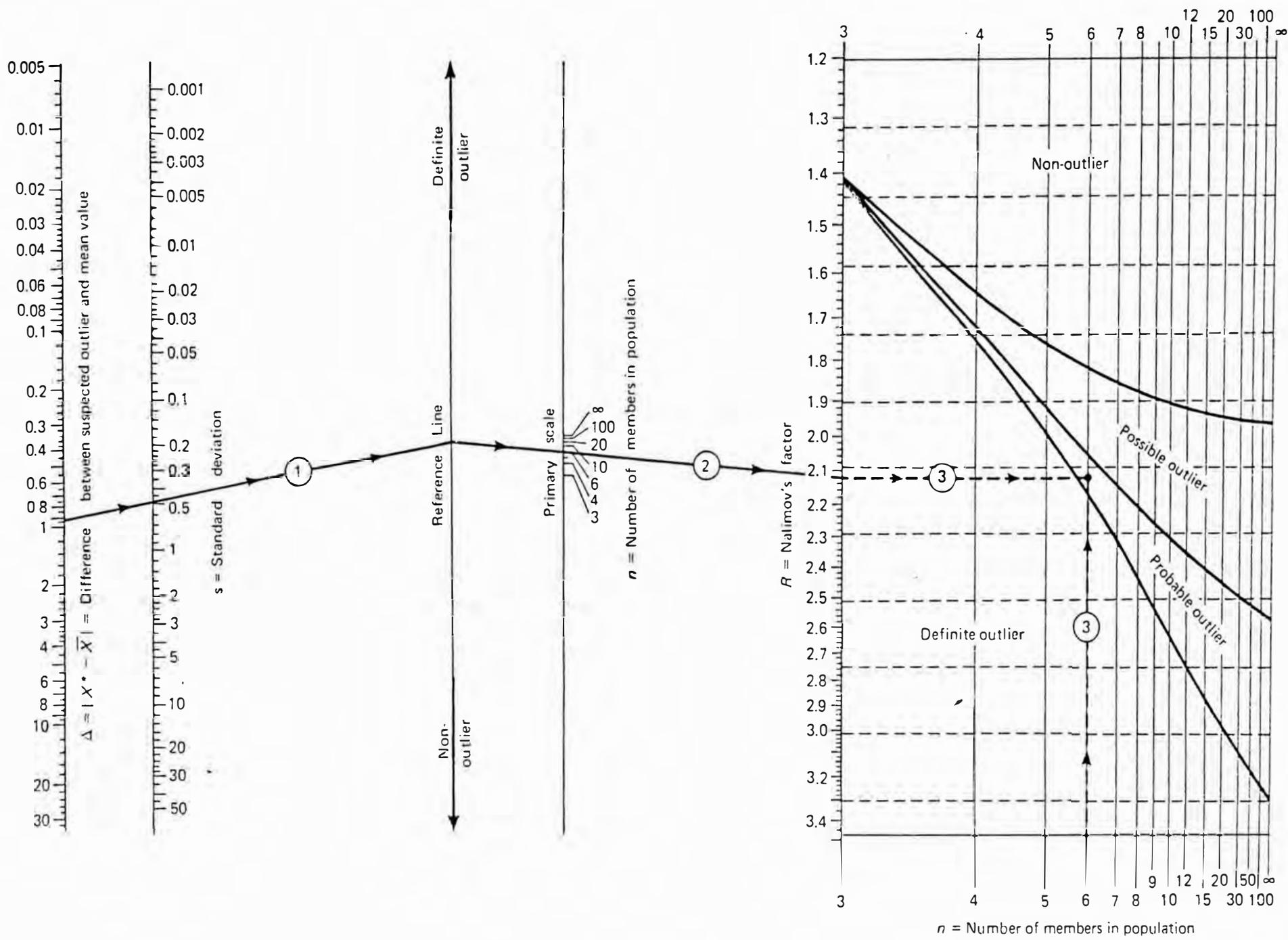


Fig. 119: Nomograma para la Prueba de Nalimov.

En el presente trabajo, se emplea la Prueba de Nalimov para la eliminación de datos erróneos según lo explicado en la sección 8.5.1. Se ha decidido aplicarlo a un nivel de confianza de 95%, para el cual  $R = 1.98$  (considerando que por intercambiador se procesan más de 100 datos). A partir de la ecuación H.1 se puede establecer entonces un intervalo de confianza para las desviaciones del balance térmico (que aquí representaremos por  $x$ ), dado por:

$$(H.2) \quad x - R \cdot s \cdot \left[ \frac{n-1}{n} \right]^{\frac{1}{2}} < x < x + R \cdot s \cdot \left[ \frac{n-1}{n} \right]^{\frac{1}{2}}$$

## H.2.0. LA DISTRIBUCION NORMAL. [55]

La distribución normal fue formulada a partir de las observaciones de los científicos del siglo XVIII, cuando establecieron que los errores de medición se distribuían con una regularidad casi uniforme. Ellos lograron aproximar dichos patrones a una distribución continua a la cual denominaron Curva Normal de Errores, y le asignaron reglas de probabilidad. En consecuencia, se estableció para dicha curva la siguiente ecuación:

$$(H.3) \quad f(x) = \frac{1}{\sigma \cdot (2 \cdot \pi)^{\frac{1}{2}}} \cdot \text{Exp} \left[ -\frac{1}{2} \cdot \left[ \frac{x - u}{\sigma} \right]^2 \right]$$

donde  $u$  y  $\sigma$  son la media y la desviación standard poblacionales, respectivamente.

La utilidad de la distribución normal se basa en el denominado Teorema del Límite Central, el cual postula lo siguiente:

"La distribución de probabilidad de la suma de  $N$  valores de variable aleatoria  $x_i$  independientes pero idénticamente distribuidos, con medias  $u_i$  y varianzas  $\sigma_i^2$  respectivamente, se aproximan en el límite ( $N \rightarrow \infty$ ) a una distribución normal, con media:

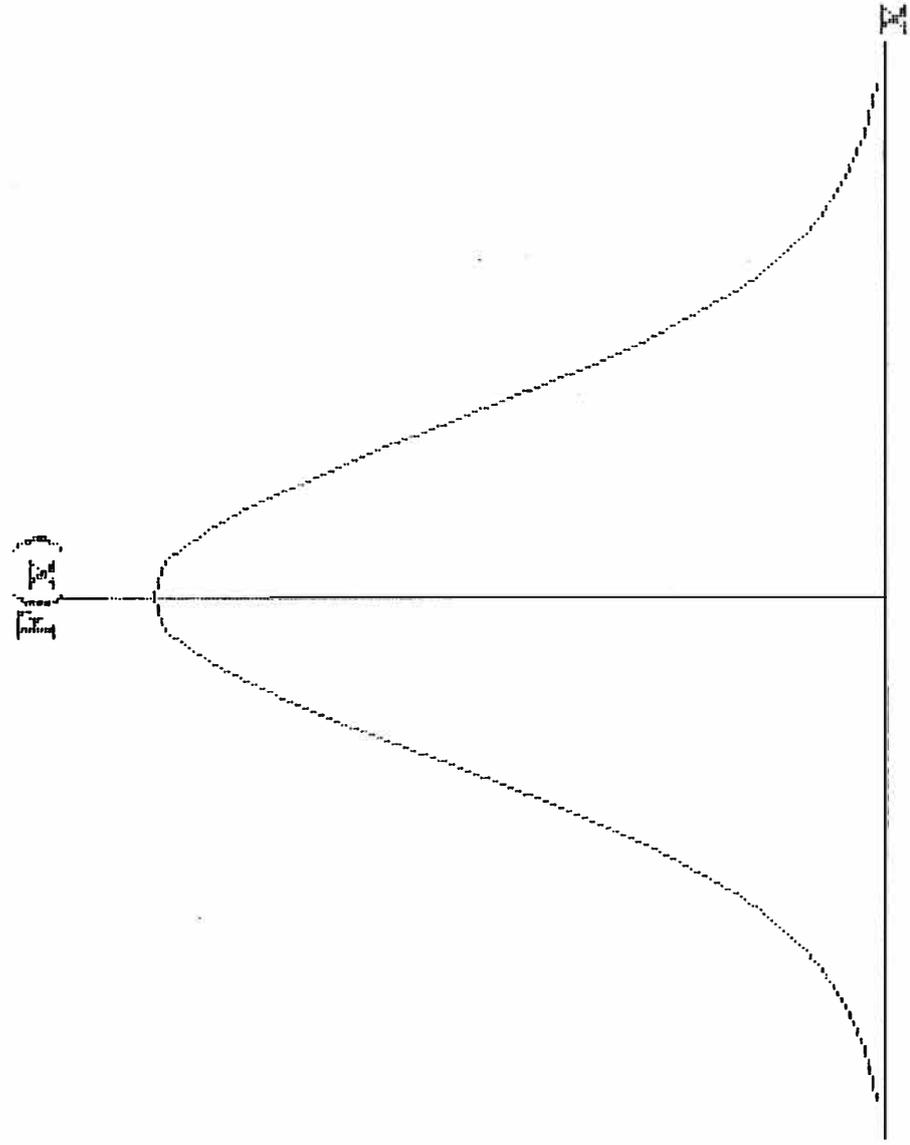
$$(H.4) \quad u = \sum_{i=1}^N u_i$$

y varianza:

$$(H.5) \quad \sigma^2 = \sum_{i=1}^N \sigma_i^2$$

# Distribucion Normal

Fig. 120



En consecuencia, el Teorema del Límite Central permite el empleo de distribuciones normales para representar medidas globales efectuadas sobre los efectos de errores aditivos, cada uno de los cuales está distribuido en forma independiente y sin importar a qué distribución obedezcan las mediciones individuales. En el presente trabajo, éste es el caso del criterio de la desviación del balance térmico, explicado en el Capítulo 8.

### H.3.0. EL METODO DE LOS PROMEDIOS MOVILES.

Una serie en el tiempo es un conjunto de datos ordenados en forma cronológica, los cuales pueden tener o no una tendencia definida. En ciertos casos, dicha tendencia se visualiza fácilmente; en otros, y debido a las fluctuaciones que usualmente presentan, por ejemplo, las condiciones operativas para un equipo de un día a otro, no se identifica inmediatamente. En una situación así, deben recurrirse a métodos de suavizamiento; uno de estos es el llamado Método de los Promedios Móviles.

Los promedios móviles son aquellos que proporcionan el promedio de un punto dado empleando algunos números de puntos previos. Según esto, el  $i$ -ésimo promedio móvil obtenido en base a  $m$  puntos será igual a:

$$(H.6) \quad \bar{y}_i = \frac{y_{i-m+1} + y_{i-m+2} + \dots + y_i}{m}$$

Así por ejemplo, si tenemos 50 puntos y se desean calcular promedios móviles de 10 puntos, el primero y el último de tales promedios será igual a

$$(H.7) \quad \bar{y}_{10} = \frac{y_{01} + y_{02} + \dots + y_{10}}{10}$$

$$(H.8) \quad \bar{y}_{50} = \frac{y_{41} + y_{42} + \dots + y_{50}}{10}$$

Cuanto mayor sea el número de puntos en el promedio, se obtendrán menores promedios para un conjunto de datos dado y una gráfica más suave (ver Fig. 121). Sin embargo, ha de tenerse en cuenta que, en general, al suprimir las fluctuaciones se suprimen también las tendencias, y a menos que estas últimas sean muy marcadas, puede ocurrir que esta técnica no sea todo lo útil que se espera. Será responsabilidad del investigador decidir cuantos datos debe tomarse a la vez, de modo que las tendencias puedan apreciarse y permitan así el estudio del fenómeno en observación.

#### **H.4.0. LOS ERRORES Y SU CLASIFICACION. [76]**

Se denomina error a:

- La diferencia entre el valor que se obtiene en una medición y el valor "verdadero", siendo éste último, en la mayoría de los casos, desconocido.
- La incertidumbre estimada de un valor medido o calculado, el cual puede expresarse de diversas maneras, como son: la desviación típica o "standard", la desviación promedio, el error probable, etc.

Los errores pueden clasificarse en dos grandes grupos, los cuales se describen a continuación:

##### **H.4.1. Errores Estadísticos.**

Son aquellos inherentes al método de medida y cuya presencia está regida sólo por las leyes de probabilidad. Estos pueden ser:

- Errores de juicio, que ocurren cuando se da una aproximación en la lectura de las divisiones de una escala dada.
- Errores por condiciones fluctuantes, debido a las variaciones de temperatura, flujo, densidad, etc.

Estos errores caen dentro de la definición de "incertidumbre", pudiendo ser expresados en las formas ya expuestas.

##### **H.4.2. Errores Sistemáticos.**

Son aquellos que se repiten a causa de defectos en el instrumento de medición o por fallas en la

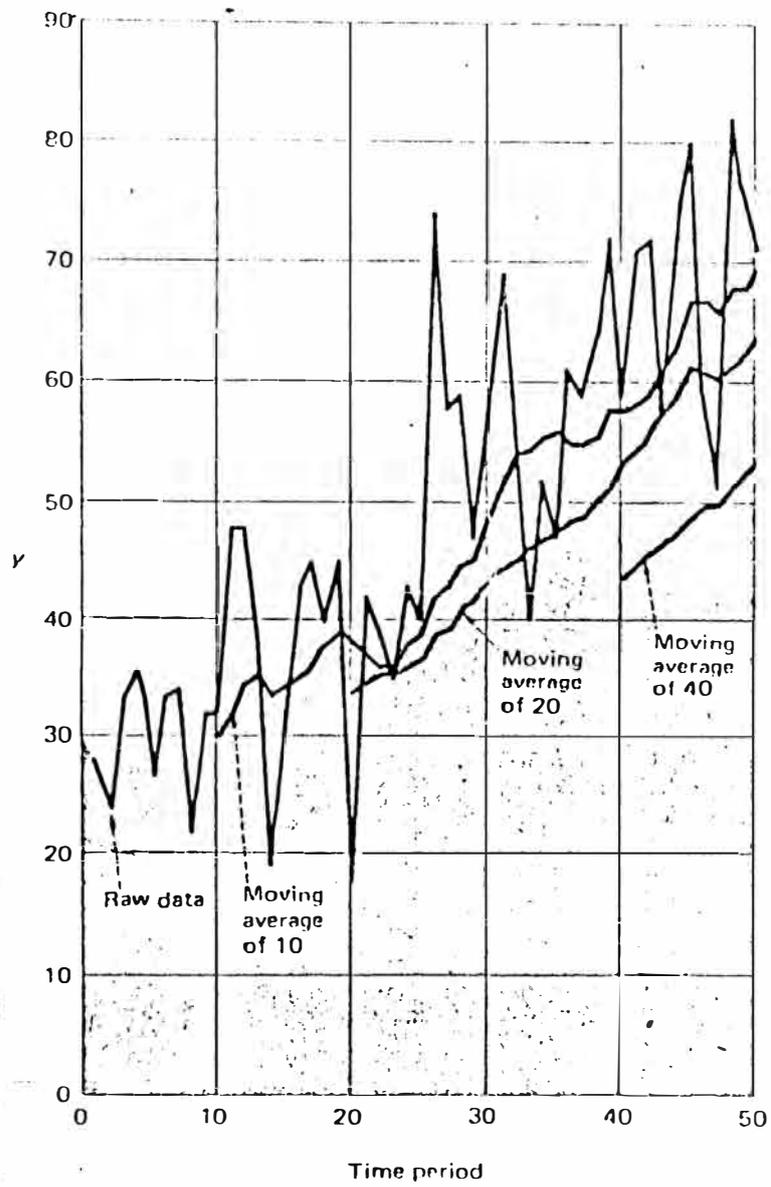


Fig. 121: Ejemplo de promedios móviles para 50 puntos.

lectura por el operador. Estos pueden ser:

- Errores de calibración.
- Errores de imperfección del método de medición.
- Errores personales.

La magnitud de estos errores es muy variable y no poseen una forma propia para expresarse. Sin embargo, son susceptibles de minimización cuidando que el instrumental y las condiciones de lectura sean las más adecuadas.

#### H.5.0. EL METODO DE INGELS PARA AJUSTE DE DATOS. [72]

El Método de Ingels permite seleccionar el mejor modelo para el ajuste de un conjunto de datos, mediante la composición sucesiva de una ecuación que permite explicar el efecto de varias variables sobre otra que se encuentra en estudio. Se le conoce también como el Método de Análisis de Residuales, ya que en cada etapa se calculan las diferencias entre los valores reales y los valores predichos (es decir, los residuales), y mediante adecuadas transformaciones se busca reducir el valor de las mismas.

El Método de Ingels consta de siete etapas a seguir en secuencia. Para un conjunto de variables  $X_i$  ( $i = 1, 2, \dots, n$ ) a ser correlacionadas con otra variable  $Y$ , los pasos son:

1. Se escoge la variable  $X$  que mejor se correlaciona con la variable  $Y$  (se elabora para esto un gráfico); se transforma si es necesario para producir una gráfica lineal, y se efectúa una regresión por el método de los mínimos cuadrados. El resultado será una ecuación de la forma:

$$(H.9) \quad \bar{Y} = b_0 + b_1 \cdot f_1(X_1)$$

donde  $\bar{Y}$  es el valor predicho de la variable  $Y$ ,  $b_0$  y  $b_1$  son constantes, y  $X_1$  es una de las variables independientes.

2. Calcúlese los residuales según:

$$(H.10) Z_j = Y_j - [b_0 + b_1 \cdot f_1(X_{1,j})]$$

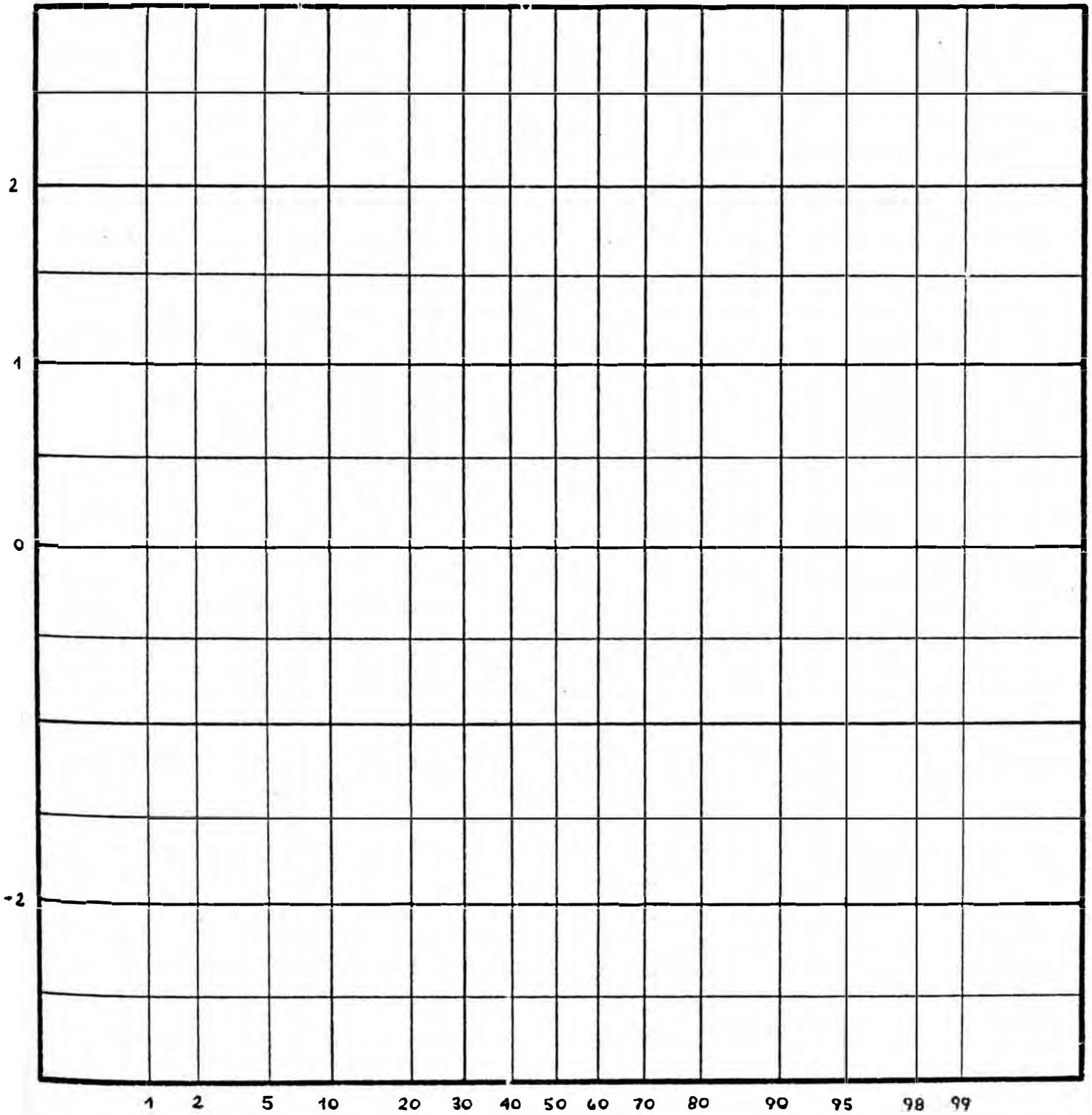
donde  $Z_j$  es el  $j$ -ésimo residual,  $Y_j$  el  $j$ -ésimo dato a ser predicho, y  $X_{1,j}$  es el  $j$ -ésimo valor de la primera variable independiente.

3. Se grafican los residuales frente a todas las otras variables independientes, teniéndolas individualmente como abscisas, escogiéndose entonces la variable  $X$  que mejor se correlaciona. Se transforma esta variable para obtener una gráfica lineal.
4. Se agrega a la forma H.9 la nueva variable transformada, y se realiza un nuevo ajuste por el método de los mínimos cuadrados, para obtener:

$$(H.11) \bar{Y} = b_0 + b_1 \cdot f_1(X_1) + b_2 \cdot f_2(X_2)$$

5. Nuevamente se calculan los residuales y se repiten los pasos 3 y 4 hasta añadir todas las variables independientes, y hasta que todas las gráficas de residuales muestren patrones aleatorios (es decir, que no presenten ninguna tendencia).
6. Se grafican los residuales finales frente a los valores predichos de la variable  $Y$ , tratando de verificar la existencia de una pendiente uniforme a lo largo del eje de las abscisas. Si esto no se cumpliera, se deberá transformar la variable  $Y$  y se efectuará una nueva regresión y se recalcularán los residuales.
7. Se ordenan los residuales finales en forma ascendente y se grafican en papel de escalas probabilísticas (Fig. 122), tratando de verificar si éstos se encuentran normalmente distribuidos (es decir, si se ubican en una línea recta). Residuales excesivamente desviados pueden requerir probablemente de un estudio especial. Finalmente, se grafican los residuales frente a factores ambientales y otros que no hayan sido considerados, buscando explicar deficiencias en los datos imposibles de descubrir por otros métodos.

Fig. 122: Papel de escalas probabilísticas.



Para la aplicación de este método, el conocimiento del posible comportamiento de los datos a predecir frente a las variables independientes puede ayudar mucho a decidir acerca de las funciones que mejor se pueden ajustar, sobre todo si tenemos varias curvas que proporcionan un mejor grado de correlación respecto al último efectuado. Al hablar de comportamiento, se está haciendo referencia a la tendencia de la curva que se está ensayando (es decir, si ésta es creciente o decreciente). Por ejemplo: es de esperarse que el ensuciamiento aumente conforme aumenta el contenido de sales en el crudo.

Tal como está concebido, el Método de Ingels sólo permite efectuar ajustes lineales, aunque las transformaciones (hechas en principio por simple inspección de los gráficos) le dan cierto carácter de no linealidad a los modelos obtenidos. Sin embargo, cuando el fenómeno en estudio no es muy bien conocido, la aplicación del método permite obtener una ecuación sencilla que provisionalmente pueda explicar lo observado, pudiéndose profundizar posteriormente en las investigaciones a la búsqueda del modelo definitivo.

## Apéndice I

### CALCULOS MISCELANEOS

#### I.1.0. COSTO DE LIMPIEZA DE INTERCAMBIADORES.

Los siguientes datos fueron tomados de los reportes de la Parada Programada de la Unidad de Destilación Primaria I de Julio - Agosto de 1988 [73], y en éstas serán basadas las estimaciones para el costo de limpieza de un intercambiador en general.

Intercambiador	Area Total en pies <sup>2</sup> (A)	Tiempo de Limpieza en horas (θ)	Producto A x θ (pie <sup>2</sup> ·hr)
11E8	1055	56	59080
11E9	840	48	40320
11E10	2670	60	160200
11E11	840	48	40320
11E16 C/D	946	48	45408
11E25 A/B/C	6240	54	336960
11E53	1330	56	74480
11E80	1331	56	74536
Total:			831304

Costo total de limpieza de los intercambiadores listados: US\$ 2037, convertidos según la cotización del Dólar Para Presupuestos de PETROPERU S.A., vigente a Setiembre de 1987.

$$\begin{aligned}
 & \frac{\text{Costo de limpieza}}{\text{pie}^2 \cdot \text{dia}} = \frac{2037}{831304} \times 24 \\
 & = 0.058809 \frac{\text{US\$}}{\text{pie}^2 \cdot \text{dia}}
 \end{aligned}$$

Como se puede observar, ésta es una estimación ponderada que sólo permite tener una idea aproximada de los costos. A falta de otros datos, puede tomarse el valor aquí calculado; sin embargo, es preferible disponer de presupuestos específicos para cada equipo, para así efectuar los cálculos con valores más cercanos a la realidad.

### I.2.0. COSTO DEL ADITIVO ANTIENSUCIANTE.

Las características comerciales del aditivo antiensuciante empleado en Refinería La Pampilla son:

Densidad : 7.35 lbs/gl.  
Envase : Cilindro de 55 gls.  
Costo : US\$ 641 por envase.

Con estos datos, se calcula el costo por libra del producto:

$$C = 641 \times \frac{1}{55} \times \frac{1}{7.35} = 1.59 \frac{\text{US\$}}{\text{lb}}$$

Este aditivo protege a todos los intercambiadores situados después de la desaladora 211D1 (ver Fig. 055). Las áreas de estos equipos son (en pies<sup>2</sup>):

211E7	:	3492
211E8 A/B	:	6695
211E9 A/B/C	:	11517
Area total	:	<u>21704</u>

Luego, el costo del aditivo antiensuciante por libra y por pie cuadrado de área de intercambiador será igual a:

$$C' = \frac{1.59}{21704} = 7.33 \times 10^{-5} \frac{\text{US\$}}{\text{lb} \cdot \text{pie}^2}$$

### I.3.0. CARGA TÉRMICA SUPLIDA POR EL HORNO DURANTE LA LIMPIEZA.

Para calcular la máxima carga térmica adicional que podría proporcionar el horno mientras un intercambiador está fuera de servicio, se tomará como referencia el flujo térmico de diseño del primero (que a la vez es el máximo), fijado en  $167 \times 10^6$  BTU/hr. Luego, para las condiciones

típicas de operación que se describen, se tienen los siguientes valores:

Crudo  
 Flujo : 70,000 BPD.  
 Densidad API : 22.0 - 23.0.

Carga térmica del  
 horno (actual) : 130 x 10<sup>6</sup> BTU/hr.

Diferencia  
 (diseño - actual) : 37 x 10<sup>6</sup> BTU/hr.

Este último valor es la máxima carga térmica adicional que podría soportar el horno, y es la que se tendrá en cuenta. Por otro lado, se han calculado las siguientes cargas térmicas para los intercambiadores en estado de limpieza:

Intercambiador	Datos del Crudo		Cargas Térmicas (BTU/hr)	
	Flujo (BPD)	°API	Para el Flujo Dado	Escalados a 70000 BPD
211E1	64800	22.8	7.6	8.2
211E3 A/B/C	66133	22.6	37.7	39.9
211E7	66133	22.6	16.7	17.6
211E9 A/B/C	65600	22.7	75.4	80.5

En consecuencia, la intervención de los intercambiadores 211E1 y 211E7 no requiere que se baje la carga a la unidad. Suponiendo que los otros dos equipos salieran fuera de servicio completamente (es decir, sin considerar la alternativa de que al menos uno de los cuerpos esté en operación), entonces deberá establecerse un nuevo flujo. Hechas los cálculos respectivos, se obtiene el siguiente cuadro final:

Intercambiador	Carga Térmica Adicional Calculada (MMBTU/hr)	Flujo Requerido Para Establecer la Carga Térmica Calculada (BPD)
211E1	7.9	67000
211E3 A/B/C	23.8	42000
211E7	15.9	63000
211E9 A/B/C	33.8	30000

Para otras evaluaciones, es aconsejable la confección de una tabla para cada intercambiador, conteniendo el flujo de crudo, la densidad de éste, y la máxima carga térmica adicional asociada a estos valores. De este modo, los resultados que se logren serán más cercanos a la realidad.

## Apéndice J

### FUNCIONES DE COSTOS Y DE CARGA TERMICA RECUPERADA: DEDUCCION, ANALISIS Y OPTIMIZACION

#### J.1.0. FUNCION DE COSTOS.

##### J.1.1. Análisis.

La expresión para los costos adicionales (pérdidas económicas) por ensuciamiento se presenta en la sección 11.3.4:

$$(J.1) \quad C_T = \frac{\text{Num}_1}{\theta_{\text{ciclo}}} \cdot H$$

$$(J.1a) \quad \text{Num}_1 = k_1 \cdot \int_0^{\theta} DQ d\theta + k_2 \cdot \int_0^{\theta} DQ d\theta + C'_{PQ} \cdot \theta \\ + C'_L \cdot \theta_L + C'_A \cdot \theta_L + C_0$$

$$(J.1b) \quad \theta_{\text{ciclo}} = \theta + \theta_L$$

Siendo  $DQ = Q_{\text{max}} \cdot [\epsilon_n^{\circ} - \epsilon_n(\theta)]$ , entonces:

$$(J.2) \quad \text{Num}_1 = (k_1 + k_2) \cdot Q_{\text{max}} \cdot \int_0^{\theta} [\epsilon_n^{\circ} - \epsilon_n(\theta)] d\theta \\ + C'_{PQ} \cdot \theta + \theta_L \cdot (C'_L + C'_A + C_0/\theta_L) \\ = (k_1 + k_2) \cdot Q_{\text{max}} \cdot [\epsilon_n^{\circ} \cdot \theta - \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta] \\ + C'_{PQ} \cdot \theta + \theta_L \cdot (C'_L + C'_A + C_0/\theta_L)$$

El único análisis que se hará aquí es para establecer los límites de definición de la función. El primero es cuando  $\theta = 0$ . De (J.1) y (J.2):

$$(J.3) \quad C_T (\theta = 0) = C'_L + C'_A + C_0/\theta_L = C_T^{\circ}$$

Para  $\theta \rightarrow \infty$ , observamos que la expresión J.1 tiene la forma  $\infty/\infty$ , y por lo tanto se le puede aplicar la Regla de L'Hôpital [81]. En consecuencia, derivamos por separado Num y  $\theta$ ciclo con respecto a  $\theta$  y obtenemos:

$$\begin{aligned}
 (J.4) \quad \lim_{\theta \rightarrow \infty} (C_T/H) &= \lim_{\theta \rightarrow \infty} [(k_1 + k_2) \cdot Q_{\max} \cdot (\epsilon_n^\circ - \epsilon_n(\theta)) + C'_{PQ}] \\
 &= (k_1 + k_2) \cdot Q_{\max} \cdot (\epsilon_n^\circ - \epsilon_n^*) + C'_{PQ} \\
 &= C_T^*/H
 \end{aligned}$$

Este último valor es la única asíntota que posee la función.

### J.1.2. Deducción de la Función de Optimización.

Resolviendo  $dC_T/d\theta$ , obtenemos:

$$(J.5) \quad \frac{dC_T}{d\theta} = \frac{\text{Num}_2}{\theta c_1 c_1 \theta^2} \cdot H$$

$$\begin{aligned}
 (J.5a) \quad \text{Num}_2 &= (\theta + \theta_L) \cdot \{ [(k_1 + k_2) \cdot Q_{\max} \cdot \epsilon_n^\circ + C'_{PQ}] \\
 &\quad - (k_1 + k_2) \cdot Q_{\max} \cdot \epsilon_n(\theta) \} \\
 &\quad - \left[ [(k_1 + k_2) \cdot Q_{\max} \cdot \epsilon_n^\circ + C'_{PQ}] \cdot \theta \right. \\
 &\quad \left. - (k_1 + k_2) \cdot Q_{\max} \cdot \int_0^\theta \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta + \theta_L \cdot C_T \right]
 \end{aligned}$$

Igualando la derivada a cero, bastará igualar Num<sub>2</sub> a cero para obtener una expresión que nos permita calcular el valor óptimo de  $\theta$ . Operando sobre J.5a, simplificando y ordenando, obtenemos la ecuación de optimización de costos:

$$(J.6) \quad F = \int_0^\theta \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta - (\theta + \theta_L) \cdot \epsilon_n(\theta) + \theta_L \cdot \epsilon' = 0$$

donde:

$$(J.7) \quad \epsilon' = \epsilon_n^0 + \frac{C'_{PQ} - C_T^0}{(k_1 + k_2) \cdot Q_{\max}}$$

La función F presenta ciertas características, que serán analizadas a continuación.

### J.1.3. Análisis de la Función de Optimización F.

Para  $\theta = 0$ , tenemos:

$$(J.8) \quad F(\theta = 0) = \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^0) = F^0$$

Para  $\theta \rightarrow \infty$ , se reordenará previamente la expresión J.8 para tener lo siguiente:

$$(J.9) \quad \lim_{\theta \rightarrow \infty} F = \lim_{\theta \rightarrow \infty} \left[ \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta - \epsilon_n(\theta) \cdot \theta + \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n(\theta)) \right]$$

Resolviendo, tenemos:

$$(J.10) \quad \lim_{\theta \rightarrow \infty} F = \lim_{\theta \rightarrow \infty} \left[ \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta - \epsilon_n(\theta) \cdot \theta \right] + \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^*)$$

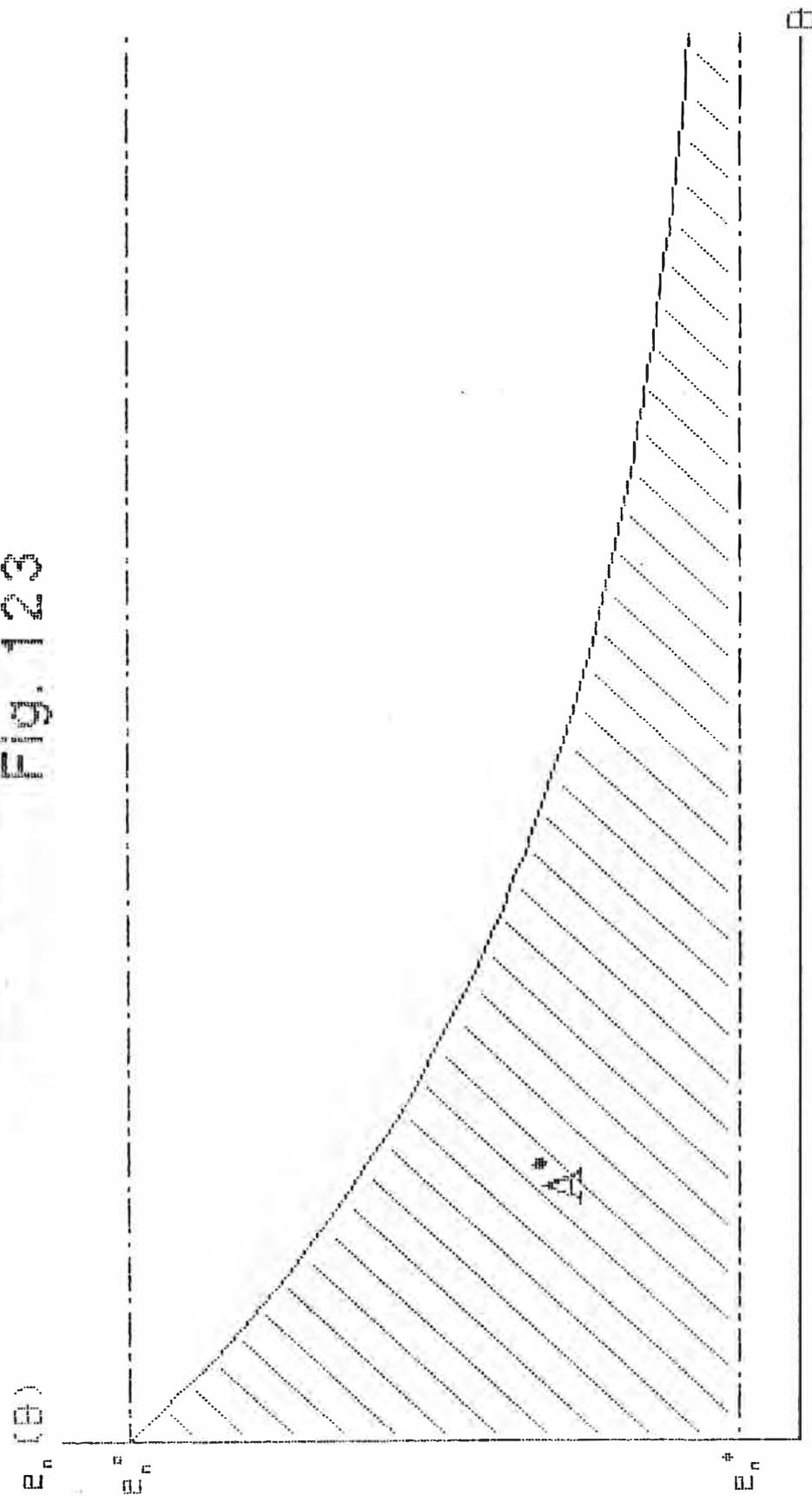
El límite no resuelto posee un valor finito aunque complejo de expresar analíticamente. La Fig. 123 nos muestra una interpretación geométrica de esta cantidad, a la cual se le designará por  $A^*$ . En consecuencia:

$$(J.11) \quad \lim_{\theta \rightarrow \infty} F = A^* + \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^*) = F^*$$

No existen otras asíntotas, y la función es continua en todo su dominio. Por otro lado, siendo

# Interpretacion Geometrica de $A^*$

Fig. 123



$A^*$ ,  $\theta_L$ ,  $\epsilon_n^\circ$  y  $\epsilon_n^*$  mayores que cero, se demuestra que  $F^* > F^\circ$  así:

$$(J.12) \quad \epsilon_n^* < \epsilon_n^\circ$$

$$(J.13) \quad -\epsilon_n^* > -\epsilon_n^\circ$$

$$(J.14) \quad \epsilon' - \epsilon_n^* > \epsilon' - \epsilon_n^\circ$$

$$(J.15) \quad \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^*) > \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^\circ)$$

$$(J.16) \quad A^* + \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^*) > \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^\circ)$$

$$(J.17) \quad F^* > F^\circ$$

Determinamos ahora  $dF/d\theta$ :

$$(J.18) \quad \frac{dF}{d\theta} = F'(\theta) = \epsilon_n(\theta) - (\theta + \theta_L) \cdot \frac{d\epsilon_n(\theta)}{d\theta} + \epsilon_n(\theta)$$

$$= -(\theta + \theta_L) \cdot \frac{d\epsilon_n(\theta)}{d\theta}$$

Siendo  $d\epsilon_n(\theta)/d\theta < 0$  para todo valor de  $\theta$ , entonces  $F'(\theta) > 0$  en todo el dominio de  $F$ , y la función es creciente solamente. El valor de  $F' = 0$  se alcanza en el límite ( $\theta \rightarrow \infty$ ), pero esto corresponde al valor asintótico ( $F^*$ ).

En consecuencia,  $F$  se encuentra acotada entre  $F^*$  y  $F^\circ$ . Para que exista un valor de  $\theta$  óptimo, se deberá cumplir que:

1.  $F^*$  y  $F^\circ$  sean de signos opuestos (de modo que, en algún punto,  $F = 0$ ).
2.  $Cr$  sea decreciente entre 0 y  $\theta$  (lo que implica que  $F < 0$ ) y creciente entre  $\theta$  y  $+\infty$  (y por lo tanto  $F > 0$ ).

Estas dos condiciones se cumplen sólo si  $F^* > 0$  y  $F^\circ < 0$ ; es decir:

$$(J.19) \quad \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^\circ) < 0$$

$$(J.20) \quad A^* + \theta_L \cdot (\epsilon' - \epsilon_n^*) > 0$$

Reordenando adecuadamente estas dos expresiones, obtenemos finalmente:

$$(J.21) \quad \epsilon_n^* - A^*/\theta_L < \epsilon' < \epsilon_n^\circ$$

Esta es una expresión sencilla que indica claramente las condiciones para las cuales existe un  $\theta$  óptimo. Las Figs. 124 nos ilustran acerca del análisis aquí efectuado.

## J.2.0. FUNCION DE CARGA TERMICA RECUPERADA.

### J.2.1. Análisis.

La ecuación 11.35 nos da la función de carga térmica recuperada:

$$(J.22) \quad Q_H = H \cdot \frac{Q_{\max} \cdot \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta}{\theta_{c1c1o}}$$

Para  $\theta = 0$ , es evidente que  $Q_H = 0$ . Para  $\theta \rightarrow \infty$ ,  $Q_H$  tiene la forma  $\infty/\infty$ , por lo que se aplicará la Regla de L'Hôpital para obtener:

$$(J.23) \quad \lim_{\theta \rightarrow \infty} Q_H/H = \lim_{\theta \rightarrow \infty} Q_{\max} \cdot \epsilon_n(\theta) = Q_{\max} \cdot \epsilon_n^* = Q_H^*/H$$

siendo ésta la única asíntota que posee la función.

### J.2.2. Deducción de la Función de Optimización.

Resolviendo  $dQ_H/d\theta$ , obtenemos:

$$(J.24) \quad \frac{dQ_H}{d\theta} = \frac{\text{Num}_3}{\theta_{c1c1o}^2} \cdot H$$

$$(J.24a) \quad \text{Num}_3 = Q_{\max} \cdot \left[ (\theta + \theta_L) \cdot \epsilon_n(\theta) - \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta \right]$$

Igualando la derivada a cero, bastará igualar  $\text{Num}_3$  a cero para obtener una expresión que nos permita calcular el valor óptimo de  $\theta$ . Operando sobre J.24a, simplificando y ordenando, obtenemos la ecuación de optimización de carga térmica recuperada:

$$(J.25) \quad G = (\theta + \theta_L) \cdot \epsilon_n(\theta) - \int_0^{\theta} \epsilon_n(\theta) \cdot d\theta = 0$$

Formas Funcionales de los Costos por Ensuamamiento y su Ecuacion de Optimizacion

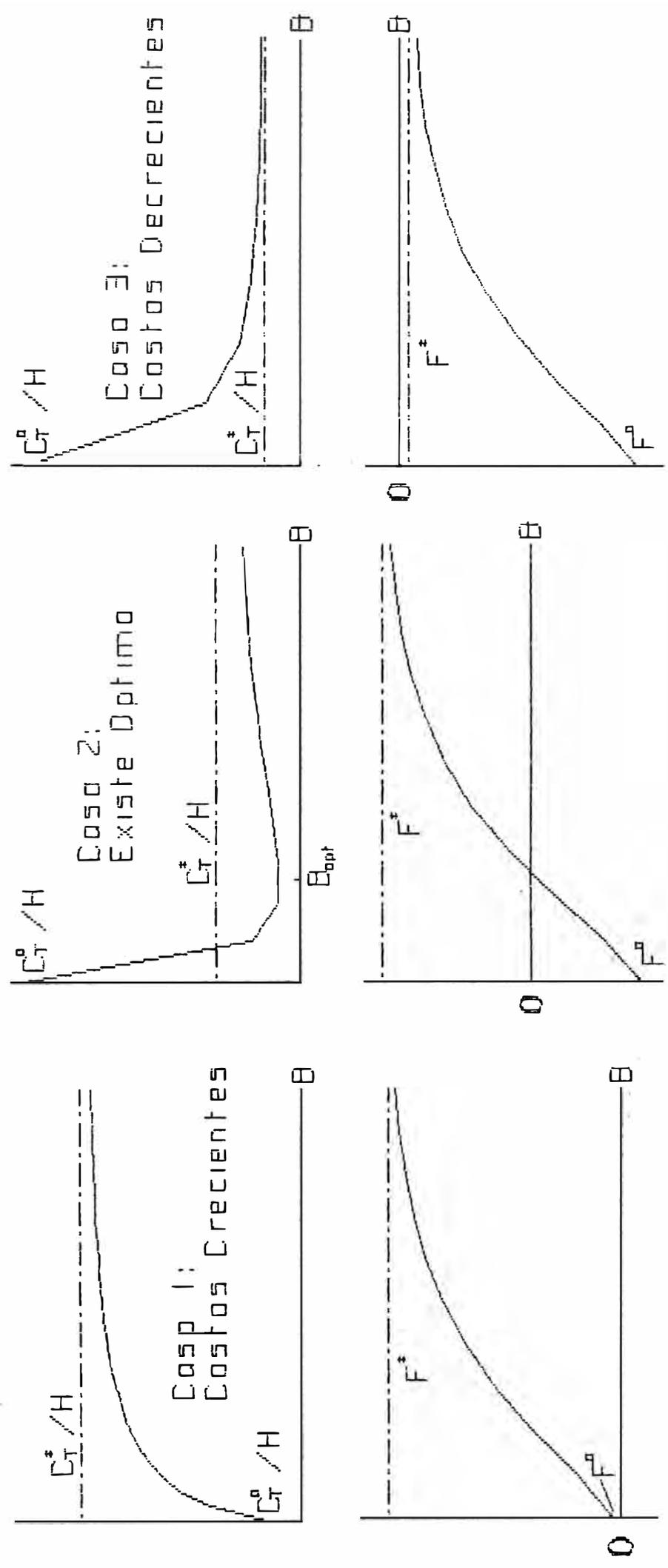


Fig. 124

Al igual que la función F, la función G presenta ciertas características, que serán analizadas a continuación.

### J.2.3. Análisis de la Función de Optimización G.

Una simple inspección de la ecuación J.25 nos permite verificar la siguiente igualdad:

$$(J.26) \quad G = -F \text{ (para } \epsilon' = 0)$$

Por lo tanto, este análisis se hará en base a las ecuaciones empleadas en la sección J.1.3. En primer lugar, tenemos que para  $\theta = 0$ :

$$(J.27) \quad G(\theta = 0) = \theta_L \cdot \epsilon_n^0 = G^0$$

Para  $\theta \rightarrow \infty$ , de la ecuación J.11 y teniendo en cuenta la igualdad J.26, obtenemos:

$$(J.28) \quad \lim_{\theta \rightarrow \infty} G = \theta_L \cdot \epsilon_n^* + A^* = G^*$$

No existen otras asíntotas, y la función es continua en todo su dominio. Por otro lado, y tomando como base la demostración dada entre las expresiones J.12 y J.17, y teniendo en cuenta lo afirmado en la igualdad J.26, se demuestra lo siguiente:

$$(J.29) \quad -F^* < -F^0$$

$$(J.30) \quad G^* < G^0$$

Determinamos ahora  $dG/d\theta$ :

$$(J.31) \quad \frac{dG}{d\theta} = G'(\theta) = \epsilon_n(\theta) + (\theta + \theta_L) \cdot \frac{d\epsilon_n(\theta)}{d\theta} - \epsilon_n(\theta) \\ = (\theta + \theta_L) \cdot \frac{d\epsilon_n(\theta)}{d\theta}$$

Como se podrá observar, comparando con la ecuación J.18 vemos que:

$$(J.32) \quad G'(\theta) = -F'(\theta)$$

y por lo tanto la función G es decreciente solamente. Luego, G está acotada entre  $G^0$  y  $G^*$ .

Entonces, para que exista un valor de  $\theta$  óptimo, se deberá cumplir que:

1.  $G^\circ$  y  $G^*$  sean de signos opuestos (de modo que, en algún punto,  $G = 0$ ).
2.  $Q_H$  sea creciente entre 0 y  $\theta$  (lo que implica que  $G > 0$ ) y decreciente entre  $\theta$  y  $+\infty$  (y por lo tanto  $G < 0$ ).

Estas dos condiciones se cumplen sólo si  $G^\circ > 0$  y  $G^* < 0$ . La primera condición se verifica para todos los casos, ya que  $\theta_L$  y  $\epsilon_n^\circ$  son siempre mayores que cero (ver expresión J.27). Por lo tanto, es suficiente verificar la siguiente desigualdad:

$$(J.33) \quad \theta_L \cdot \epsilon_n^* - A^* < 0$$

para afirmar que existe el óptimo. Las Figs. 125 nos ilustran acerca de este análisis.

### J.3.0. ALGORITMOS PARA EFECTUAR LOS CALCULOS DE OPTIMIZACION.

Dado que la economía del ciclo de operación de un intercambiador depende de la existencia o no de un período óptimo, la verificación de las condiciones planteadas en la sección anterior debe hacerse siguiendo una lógica. La Fig. 126 presenta dos diagramas de flujo estructurados para este propósito, los cuales se resumen básicamente en tres pasos:

1. Determinar si existen o no los óptimos, de acuerdo a las condiciones planteadas en las expresiones J.19 y J.20 (minimización de costos) y J.33 (maximización de carga térmica recuperada).
2. Evaluar el período óptimo (si existe), o fijar un período de funcionamiento a ser evaluado.
3. Calcular los costos y otras cantidades relacionadas con el período establecido.

# Formas Funcionales de la Carga Termica Recuperada y su Ecuacion de Optimizacion

Fig. 125

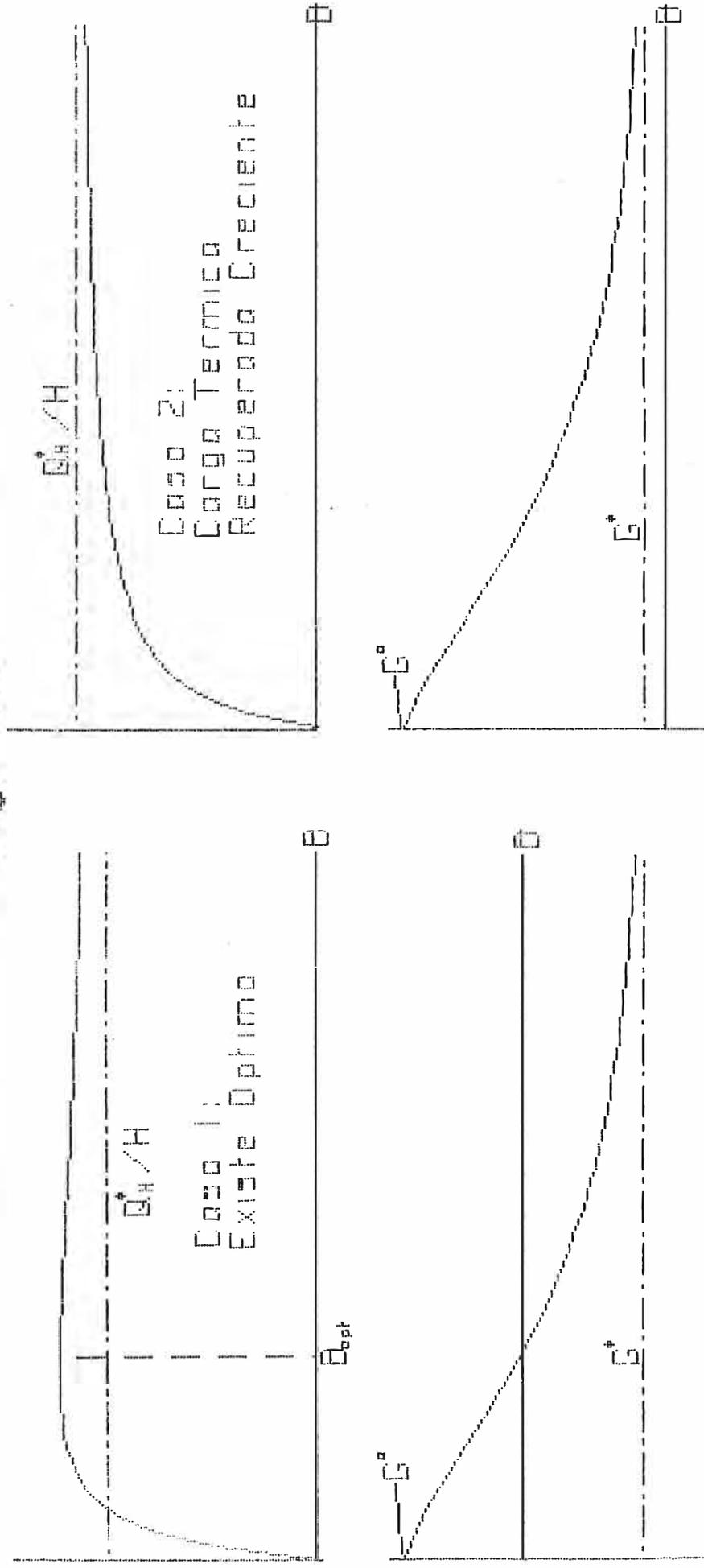
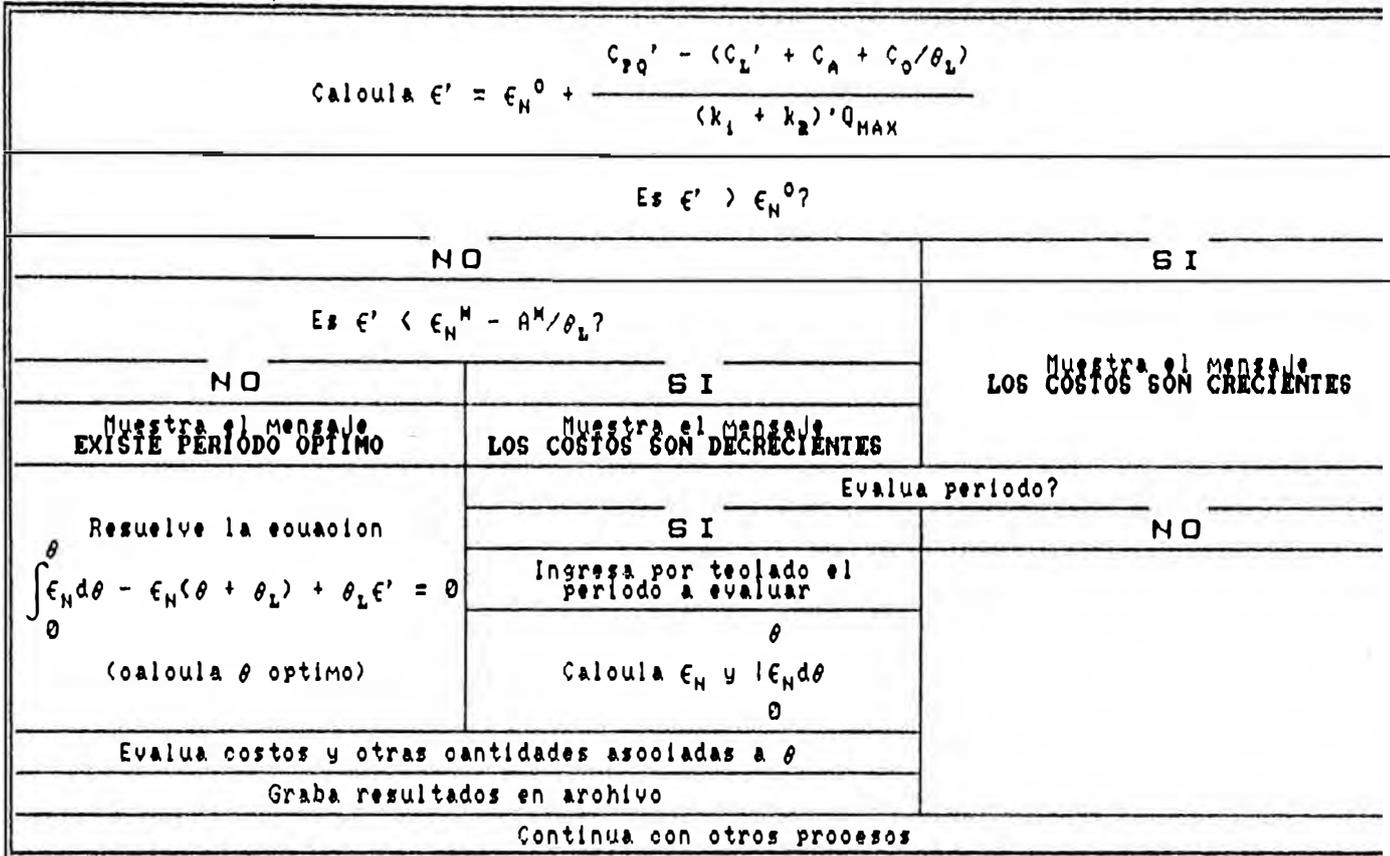


FIGURA 126

DIAGRAMAS DE FLUJO ESTRUCTURADOS PARA OPTIMIZACION

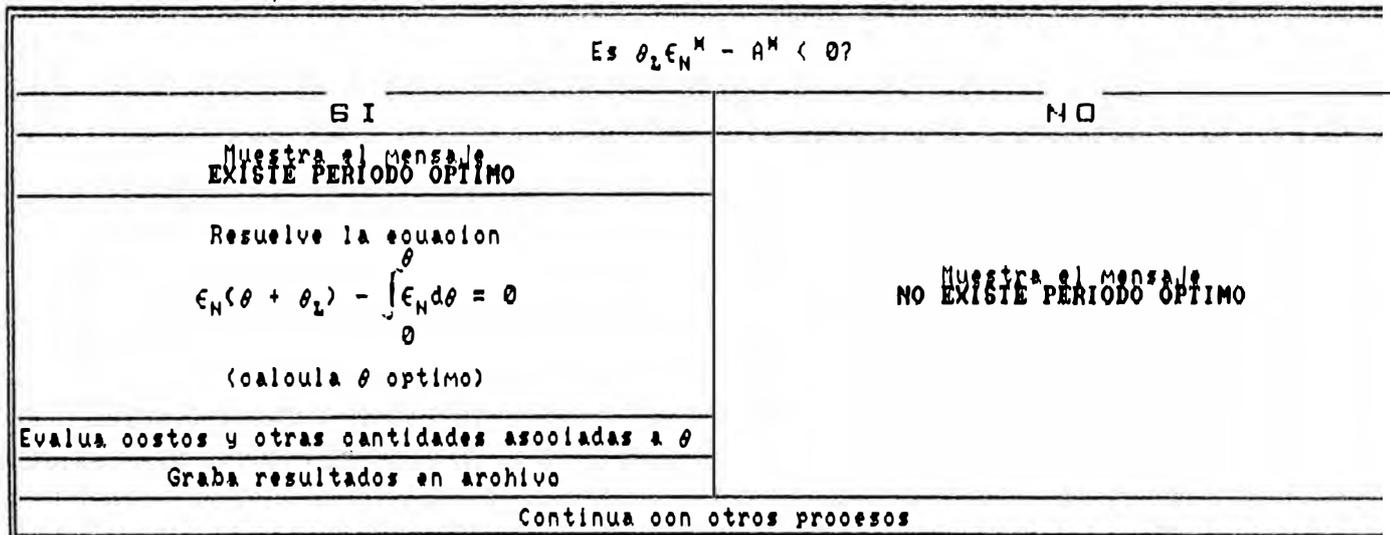
Optimización: Criterio 1

(Minimización de Costos por Ensuclamiento)



Optimización: Criterio 2

(Maximización de Carga Termica Recuperada)



Para el cálculo de las integrales, se recomienda el Método de Cuadratura Gaussiana de 14 puntos [78], por ser en este caso más eficiente y más confiable en exactitud que el clásico Método de Simpson. Para la solución de la ecuación J.7, se recomienda el Método de Falsa Posición (o sus variantes que son los Métodos de Illinois y de Pegaso [79]), así como el Método de Müller [80] acotado, por conducir con seguridad y relativa rapidez hacia la raíz buscada. No se aconseja el uso del Método de Newton Raphson por las características que presentan las funciones de optimización (ver Figs. 124 y 125), ya que podrían producirse problemas de computación si durante las iteraciones se alcanzan valores de  $\theta$  en donde dichas ecuaciones no están definidas.

## Apéndice K

### CONDUCTIVIDADES TÉRMICAS DE MATERIALES PARA TUBOS DE INTERCAMBIADORES

La tabla 066 presenta las conductividades térmicas de los materiales más comunmente empleados en la fabricación de tubos para intercambiadores. Dichos datos, por lo general, pueden expresarse de manera satisfactoria a través de una ecuación de la forma:

$$(K.1) \quad k_w = A_0 + A_1 \cdot T$$

donde T está en °R y  $k_w$  en BTU/pie·hr·°F.

En el presente estudio, sólo se han encontrado intercambiadores con tubos de acero al carbono (A/C) y de aleación 5%Cr - ½Mo, para las cuales se han determinado las siguientes constantes:

Material	$A_0$	$A_1$
A/C	36.5967	-0.0100
5%Cr - ½Mo	22.8246	-0.0025

Estas ecuaciones han sido incorporadas en el programa INTCALC (ver Apéndice L).

Tabla 066.

**THERMAL CONDUCTIVITY OF METALS**

MATERIAL	TEMP. ° F	BTU/HR. X SQ. FT./ (°F/FT.)													
		200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500
<b>ALUMINUM (ANNEALED)</b>															
Type 1100-0		126	124	123	122	121	120	118							
Type 3003-0		111	111	111	111	111	111	111							
Type 3004-0		97	98	99	100	102	103	104							
Type 6061-0		102	103	104	105	106	106	106							
<b>ALUMINUM (TEMPERED)</b>															
Type 1100 (All Tempers)		123	122	121	120	118	118	118							
Type 3003 (All Tempers)		96	97	98	99	100	102	104							
Type 3004 (All Tempers)		97	98	99	100	102	103	104							
Type 6061-T4 & T6		95	96	97	98	99	100	102							
Type 6063-T5 & T6		116	116	116	116	116	115	114							
Type 6063-T42		111	111	111	111	111	111	111							
<b>CAST IRON</b>		31	31	30	29	28	27	26	25						
<b>CARBON STEEL</b>		30	29	28	27	26	25	24	23						
<b>CARBON MOLY (1/2%) STEEL</b>		29	28	27	26	25	25	24	23						
<b>CHROME MOLY STEELS</b>															
1% Cr, 1/2% Mo		27	27	26	25	24	24	23	21	21					
2-1/4% Cr, 1% Mo		25	24	23	23	22	22	21	21	20	20				
5% Cr, 1/2% Mo		21	21	21	20	20	20	20	19	19	19				
12% Cr		14	15	15	15	16	16	16	16	17	17	17	18		
<b>AUSTENITIC STAINLESS STEELS</b>															
18% Cr, 8% Ni		9.3	9.8	10	11	11	12	12	13	13	14	14	14	15	15
25% Cr, 20% Ni		7.8	8.4	8.9	9.5	10	11	11	12	12	13	14	14	15	15
<b>ADMIRALTY METAL</b>		70	75	79	84	89									
<b>NAVAL BRASS</b>		71	74	77	80	83									
<b>COPPER (ELECTROLYTIC)</b>		225	225	224	224	223									
<b>COPPER &amp; NICKEL ALLOYS</b>															
90% Cu, 10% Ni		30	31	34	37	42	47	49	51	53					
80% Cu, 20% Ni		22	23	25	27	29	31	34	37	40					
70% Cu, 30% Ni		18	19	21	23	25	27	30	33	37					
30% Cu, 70% Ni (Monel)		15	15	16	16	17	18	18	19	20	20				
<b>NICKEL</b>		38	36	33	31	29	28	28	29	31	33				
<b>NICKEL-CHROME-IRON</b>		9.4	9.7	9.9	10	10	11	11	11	12	12	12	13	13	13
<b>TITANIUM (Grade 3)</b>		10.9		10.4		10.5									

REF.:

- Babcock & Wilcox Co., Technical Bulletin 6-G, 1955.
- American Brass Company Tables, Central Technical Department.
- A.I.M.E. Technical Publications No. 291 (1930), No. 360 (1930), No. 648 (1935).
- International Nickel Co., Technical Bulletins T-5 (1958), T-7 (1956), T-15 (1957).
- Trans. A.S.S.T. Vol. 21 (1933) Pages 1061-1078 by S. M. Shelton and W. H. Swanger.
- Aluminum Company of America - Alcoa Research Laboratories.

## Apéndice L

### **INTCALC** Programa de Evaluación de Intercambiadores

#### L.1.0. GENERALIDADES.

El programa INTCALC surgió ante la necesidad de contar con una herramienta de cómputo capaz de procesar la gran cantidad de datos disponibles en el presente trabajo, con rapidez, facilidad y exactitud; que fuera versátil para contemplar todas las situaciones que pudieran presentarse y lograr así una óptima ejecución del programa; y que pueda reproducir todos los resultados que pudieran ser importantes para un buen análisis del fenómeno de ensuciamiento, en forma de tablas y gráficas.

INTCALC es un programa escrito en el ambiente de 1-2-3<sup>(R)</sup> y controlado por su lenguaje de macros. Varias fueron las ventajas a favor de este producto para el diseño de INTCALC. Las principales son:

- La existencia de funciones y operaciones predefinidas en 1-2-3<sup>(R)</sup> (menús, manejo de bases de datos, etc.) que facilitaron la programación, frente al requerimiento de diseñar subrutinas y procedimientos en caso de emplearse los lenguajes clásicos (BASIC, PASCAL, etc.).
- La rapidez y facilidad para diseñar formatos de presentación agradables, claros en la información que muestran y carentes de sofisticaciones innecesarias; asimismo, para organizar adecuadamente los datos, áreas de almacenamiento de variables, etc., lo que permite una visión global de todo el programa para una rápida depuración.
- Las características incorporadas en la versión 2.0 de 1-2-3<sup>(R)</sup> [57], que lo han hecho comparable a un lenguaje de alto nivel adecuado para ciencias e ingeniería.

## L.2.0. CARACTERISTICAS.

INTCALC está diseñado para evaluar el funcionamiento de intercambiadores de calor del tipo de coraza y tubos, a través de los cuales circulan petróleos o derivados y sin producirse cambios de fase. Las principales características que presenta el programa son:

- Una base de datos con información básica acerca de las especificaciones de diseño de un intercambiador. Puede contener como máximo hasta 10 unidades.
- Opciones para el procesamiento de datos y tratamiento de resultados.
- Facilidades para la salida impresa de resultados.
- Facilidades para la transmisión de datos y resultados hacia archivos externos, lo que permite posteriormente construir tablas y gráficas para el análisis de la operación del equipo.
- La posibilidad de evaluar un intercambiador en condiciones actuales de servicio o en una condición de limpieza hipotética; ambas operaciones pueden realizarse tanto simultánea como separadamente.

El programa disponible a la fecha está adaptado a la Unidad de Destilación Primaria II de Refinería La Pampilla; es decir, se han considerado las unidades de longitud, de temperatura, etc. en que están dadas las especificaciones de diseño y los reportes de operación de los intercambiadores de la unidad. No obstante, puede adaptarse a cualquier otra mediante la modificación de ciertos factores de conversión, para los cuales se ha definido un área específica del programa.

---

--- I N T C A L C ---

PROGRAMA DE EVALUACION DE INTERCAMBIADORES  
(Coraza y Tubo)

Versión 1.6

Petróleos del Perú S.A.  
Refinería La Pampilla  
División Técnica - Sección Ingeniería

(Adaptado a la Unidad de Destilación Primaria II)

Armando Edilberto Casado Márquez  
Enero 1988

---

Fig. 127: Pantalla de presentación del programa INTCALC.

### L.3.0. DATOS REQUERIDOS.

Para una evaluación, INTCALC requiere los siguientes datos, que se presentan agrupados según su procedencia:

1. Base de datos (ver Fig. 128):
  - Identificación del intercambiador.
  - Nombre de los fluidos circulantes y lado por el que pasan (tubos o coraza); tipo de fluido (frío o caliente).
  - Area efectiva total para la transferencia de calor.
  - Número de corazas por unidad.
  - Número de pasos por los tubos.
  - Tipo TEMA.
  - Número de tubos por coraza (número efectivo, que puede variar si algunos están bloqueados, lo cual afectaría también el área de transferencia).
  - Diámetro externo de los tubos.
  - Longitud de los tubos.
  - Espesor del tubo (BWG).
  - Distancia entre centros de los tubos.
  - Arreglo de los tubos (triangular, cuadrado, cuadrado invertido).
  - Material de los tubos.



- Diámetro interno de la coraza.
- Factor de corrección para el coeficiente pelicular del lado de la coraza, según el método de Bell (ver sección 5.5.2, parte B).

2. Entrada por teclado (ver Fig. 129):

- Flujo.
- Temperaturas de entrada y salida (actuales).
- KUOP.
- Constantes A y B para el cálculo de la viscosidad según la norma ASTM D341 (ver sección 6.4.3, parte B).

(Datos para cada uno de los fluidos circulantes).

---

UDF 2	211E7	Registro: E7_31			
	:	Lado -	Coraza	Tubos	
	:	(Cond.) Fluido - (Frio)	Crudo	Diesel (Caliente)	
Datos	:	Flujo, BPD	75200	15186	
de	:	Temp. entrada, °C	134	265	
Operación	:	Temp. salida, °C	157	157	
del día	:	°API 60° F/60° F	22.5	31.7	
31/10/86	:	Kuop	11.72	11.72	
a horas	:	Cte. A (ASTM D341)	27.5693	26.4333	
	:	Cte. B (ASTM D341)	4.1316	4.1069	

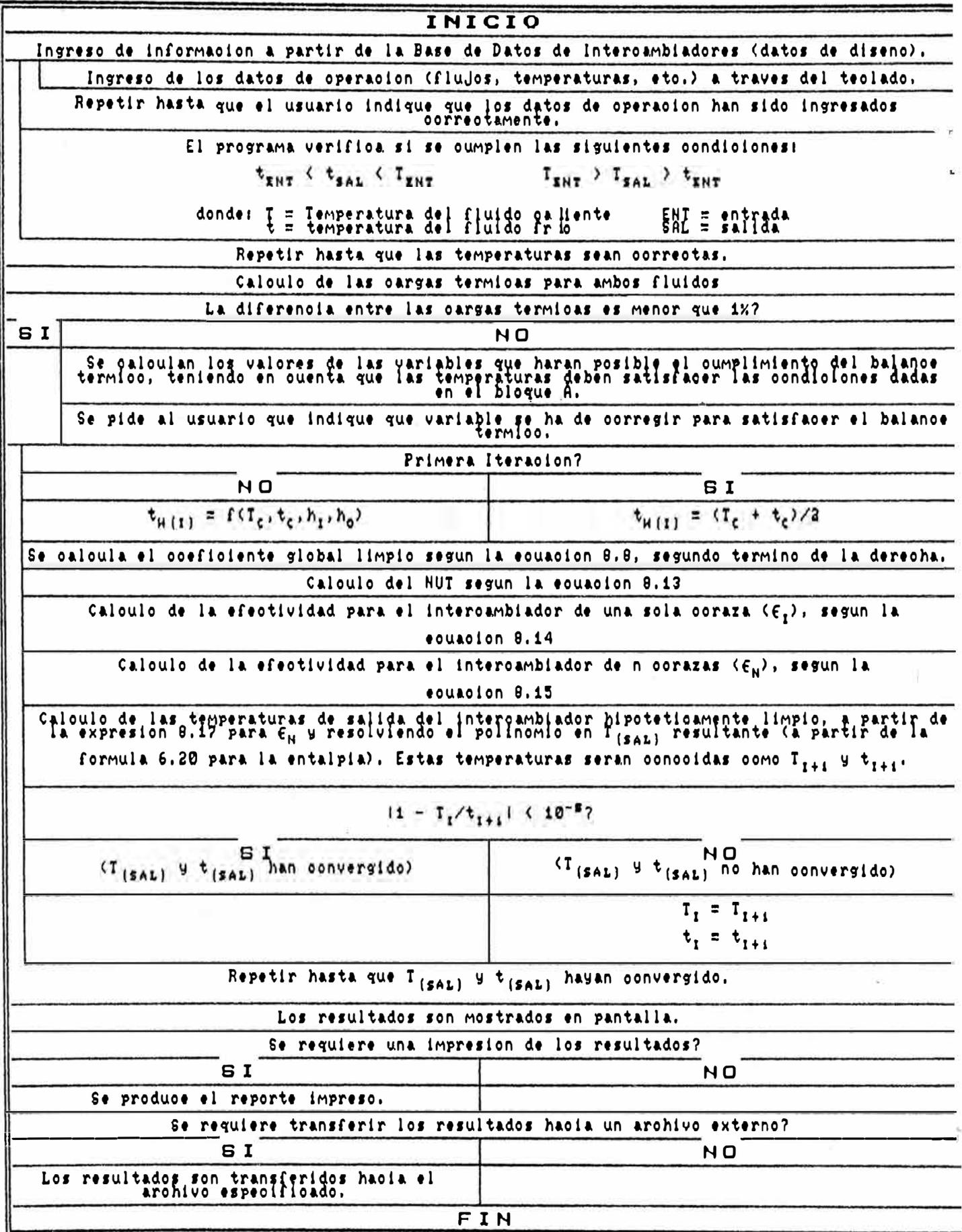
		-----Global-----		--Temp. del Tubo--	
		Máx	Act	Máx	Act
ITERACIONES:		10		5	

---

Fig. 129: Pantalla de ingreso de datos.

#### L.4.0. METODO DE SOLUCION Y ALGORITMO DE EJECUCION.

El método de solución y el algoritmo de ejecución que son las bases del programa INTCALC están completamente detallados en la sección 8.6.0. En esta parte se muestra (en la Fig. 130) un diagrama de flujo estructurado para el uso y funcionamiento del mismo.



En vista de que el lenguaje de macros de 1-2-3(R) (ver Fig. 131) no presenta una forma "convencional" (es decir, sus sentencias, su organización y su modo de ejecución son completamente diferentes a las formas que se conocen para el FORTRAN, BASIC, PASCAL, etc.), sería muy difícil presentar el texto del programa de una manera tal que su lógica pueda ser fácilmente entendida, y considerando también que (por ser de aparición más o menos reciente) su conocimiento no está aún muy difundido, no ha sido incluido aquí. Por otra parte, se ha escogido el diagrama de flujo del tipo mostrado en la Fig. 130 por considerarse el más adecuado para presentar en forma clara la lógica de INTCALC. Esta forma de diagrama se conoce también como Organigrama de Chapin [58].

Una mayor información acerca del lenguaje de macros de 1-2-3(R), su funcionamiento y su uso, puede encontrarse en las obras especializadas [57, 59].

```

----- OPERA (1) -----
Evalúa
Evalúa un intercambiador
(INDICATE Modo){INTRO}{MENU:CALL ESTADO}
/WCHCOL_BD~{GOTO}BD~{ON}{IF (AUD)}{BEEP 2}
{INDICATE Selec}{GETNUMBER "¿Número del intercambiador a evaluar?: ",NRO}
{IF (NRO<1#OR#NRO)REG)}{BEEP}{BRANCH REINTENTA1}
{OFF}/WCHCOL_BD~/DQR1BD_I~OBD_O~CBD_C~E
IBWG_I~OEWG_O~CBWG_C~EIMAT_I~OMAT_O~CMAT_C~E
IPOST_I~OPOST_O~CPOST_C~EQ(LET INICIAL,@TRUE)/RFRMSG10~{CALC}
{BLANK TREG}{IF (AUTO="Automático")}{LET SUF,+SUF+1}{CREA}{INDICATE Datos}
{BLANK MSG13}{GOTO}DATOS~{GOTO}FECHA~
{LET CORR,@TRUE}{ERR2_F}{EX_MSG01}{LET CORR,@FALSE}{ON}{IF (AUD)}{BEEP 2}
{GETLABEL "Fecha en formato DDMMAA (o espacio en blanco): ",FECHA}{DOWN}
{DOWN}{GETLABEL "Hora en formato HHMM (o espacio en blanco): ",HORA}
{OFF}{GOTO}FF~/WTH{ON}
{?}{DOWN}{?}{DOWN}{?}{DOWN}{?}{DOWN}{?}{?}{IF (#NOT#ACT)}{DOWN}{?}{DOWN}{?}~
{OFF}{GOTO}FC~{ON}

```

Fig. 131: Un ejemplo del lenguaje de macros para 1-2-3(R)

#### L.5.0. RESULTADOS PROPORCIONADOS.

INTCALC proporciona dos tipos de resultados: principales y complementarios. Los principales son:

- Carga térmica.

- Coeficiente global de transferencia de calor.
- Efectividad.

(Estos resultados se presentan tanto para las condiciones actuales como para las de limpieza hipotética).

- Resistencia por ensuciamiento.
- Calor posible transferido (carga térmica actual / carga térmica para el intercambiador limpio).
- Temperaturas de salida de ambos fluidos, para el intercambiador limpio.

Los resultados complementarios incluyen, además de los principales, los siguientes:

- Diferencia media logarítmica de temperaturas (LMTD) no corregida (para las condiciones actuales y limpias).
- Porcentaje de desviación del balance térmico, a partir de los datos de condiciones de operación introducidos.
- Número de la magnitud seleccionada para corregir la desviación del balance térmico (ver Fig. 132).
- Temperaturas calóricas de ambos fluidos (en condiciones limpias).
- Temperatura y conductividad térmica del tubo (en condiciones limpias).
- Números de Reynolds, Prandtl, Grashof y Graetz para ambos fluidos (en condiciones limpias).
- Coeficientes peliculares de transferencia de calor, para ambos fluidos.

UDP 2	211E7	Registro: E7_31	
	Lado (Cond.) Fluido - (Frío)	Coraza Crudo	Tubos Diesel (Caliente)
Balance	Q, BTU/hr	25,627,917	23,686,658
Térmico	Q <sub>B</sub> (f-c), BTU/hr	1,941,059	7.87% = Desv.
	Flujo (F), BPD	(1) 69504	16430 (2)
	DF (c-a), BPD	-5696	1244
	Corrección	-7.57%	8.19%
Correcciones Posibles	T. ent. (Ti), °C	(3) 136	273 (4)
	DTi (c-a), °C	2	8
	Corrección	1.44%	3.11%
	T. sal. (To), °C	(5) 157	147 (6)
	DT <sub>o</sub> (c-a), °C	-2	-10
	Corrección	-1.17%	-6.14%
Balance Térmico:		Correcciones Posibles:	
f = frío c = caliente		c = corregido a = actual	

Fig. 132: Pantalla para la selección de las variables y la corrección del balance térmico.

Los resultados principales son los que aparecen en pantalla al término de una evaluación, y los que INTCALC puede proporcionar como un reporte impreso (ver Fig. 133). Los resultados complementarios, en cambio, constituyen un registro transferible hacia archivos externos. En ambos casos, siempre van acompañados de la identificación del intercambiador, la fecha, la hora y los datos de operación proporcionados.

UDP 2	211E7	Registro: E7_31		
	Lado	Coraza	Tubos	
	(Cond.) Fluido - (Frio)	Crudo	Diesel (Caliente)	
Datos	Flujo, BPD	75200	15186	
de	Temp. entrada, °C	134	265	
Operación	Temp. salida, °C	157	157	
del día	°API 60° F/60° F	22.5	31.7	
31/10/86	Kuop	11.72	11.72	
a horas	Cte. A (ASTM D341)	27.5693	26.4333	
	Cte. B (ASTM D341)	4.1316	4.1069	
	T. sal. (int. limpio), °C	158	152	
		--Limpio--	--Actual--	--Global--
	Carga Térmica, BTU/hr	24,672,293	23,686,858	
Resultados	U, BTU/hr·Ft²·°F	123.0	91.2	
	Efectividad	0.87	0.84	
	Rf, hr·Ft²·°F/BTU		0.00283	
	Calor posible transferido		96.01%	

Fig. 133: Pantalla de resultados.

## Apéndice M

### EQUIVALENCIA ENTRE LOS MODELOS CONTINUO Y EL DE DIFERENCIAS FINITAS PARA EL ENSUCIAMIENTO

El objetivo es obtener fórmulas para convertir la expresión de diferencias finitas (ecuación 10.2):

$$(M.1) \quad \frac{DR_f}{D\theta} = f(X) - B' \cdot R_f(\theta)$$

en la expresión continua (ecuación 10.1):

$$(M.2) \quad R_f = R_f^* - R' \cdot e^{-B \cdot \theta}$$

Se parte entonces de la ecuación 10.3 (forma transformada de la ecuación M.1):

$$(M.3) \quad R_f(\theta) = f(X) + (1 - B') \cdot R_f(\theta - 1)$$

Luego, para  $\theta = 1$ :

$$(M.4) \quad R_f(1) = f(X) + (1 - B') \cdot R_f(0)$$

Para  $\theta = 2$ :

$$R_f(2) = f(X) + (1 - B') \cdot R_f(1)$$

$$(M.5) \quad R_f(2) = f(X) \cdot [1 + (1 - B')] + (1 - B')^2 \cdot R_f(0)$$

Para  $\theta = 3$ :

$$R_f(3) = f(X) + (1 - B') \cdot R_f(2)$$

$$(M.6) \quad R_f(3) = f(X) \cdot [1 + (1 - B') + (1 - B')^2] + (1 - B')^3 \cdot R_f(0)$$

Para  $\theta = 4$ :

$$R_f(4) = f(X) + (1 - B') \cdot R_f(3)$$

$$(M.7) \quad R_f(4) = f(X) \cdot [1 + (1 - B') + (1 - B')^2 + (1 - B')^3] + (1 - B')^4 \cdot R_f(0)$$

Se observa entonces que, en general, se puede expresar:

$$(M.8) \quad R_f(e) = f(X) \cdot \sum_{i=1}^e (1 - B')^{i-1} + (1 - B')^e \cdot R_f(0)$$

en donde la sumatoria representa la suma S de los términos de una progresión geométrica, siendo la fórmula [74]:

$$(M.9) \quad S = \frac{u \cdot r - a}{r - 1}$$

en donde:

$$\begin{aligned} u &= \text{último término} = (1 - B')^{e-1}. \\ r &= \text{razón} = (1 - B'). \\ a &= \text{primer término} = 1. \end{aligned}$$

Reemplazando en S, se obtiene:

$$(M.10) \quad S = \frac{(1 - B')^{e-1}}{(1 - B')}$$

Reemplazando la sumatoria en (M.8), resulta:

$$(M.11) \quad R_f(e) = f(X) \cdot \frac{(1 - B')^{e-1}}{(1 - B')} + (1 - B')^e \cdot R_f(0)$$

y reordenando se obtiene:

$$(M.12) \quad R_f(e) = \frac{f(X)}{1 - B'} + \left[ \frac{f(X)}{1 - B'} - R_f(0) \right] \cdot (1 - B')^e$$

Comparando con (M.2), vemos que:

$$(M.13) \quad R_f^* = \frac{f(X)}{B'}$$

$$(M.14) \quad R' = \frac{f(X)}{B'} - R_f(\alpha) = R_f^* - R_f(\alpha)$$

$$(M.15) \quad (1 - B')^e = e^{-B \cdot e}$$

Despejando B de (M.15), obtenemos:

$$(M.16) \quad B = -\ln(1 - B')$$

valor que existe siempre que  $0 < B' < 1$ , lo cual se cumple en todos los modelos determinados por el método de las diferencias finitas.

## Apéndice N

### PROPIEDADES DE LOS COMBUSTIBLES PARA HORNOS DE REFINERÍA

Para los combustibles de refinería de petróleo, una de las principales propiedades a tener en cuenta es el poder calorífico, ya que es la que al fin y al cabo determinará la economía de su utilización. Otra de las propiedades a tener en cuenta es la gravedad específica, variable fundamental para establecer consumos.

Para el poder calorífico se han definido dos tipos de valores, a saber:

- El Poder Calorífico Bruto, que es el valor que se obtiene mediante una combustión completa, con el agua formada durante el proceso condensada al estado líquido.
- El Poder Calorífico Neto, análogo al anterior pero con el agua mantenida en el estado vapor.

En general, para los cálculos se emplea el valor neto, puesto que en los procesos reales toda el agua se encuentra en estado vapor.

#### N.1.0. ACEITE COMBUSTIBLE.

La Fig. 134 muestra dos curvas que relacionan la densidad API con el poder calorífico de los combustibles residuales líquidos. Para el presente trabajo, este valor de API no difiere mucho de 15°, y por lo tanto ha sido satisfactorio determinar una ecuación para la porción de la curva de Poder Calorífico Neto (NHV) comprendida entre 0 y 20° API, la cual es:

$$(N.1) \quad NHV = 48 \cdot API + 16820$$

#### N.2.0. GAS COMBUSTIBLE.

Para el gas combustible, se hará referencia a la norma ASTM D3578 [77], la cual describe un procedimiento para calcular el poder calorífico y la gravedad específica. En esta parte sólo se hará mención a esta última propiedad, ya que su valor es necesario para determinar la proporción aceite combustible / (aceite + gas combustible) que ingresa a los hornos.

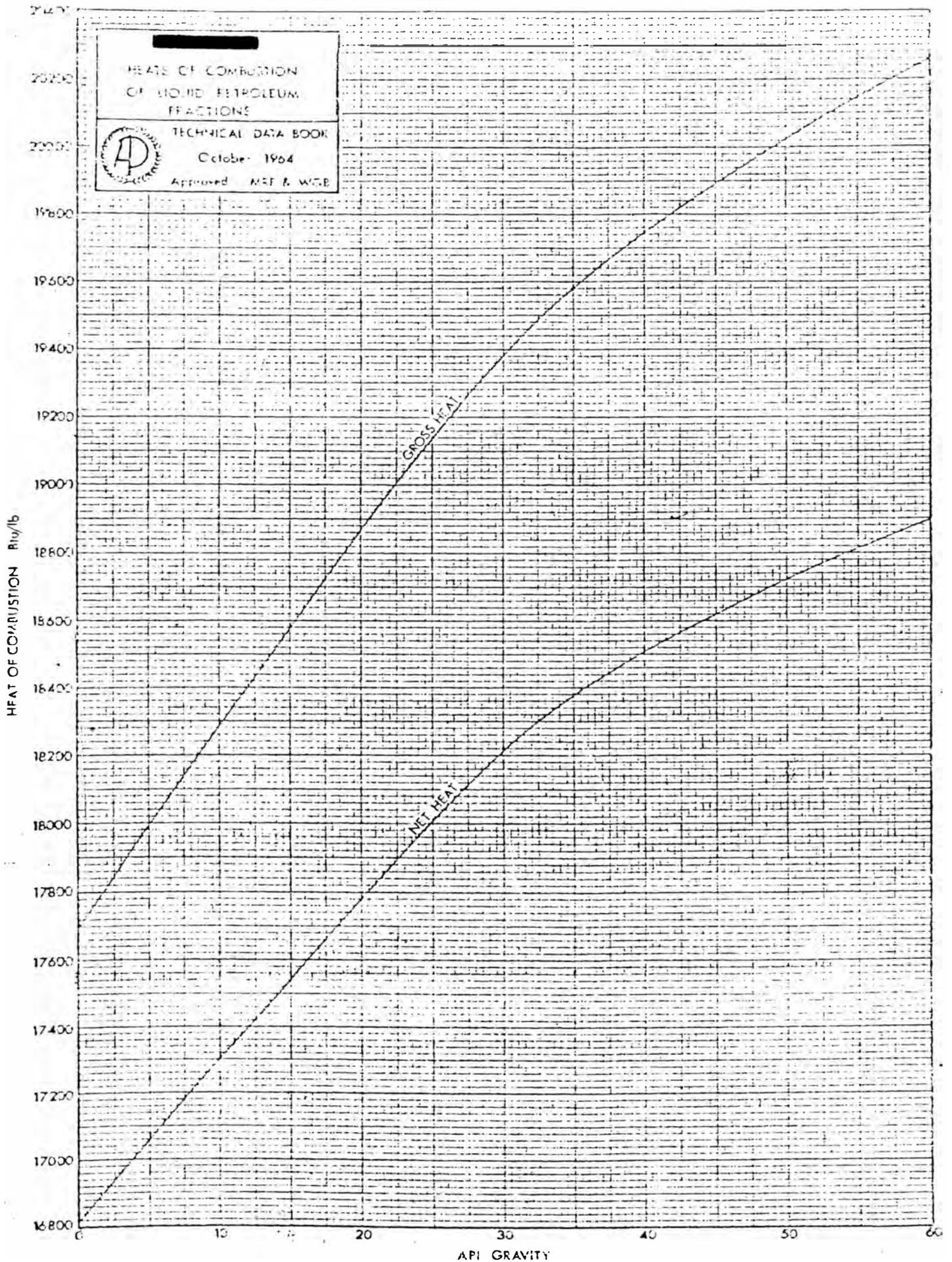


Fig. 134: Calores de combustión de aceites combustibles.

Una vez determinada la composición del gas por cromatografía, se calcula el valor ideal de la gravedad específica, dada por:

$$(N.2) \quad G = \sum_{i=1}^n x_i \cdot G_i$$

y el factor de compresibilidad a 60° F y 14.73 psia según;

$$(N.3) \quad z = 1 - \left[ \sum_{i=1}^n x_i \cdot b_i^{1/2} \right]^2 + 0.0005 \cdot (2 \cdot x_H - x_H^2)$$

en donde:

$x_i$  = Fracción molar.

$G_i$  = Gravedad específica ideal.

$b_i$  = Factor de compresibilidad para cada componente distinto del hidrógeno.

$x_H$  = Fracción molar de hidrógeno.

Los valores de  $G_i$  y  $b_i$  se muestran en la Tabla 067.

Tabla 067

Constantes Para el Cálculo de la Gravedad Específica del Gas Combustible (a 60° F y 14.73 psia)

Componente	Grav. Esp. Ideal (relativa al aire)	Factor Aditivo por Compresibilidad
H <sub>2</sub>	0.0696	--
C <sub>1</sub>	0.5539	0.0436
C <sub>2</sub>	1.0382	0.0917
C <sub>3</sub>	1.5224	0.1342
C <sub>3</sub> =	1.4528	0.1269
H <sub>2</sub> S	1.1765	0.0985
i-C <sub>4</sub>	2.0067	0.1744
n-C <sub>4</sub>	2.0067	0.1825
1-C <sub>4</sub> =	1.9371	0.1749
2-C <sub>4</sub> (trans)	1.9371	0.1860
2-C <sub>4</sub> (cis)	1.9371	0.1863
i-C <sub>5</sub>	2.4910	0.2276
n-C <sub>5</sub>	2.4910	0.2377

Finalmente, se calcula la gravedad específica real por:

$$(N.4) \quad G_r = 0.99959 \cdot \frac{G}{z}$$

**N.3.0. EJEMPLO DE CALCULO DE LA PROPORCION: ACEITE COMBUSTIBLE/(ACEITE + GAS COMBUSTIBLE).**

En las siguientes líneas se presenta un ejemplo de cálculo de la proporción aceite combustible / (aceite + gas combustible). Para ello, se aplican las fórmulas anteriores y los datos obtenidos durante la operación del horno.

Aceite Combustible:

Flujo : 462 BPD = 108.08 pies<sup>3</sup>/hr  
 Densidad : 15.1 °API = 60.25 lbs/pie<sup>3</sup>  
 Flujo másico : 6511 lbs/hr

Gas Combustible:

Componente	x <sub>1</sub>	x <sub>1</sub> •G <sub>1</sub>	x <sub>1</sub> •b <sub>1</sub> <sup>1/2</sup>
H <sub>2</sub>	16.4	0.0114	(*)
C <sub>1</sub>	40.4	0.2238	0.0844
C <sub>2</sub>	29.6	0.3073	0.0896
C <sub>3</sub>	2.7	0.0411	0.0099
C <sub>3</sub> =	2.9	0.0421	0.0103
H <sub>2</sub> S	4.2	0.0494	0.0132
i-C <sub>4</sub>	3.5	0.0702	0.0123
n-C <sub>4</sub>	0.3	0.0060	0.0013
	100.0	0.7514	0.8018

$$z \text{ (total)} = 0.9513$$

(\*) Este gas tiene el factor aditivo por compresibilidad:  $0.0005 \cdot (2 \cdot x_H - x_H^2)$   
 = 0.0002

Resultados a 60° F y 14.73 psia:

Gravedad específica (relativa al aire)	:	0.7895
Densidad del aire	:	0.0808 lbs/pie <sup>3</sup>
Densidad del gas combustible	:	0.0638 lbs/pie <sup>3</sup>
Flujo de gas	:	64475 pies <sup>3</sup> /hr
Flujo másico de gas	:	4113 lbs/hr
Flujo másico total	:	10624 lbs/hr
Porcentajes		
Aceite	:	61.29%
Gas	:	38.71%