



**ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO**  
**FACULTAD DE CIENCIAS**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**“OPTIMIZACIÓN DEL SISTEMA DE  
INTERCAMBIADORES DE CALOR DEL TREN DE  
PRECALENTAMIENTO DE CRUDO DE LA UNIDAD NO  
CATALÍTICAS II EN LA REFINERÍA ESTATAL  
ESMERALDAS”**

**TESIS DE GRADO**  
**Previo a la Obtención del Título de:**  
**INGENIERO QUÍMICO**

**Presentado Por:**  
**ANA JULIA INTRIAGO BRIONES**

**RIOBAMBA - ECUADOR**

**2014**





**ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO**

**FACULTAD DE CIENCIAS**

**ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**“OPTIMIZACIÓN DEL SISTEMA DE  
INTERCAMBIADORES DE CALOR DEL TREN DE  
PRECALENTAMIENTO DE CRUDO DE LA UNIDAD NO  
CATALÍTICAS II EN LA REFINERÍA ESTATAL  
ESMERALDAS”**

**TESIS DE GRADO**

**Previo a la Obtención del Título de:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**Presentado Por:**

**ANA JULIA INTRIAGO BRIONES**

**ING. MARIO GUSTAVO VILLACRÉS ÁLVAREZ**

**Director de Tesis**

**RIOBAMBA –ECUADOR**

**2014**

## **AGRADECIMIENTO**

“Muchas veces, a lo largo de un mismo día, me doy cuenta que mi propia vida y sus logros se han construido gracias al trabajo de las personas que me rodean. También comprendo, con cuanta seriedad debo esforzarme para darles, en correspondencia, tanto como he recibido.” (Albert Einstein)

Me complace en gran manera exteriorizar un profundo agradecimiento a Dios por regalarme el soplo de vida, por mostrarme día a día que con humildad, paciencia y sabiduría, todo es posible y haber hecho de este sueño una realidad.

A mis padres por su esfuerzo, sacrificio y apoyo incondicional, a mis hermanas por sus consejos que me ayudaron a crecer como persona, a mis amigos por ser sinceros, fieles y prestarme su ayuda en todo momento. En especial a ti mi amigo del alma, Félix un gracias es poco, porque tú me ayudaste a crecer, para ser lo que hoy soy y principalmente me diste ese ánimo que necesitaba cuando el mundo se ponía en mi contra.

A EP PETROECUADOR REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS, por la apertura, las facilidades otorgadas y la autorización de realizar el estudio. En especial a mi tutor el Ing. Ramiro Carrera M. Sc, por su valiosa guía y asesoramiento en la realización de la misma, de igual manera a cada uno de los Operadores, Supervisores y Jefes de Turno que facilitaron el estudio de campo.

A la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO y en gran manera al personal docente de la Escuela de Ingeniería Química por haber hecho de mí una profesional competente, capacitada y útil a la sociedad, de manera especial al Ing. Mario Villacrés Director de tesis y al Ing. Marco Chuiza colaborador, quienes con sus conocimientos y apoyo supieron guiar el desarrollo de la presente tesis desde el inicio hasta su culminación.

A todas las personas que ayudaron directa e indirectamente en la realización de este proyecto muchas gracias.

## **DEDICATORIA**

Con mucho cariño dedico el presente trabajo a Dios por derramar sus bendiciones infinitas sobre mí para cumplir todos mis sueños y metas, a mi padre Hernando por estar ahí en cada paso que he dado, a mi madre Jesús una mujer con mucha fortaleza que supo sacar un hogar adelante a pesar de las adversidades de la vida. A mis hermanas Angélica y Gissela, amigas incondicionales que supieron guiar mi vida por el camino correcto. En especial a mi sobrina Eileen que día a día llena de alegría y paz mi vida.

El Tribunal de Tesis certifica que el Trabajo de Investigación: “OPTIMIZACIÓN DEL SISTEMA DE INTERCAMBIADORES DE CALOR DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO DE LA UNIDAD NO CATALÍTICAS II EN LA REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS”, de responsabilidad de la Srta. Ana Julia Intriago Briones, ha sido prolijamente revisado por los miembros del Tribunal de Tesis, quedando autorizada su presentación.

<b>NOMBRE</b>	<b>FIRMA</b>	<b>FECHA</b>
Ing. César Ávalos <b>DECANO FACULTAD CIENCIAS</b>	_____	_____
Ing. Mario Villacrés <b>DIRECTOR ESCUELA INGENIERÍA QUÍMICA</b>	_____	_____
Ing. Mario Villacrés <b>DIRECTOR DE TESIS</b>	_____	_____
Ing. Marco Chuiza <b>MIEMBRO DEL TRIBUNAL</b>	_____	_____
<b>DIRECTOR DEL CENTRO DE DOCUMENTACIÓN</b>	_____	_____
<b>NOTA DE TESIS</b>	_____	

## **HOJA DE RESPONSABILIDAD**

“Yo, **ANA JULIA INTRIAGO BRIONES**, declaro que soy responsable de las ideas, doctrinas y resultados expuestos y propuestos en la presente Tesis, y el patrimonio intelectual de la Tesis de Grado pertenece a la **ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO**”

*Autora.*

## ÍNDICE DE ABREVIATURAS

<b>A</b>	Área de la superficie sobre la cual ocurre la transferencia térmica
<b>A<sub>1</sub></b>	Constante A <sub>1</sub> en función a la temperatura de ebullición del crudo
<b>A<sub>2</sub></b>	Constante A <sub>2</sub> en función a la temperatura de ebullición del crudo.
<b>API</b>	Gravedad API
<b>a<sub>T</sub></b>	Área de flujo por los Tubos
<b>a'<sub>T</sub></b>	Área de flujo interno
<b>A<sub>T</sub></b>	Área total de transferencia de calor
<b>a"</b>	Área superficial por pie de Tubo
<b>B</b>	Espaciado entre los Deflectores
<b>ce<sub>c</sub></b>	Calor Específico del Fluido Caliente
<b>ce<sub>f</sub></b>	Calor Específico del Fluido frío
<b>C'</b>	Espacio Libre entre los Tubos
<b>ce<sub>T</sub></b>	Calor Específico del Fluido en el Lado Tubo
<b>ce<sub>C</sub></b>	Calor Específico del Fluido en el Lado coraza
<b>De</b>	Diámetro efectivo en la coraza
<b>DE<sub>T</sub></b>	Diámetro externo de los tubos
<b>DI<sub>T</sub></b>	Diámetro interno de los tubos
<b>F<sub>c</sub></b>	Factor de Corrección de la Temperatura Calórica
<b>F<sub>t</sub></b>	Factor de Corrección de la MLDT
<b>G<sub>c</sub></b>	Velocidad Másica en la Coraza
<b>G<sub>T</sub></b>	Velocidad Másica en los Tubos
<b>h</b>	Coefficiente de transferencia de calor por convección
<b>h<sub>i</sub>/Φ<sub>T</sub></b>	Relación del Coeficiente de Transferencia en el interior del Tubo con el factor de corrección de la viscosidad del lado tubo.
<b>h<sub>i0</sub>/Φ<sub>T</sub></b>	Relación del Coeficiente de Transferencia a través del Tubo con el factor de corrección de la viscosidad del lado tubo.
<b>h<sub>o</sub>/Φ<sub>C</sub></b>	Relación del Coeficiente de Transferencia en el en el Lado Coraza con el factor de corrección de viscosidad en el lado carcasa.
<b>h<sub>i0</sub></b>	Coefficiente Corregido de Transferencia a través del Tubo
<b>h<sub>o</sub></b>	Coefficiente Corregido de Transferencia en el Lado Coraza
<b>j<sub>HT</sub></b>	Factor de Transferencia de Calor en el lado tubo

$j_{H_C}$	Factor de Transferencia de Calor en el lado carcasa
$k$	Conductividad Térmica del material
$k_C$	Conductividad Térmica del Fluido en el Lado coraza
$k_T$	Conductividad Térmica del Fluido en el Lado Tubo
$K_W$	Factor de Caracterización de Watson
$L_T$	Longitud de los Tubos
$m$	Masa
<b>MLDT</b>	Media Logarítmica de la Diferencia de Temperaturas
<b>N</b>	Número de deflectores
$N_T$	Número de Tubos en el Intercambiador
$N_{P_T}$	Número de Pasos en el lado tubo del Intercambiador
$N_{P_S}$	Número de pasos por la Coraza del Intercambiador
$NRe_C$	Número de Reynolds en el Lado Coraza
$NRe_T$	Número de Reynolds en el Lado Tubo
$P_T$	Espaciado entre los Tubos
<b>Q</b>	Duty
<b>R</b>	Constante para el cálculo de Ft
$R_d$	Factor de ensuciamiento combinado
<b>S</b>	Constante para el cálculo de Ft
<b>T</b>	Temperatura
$T_b$	Temperatura de Ebullición
$t_c$	Temperatura Calórica del fluido frío
$T_C$	Temperatura Calórica del fluido caliente
$T_i$	Temperatura a la que ha destilado el i% del fluido
$T_f$	Temperatura del fluido más allá de la superficie
$T_s$	Temperatura de la superficie
$T_w$	Temperatura de la Pared de los Tubos
$t_1$	Temperatura de la corriente de entrada del fluido frío
$T_1$	Temperatura de la corriente de entrada del fluido caliente
$t_2$	Temperatura de la corriente de salida del fluido frío
$T_2$	Temperatura de la corriente de salida del fluido caliente
$T_{100}$	Temperatura de 100 °F
$T_{210}$	Temperatura de 210 °F

$U_C$	Coeficiente Total Limpio
$U_d$	Coeficiente Total de Diseño
$\nu$	Viscosidad Cinemática a “T”
$\nu_{100}$	Viscosidad Cinemática a 100 °F
$\nu_{210}$	Viscosidad Cinemática a 210 °F
$W_C$	Flujo Másico por el Lado Coraza
$W_T$	Flujo Másico por el Lado Tubo
$\dot{W}$	Flujo Másico
$Z$	Constante a la temperatura del fluido
$Z_1$	Constante a 100°F
$Z_2$	Constante a 210°F
$\beta$	Constante de interpolación
$\gamma$	Gravedad Específica
$\Delta t$	Diferencia de Temperatura Verdadera
$\Delta T$	Gradiente de temperatura
$\Delta x$	Espesor de la capa
$\mu$	Viscosidad Dinámica a la Temperatura “T”
$\mu_C$	Viscosidad del Fluido en el Lado coraza
$\mu_T$	Viscosidad Dinámica del Fluido en los Tubos
$\mu_W$	Viscosidad del Fluido en el Lado Coraza a la Tw
$\mu_{CC}$	Viscosidad del Fluido en el Lado Coraza a la Temperatura Calórica
$\mu_{CT}$	Viscosidad del Fluido en el Lado Tubo a la Temperatura Calórica
$\mu_{100}$	Viscosidad Dinámica a 100 °F
$\mu_{210}$	Viscosidad Dinámica a 210 °F
$\rho_l$	Densidad del fluido
$\rho_w$	Densidad del agua a 60 °F
$\Phi_C$	Factor de Corrección por viscosidad en el Lado Coraza
$\Phi_T$	Factor de Corrección por viscosidad en el Lado tubo

## TABLA DE CONTENIDOS

p. p.

CARÁTULA	
AGRADECIMIENTO	
DEDICATORIA	
HOJA DE FIRMAS	
HOJA DE RESPONSABILIDAD	
ÍNDICE DE ABREVIATURAS	
TABLA DE CONTENIDOS	
ÍNDICE DE FIGURAS	
ÍNDICE DE TABLAS	
ÍNDICE DE ECUACIONES	
ÍNDICE DE FOTOS	
ÍNDICE DE ANEXOS	
RESUMEN .....	- 1 -
SUMMARY .....	- 2 -
INTRODUCCIÓN .....	- 3 -
ANTECEDENTES .....	- 5 -
JUSTIFICACIÓN .....	- 6 -
OBJETIVOS .....	- 7 -
GENERAL.....	- 7 -
ESPECÍFICOS.....	- 7 -
CAPÍTULO I .....	- 8 -
1    MARCO TEÓRICO .....	- 8 -
1.1    Calor.....	- 8 -
1.2    Transferencia de Calor.....	- 8 -
1.2.1    Métodos de Transferencia de Calor .....	- 9 -

	<b>p. p.</b>
1.2.1.1	Conducción..... - 9 -
1.2.1.2	Convección ..... - 10 -
1.2.1.3	Radiación ..... - 11 -
1.3	Intercambiadores De Calor ..... - 11 -
1.3.1	Intercambiador de Contacto Directo sin Almacenar Calor ..... - 12 -
1.3.2	Intercambiador con Almacenamiento de Calor..... - 12 -
1.3.3	Intercambiador a Través de una Pared sin Almacenar Calor ..... - 12 -
1.3.3.1	Intercambiador de Calor de Carcasa y tubos ..... - 13 -
1.3.3.1.1	Partes de Intercambiador de carcasa y Tubos..... - 14 -
1.3.3.1.2	Designación de un intercambiador de calor de tubo y coraza ..... ..... - 20 -
1.3.3.1.3	Clasificación de los Intercambiadores de Carcasa y Tubos - 21 -
<b>CAPÍTULO II ..... - 24 -</b>	
2	PARTE EXPERIMENTAL ..... - 24 -
2.1	Metodología ..... - 24 -
2.1.1	Recolección de Información ..... - 24 -
2.1.2	Puntos de Medición de las Variables ..... - 24 -
2.1.3	Instrumento de Medición de Variable..... - 25 -
2.1.4	Hoja de Registro..... - 25 -
2.1.5	Evaluación del Circuito de Pre calentamiento de Crudo ..... - 25 -
2.1.6	Optimización del Circuito de Pre calentamiento de Crudo..... - 25 -
2.1.7	Método para la Evaluación de Intercambiadores de Calor de Tubo y Coraza ..... - 25 -
2.1.7.1	Algoritmo ..... - 26 -
2.2	Datos Experimentales ..... - 52 -
2.2.1	Diagnóstico ..... - 52 -
2.2.1.1	Tren de Pre calentamiento de Crudo ..... - 52 -

	<b>P. P.</b>
2.2.1.2	Tren de Precaentamiento de Crudo Desalado ..... - 53 -
2.2.1.3	Matriz Situacional del Tren de Precaentamiento de Crudo..... - 54 -
2.2.2	Datos ..... - 57 -
2.2.2.1	Datos de Flujos de los Intercambiadores ..... - 57 -
2.2.2.2	Datos de Temperaturas de los Intercambiadores ..... - 58 -
2.3	Datos Adicionales ..... - 60 -
2.3.1	Propiedades de los Fluidos..... - 60 -
2.3.2	Geometría de los Intercambiadores..... - 60 -
2.3.3	Datos de Diseño de los Intercambiadores ..... - 61 -
<b>CAPÍTULO III..... - 62 -</b>	
3	OPTIMIZACIÓN DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO DE LA UNIDAD NO CATALÍTICAS II ..... - 62 -
3.1	Cálculos ..... - 62 -
3.1.1	Evaluación del Intercambiador C-E20 ..... - 62 -
3.1.1.1	Cálculo del Calor Total de Transferencia..... - 62 -
3.1.1.2	Cálculo de la MLDT ..... - 64 -
3.1.1.3	Cálculo del Factor de Corrección ..... - 64 -
3.1.1.4	Cálculo de la Diferencia de Temperatura Verdadera ..... - 65 -
3.1.1.5	Cálculo de la Temperatura Calórica ..... - 65 -
3.1.1.6	Cálculo del área de flujo y la Velocidad Másica ..... - 66 -
3.1.1.7	Cálculo de la Viscosidad dinámica de la Nafta recirculante ..... - 67 -
3.1.1.8	Cálculo de la Viscosidad dinámica del Crudo..... - 69 -
3.1.1.9	Cálculo del Número de Reynolds ..... - 71 -
3.1.1.10	Cálculo del Factor de transferencia de Calor ..... - 71 -
3.1.1.11	Cálculo del Calor específico a la temperatura calórica ..... - 72 -
3.1.1.12	Cálculo de la conductividad térmica ..... - 72 -
3.1.1.13	Cálculo del Coeficiente de Transferencia de Calor ..... - 72 -

	<b>p. p.</b>
3.1.1.14 Cálculo de la Temperatura en la Pared de los Tubos .....	- 73 -
3.1.1.15 Cálculo de la Viscosidad dinámica de la Nafta recirculante a $T_w$ -	73 -
3.1.1.16 Cálculo de la Viscosidad dinámica del Crudo a $T_w$ .....	- 74 -
3.1.1.17 Corrección de los Coeficientes de Transferencia de Calor .....	- 75 -
3.1.1.18 Cálculo del coeficiente Total Limpio .....	- 76 -
3.1.1.19 Cálculo del Coeficiente Total de Diseño.....	- 76 -
3.1.1.20 Cálculo del Factor de Obstrucción .....	- 76 -
3.1.2 Propuesta de Optimización .....	- 77 -
3.1.2.1 Soporte Técnico.....	- 77 -
3.1.2.2 Soporte Económico .....	- 83 -
3.2 Resultados.....	- 84 -
3.3 Discusión de Resultados .....	- 85 -
<b>CAPÍTULO IV .....</b>	<b>- 88 -</b>
<b>4 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>	<b>- 88 -</b>
4.1 Conclusiones.....	- 88 -
4.2 Recomendaciones .....	- 90 -
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>- 91 -</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>FIGURA</b>	<b>p. p.</b>
1.3.3.1.1-1 Partes de un intercambiador de Calor de tubo y coraza .....	- 14 -
1.3.3.1.1-2 Tubos de Intercambiadores de Carcasa y tubos .....	- 15 -
1.3.3.1.1-3 Corazas .....	- 16 -
1.3.3.1.1-4 Cabezal de tubos .....	- 16 -
1.3.3.1.1-5 Rolado y soldadura de Tubos .....	- 17 -
1.3.3.1.1-6 Arreglo de tubos .....	- 18 -
1.3.3.1.1-7 Espaciado de los Tubos .....	- 18 -
1.3.3.1.1-8 Detalle de Deflector Segmentado .....	- 19 -
1.3.3.1.1-9 Deflector Segmentado .....	- 20 -
1.3.3.1.2-1 Designación de intercambiadores de calor de tubo y coraza.....	- 20 -
1.3.3.1.3-1 Intercambiadore de carcasa y tubo 1-2.....	- 21 -
1.3.3.1.3-2 Intercambiadores con Cabezal de Tubos Estacionario .....	- 22 -
1.3.3.1.3-3 Intercambiador con tubos en U.....	- 23 -
1.3.3.1.3-4 Intercambiador con cabezal flotante.....	- 23 -
2.1.7.1-1 Diagrama de un intercambiador de calor de tubo y coraza.....	- 26 -
2.1.7.1-2 Flujo en contracorriente .....	- 30 -
2.1.7.1-3 Espaciado entre los tubos .....	- 36 -

## ÍNDICE DE TABLAS

TABLA	Pp.
2.2.1.1-1 Matriz Operacional del Primer tren de Intercambiadores de calor.....	- 53 -
2.2.1.2-1 Matriz Operacional del Segundo Tren de Pre calentamiento .....	- 54 -
2.2.1.3-1 Matriz Situacional del tren de pre calentamiento de crudo de la Unidad No Catalíticas II.....	- 55 -
2.2.2.1-1 Flujos de los Intercambiadores .....	- 57 -
2.2.2.2-1 Temperaturas del Primer Tren de Pre calentamiento .....	- 58 -
2.2.2.2-2 Temperaturas del Segundo Tren de Pre calentamiento .....	- 59 -
2.3.1-1 Propiedades de los fluidos.....	- 60 -
2.3.2-1 Propiedades Geométricas de los Intercambiadores.....	- 60 -
2.3.3-1 Datos de Diseño de los Intercambiadores .....	- 61 -
3.1.2.1-1 Plan de Mejora de los trenes de pre calentamiento de crudo .....	- 77 -
3.1.2.2-1 Requerimiento de presupuesto .....	- 83 -
3.2-1 Resultados de la Evaluación de los Intercambiadores.....	- 84 -

## ÍNDICE DE ECUACIONES

ECUACIÓN	p. p.
1.1.-1 Calor total.....	- 1 -
1.2.1.1-1 Calor por conducción .....	- 9 -
1.2.1.1-2 Ley de Fourier de la conducción de calor .....	- 10 -
1.2.1.2-1 Ley de Enfriamiento de Newton.....	- 11 -
2.1.7.1-1 Duty .....	- 27 -
2.1.7.1-2 Calor transferido en función a la corriente caliente.....	- 27 -
2.1.7.1-3 Calor transferido en función a la corriente fría .....	- 27 -
2.1.7.1-4 Gravedad específica del fluido .....	- 28 -
2.1.7.1-5 Temperatura media ponderada para el crudo .....	- 28 -
2.1.7.1-6 Temperatura media ponderada para fracciones de petróleo .....	- 29 -
2.1.7.1-7 El Factor de caracterización KUOP .....	- 29 -
2.1.7.1-8 Calor específico de hidrocarburos líquidos .....	- 29 -
2.1.7.1-9 Media Logarítmica De la diferencia de temperatura .....	- 30 -
2.1.7.1-10 Media Logarítmica De la diferencia de temperatura.....	- 31 -
2.1.7.1-11 Ft un paso por la coraza y “n” número de pasos pares por los tubos .....	- 31 -
2.1.7.1-12 Parámetro R .....	- 31 -
2.1.7.1-13 Parámetro S .....	- 32 -
2.1.7.1-14 Ft dos pasos por la coraza y “n” número de pasos pares por los tubos ....	- 32 -
2.1.7.1-15 Término adimensional para calcular Ft (Px) .....	- 32 -
2.1.7.1-16 Ft 3 pasos por la coraza y “n” número de pasos pares por los tubos.....	- 33 -
2.1.7.1-17 Diferencia Temperatura verdadera .....	- 33 -
2.1.7.1-18 Temperatura Calórica del fluido caliente .....	- 34 -
2.1.7.1-19 Temperatura Calórica del fluido frío .....	- 34 -
2.1.7.1-20 Área de flujo por los Tubos .....	- 35 -
2.1.7.1-21 Velocidad másica en los tubos .....	- 35 -
2.1.7.1-22 Espacio libre entre los tubos.....	- 36 -
2.1.7.1-23 Área de flujo por la coraza .....	- 36 -
2.1.7.1-24 Velocidad másica en la coraza .....	- 37 -
2.1.7.1-25 Viscosidad Cinemática a 100 °F para fracciones petrolíferas .....	- 37 -
2.1.7.1-26 Viscosidad Cinemática a 210 °F para fracciones petrolíferas .....	- 38 -
2.1.7.1-27 Constante $Z_2$ a 210°F.....	- 38 -
2.1.7.1-28 Constante a $Z_1$ 100°F.....	- 38 -

## ECUACIÓN

P. P.

2.1.7.1-29 Constante de interpolación entre $Z_1$ y $Z_2$ .....	- 38 -
2.1.7.1-30 Constante a la temperatura del fluido .....	- 38 -
2.1.7.1-31 Viscosidad Cinemática a la Temperatura "T" .....	- 38 -
2.1.7.1-32 Viscosidad Cinemática a 100 °F para crudo .....	- 39 -
2.1.7.1-33 Viscosidad Cinemática del crudo a la temperatura de ebullición.....	- 39 -
2.1.7.1-34 Viscosidad Cinemática para crudo corregida a $T_b$ y a $K_w$ .....	- 39 -
2.1.7.1-35 Constante $A_1$ en función a la temperatura de ebullición .....	- 39 -
2.1.7.1-36 Constante $A_2$ en función a la temperatura de ebullición.....	- 39 -
2.1.7.1-37 Viscosidad Cinemática del crudo a 210 °F.....	- 40 -
2.1.7.1-38 Densidad del fluido.....	- 41 -
2.1.7.1-39 Viscosidad Dinámica del fluido .....	- 41 -
2.1.7.1-40 Número de Reynolds en el Lado Tubo .....	- 41 -
2.1.7.1-41 Diámetro Efectivo en la Coraza .....	- 42 -
2.1.7.1-42 Número de Reynolds en el Lado Coraza .....	- 42 -
2.1.7.1-43 Conductividad térmica del Fluido .....	- 43 -
2.1.7.1-44 Relación $h_i/\Phi_T$ .....	- 44 -
2.1.7.1-45 Relación $h_{i_o}/\Phi_T$ .....	- 44 -
2.1.7.1-46 Relación $h_o/\Phi_C$ .....	- 45 -
2.1.7.1-47 Temperatura en la pared de los tubos .....	- 45 -
2.1.7.1-48 Factor de Corrección de la viscosidad en el Lado Tubo .....	- 46 -
2.1.7.1-49 Coeficiente Corregido de Transferencia a través del Tubo .....	- 46 -
2.1.7.1-50 Factor de Corrección de la viscosidad en el Lado coraza .....	- 47 -
2.1.7.1-51 Coeficiente Corregido de Transferencia en el Lado Coraza .....	- 47 -
2.1.7.1-52 Coeficiente total limpio .....	- 47 -
2.1.7.1-53 Área de transferencia total.....	- 48 -
2.1.7.1-54 Coeficiente total de diseño .....	- 48 -
2.1.7.1-55 Factor de ensuciamiento combinado .....	- 48 -
2.1.7.1-56 Número de deflectores.....	- 49 -
2.1.7.1-57 Caída de presión a través de la coraza.....	- 50 -
2.1.7.1-58 Caída de presión en tubos.....	- 51 -
2.1.7.1-59 Pérdida de regreso .....	- 51 -
2.1.7.1-60 Caída de presión total en los tubos .....	- 51 -

## ÍNDICE DE FOTOS

<b>FOTO</b>	<b>p.p.</b>
2.2.1.1-1 Primer tren de precalentamiento de crudo.....	- 52 -
2.2.1.2-1 Segundo tren de precalentamiento de crudo.....	- 53 -

## ÍNDICE DE ANEXOS

ANEXO	p.p.
A CIRCUITO DE PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO .....	- 94 -
B CALORES ESPECÍFICOS DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS .....	- 95 -
C FACTOR DE CORRECCIÓN PARA MLDT DE INTERCAMBIADORES 1-2 .....	- 96 -
D FACTOR DE CORRECCIÓN PARA MLDT DE INTERCAMBIADORES 2-4 .....	- 97 -
E FACTOR DE CORRECCIÓN PARA MLDT DE INTERCAMBIADORES 3-6 .....	- 98 -
F FACTOR DE CORRECCIÓN DE TEMPERATURA CALÓRICA .....	- 99 -
G DATOS DE TUBOS PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR .....	- 100 -
H CURVA DE TRANSFERENCIA DE CALOR LADO TUBO.....	- 101 -
I CURVA DE TRANSFERENCIA DE CALOR LADO CORAZA.....	- 102 -
J CONDUCTIVIDAD TÉRMICA DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS .....	- 103 -
K FACTOR DE FRICCIÓN DEL LADO CORAZA .....	- 104 -
L FACTOR DE FRICCIÓN DEL LADO TUBO .....	- 105 -
M PÉRDIDA DE PRESIÓN POR RETORNO, LADO TUBO.....	- 106 -

## RESUMEN

Optimización del sistema de intercambiadores de calor de los trenes de precalentamiento de crudo de la unidad No Catalíticas II en la Refinería Estatal Esmeraldas.

Para esta investigación se realizó la recolección de propiedades físico-químicas de fluidos e ingeniería detallada de cada intercambiador de tubo y coraza, se identificaron puntos para realizar mediciones de temperaturas mediante un pirómetro por 15 días laborables con un 100% de carga, se determinaron los flujos de entrada y salida con DCS Graphic, mediante indicadores de flujo con su respectivo histórico, todos estos datos se registraron en hojas de cálculo Excel para realizar la evaluación del circuito de precalentamiento mediante el empleo del Método de Kern, para determinar coeficientes de transferencia de calor, factores de ensuciamiento y caídas de presión.

Los resultados con respecto al factor de ensuciamiento fueron de  $0.00080 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}/\text{BTU}$  al C-E20,  $0.00633 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}/\text{BTU}$  al C-E21,  $0.00219 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}/\text{BTU}$  al C-E22,  $0.33632 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}/\text{BTU}$  al C-E44A/B,  $0.00300 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}/\text{BTU}$  al C-E23 A/B,  $0.00304 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}/\text{BTU}$  al C-E45, y  $0.00277 \text{ h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}/\text{BTU}$  al C-E46 A/B/C.

Se planteó una propuesta de mejora técnica para la transferencia de calor en los sistemas de precalentamiento que consiste en un limpieza de coraza y baqueteo de tubos en los intercambiadores C-E21, C-E22, y C-E23 A/B y se propuso un cambio del haz de tubos al C-E44 A/B, para regresar al tren de precalentamiento a las condiciones de diseño.

Para permitir el correcto funcionamiento del sistema y mejorar la transferencia de calor se recomienda la implementación del presente estudio de optimización en la Unidad No Catalíticas II de Refinería Estatal Esmeraldas.

### **Palabras Claves:**

< transferencia de calor > < intercambiador de tubo y coraza > < Método de Kern >  
< Refinería Estatal Esmeraldas > < factores de ensuciamiento > < caídas de presión >  
< flujos > < temperaturas > < coeficientes de transferencia de calor >

## SUMMARY

Optimization of exchangers system of heat of the pre-heating trains of crude of unit no Catalytic II in the State Oil Refinery Esmeraldas.

For this research was made the collect of physic-chemical properties of fluid and detailed engineering of each exchanger of each shell and tube, were identified points for making temperatures measurements through a pyrometer during 15 working days with 100% of charge, were determined the flows into and out with DCS Graphic, by means of flow indicators with its respective historic, whole of these data were registered in Excel spread sheet to carry out the evaluation of pre-heating circuit with Kern Method, for determining heating transference coefficients, polluting factor and pressure drop.

The results with respect to the polluting factor were of 0.00080 h ft<sup>2</sup> °F / BTU to C-E20, 0.00633 h ft<sup>2</sup> F / BTU to C-E21, 0.00219 h ft<sup>2</sup> F / BTU to C-E22, 0.33632 h ft<sup>2</sup> F / BTU to C-E44A / B, 0.00300 h ft<sup>2</sup> F / BTU to C-E23 A / B, 0.00304 h ft<sup>2</sup> F / BTU to C-E45 and 0.00277 h ft<sup>2</sup> F / BTU to C-E46 A / B / C.

It was proposed a technical improvement for the heating transference in the pre-heating systems that consist in a shell cleaning and battered tubes in the exchangers C-E21, C-E22, and C-E23 A / B and was proposed a change of tube - bundle to C-E44 a / B, for returning to pre-heating train to the design conditions.

To allow the correct functioning of system and improve heat transference, it is recommended the implementation of this optimization study in Unit No Catalytic II of Oil Refinery Esmeraldas.

### Key words:

< Heating Transference > < exchanger of shell and tube > < Kern Method >  
< Oil Refinery Esmeraldas > < polluting factors > < pressure drop >  
< flows > < temperature > < heating transference coefficients >

## INTRODUCCIÓN

En el presente trabajo de investigación se va a optimizar el sistema de intercambiadores de calor de los dos trenes de precalentamiento de crudo de la unidad No Catalíticas II en la Refinería Estatal Esmeraldas.

En esta unidad de destilación atmosférica existen 11 intercambiadores de calor de tubo y coraza en los cuales las fracciones del crudo transfieren calor al crudo que viene del oriente, precalentándolo para su ingreso a las desaladoras electroestáticas y con un segundo precalentamiento para la entrada al horno C-H2.

En la actualidad se conoce que las desaladoras hacen un sobreesfuerzo para alcanzar condiciones de operación adecuadas para el desalado del crudo y que en el horno C-H2 existe un exceso en el gasto de combustible (gas-diesel) debido a una baja transferencia de energía, en general se conoce que tanto el fluido frío como el fluido caliente aportan un ensuciamiento u obstrucción, generado por la incrustación o deposición de los sólidos que posee el crudo en la superficie de los tubos, que se puede producir por cristalización, sedimentación, reacciones químicas, polimerización, coquización, crecimiento de materia orgánica como algas y por corrosión; las cuales pueden ocurrir en conjunto o de forma independiente, lo que está provocando que disminuya el funcionamiento de estos equipos de forma progresiva y dificultando en gran medida mantener de forma continua la eficiencia de los equipos, lo que conlleva consigo problemas operacionales que podrían terminar en una parada total de la unidad de crudo II, afectando así a las unidades que se relacionan con ésta, lo que implicarían gastos por mantenimiento correctivo, pérdidas de producción e incumplimientos comerciales con el país.

Por lo anteriormente descrito se realizará una evaluación del comportamiento hidráulico y térmico de cada intercambiador, mediante la aplicación del Método de Kern, con el cual se calculará el factor de ensuciamiento y la caída de presión que presenta cada intercambiador y en base a dicho comportamiento se podrán proponer y sugerir alternativas para que la transferencia de calor sea eficiente, ayudando a disminuir gastos por mantenimientos correctivos y establecer condiciones operables de operación en la

unidad como tal y en las otras unidades debido a la dependencia que presentan el resto de unidades con la unidad de crudo.

## ANTECEDENTES

Refinería Estatal Esmeraldas tiene una capacidad de procesamiento de 110 000 BPPD, esta refinería posee dos plantas de destilación atmosférica las cuales procesan cada una 55 000 BPPD.

La unidad de crudo II o también llamada destilación atmosférica del crudo II, sigue el siguiente flujo de procesos: Tren de precalentamiento de crudo carga, Desaladora, Tren de precalentamiento de crudo desalado, Horno, Columna de crudo y fraccionamiento de productos livianos. La corriente de crudo que ingresa a 28°C aproximadamente mediante el bombeo del crudo desde los tanques de almacenamiento Y - T8001, Y - T8002, Y - T8003, Y - T8004, Y - T8046 y Y - T8047 con la C - P34 A/B/C es precalentada cambiando calor sucesivamente, en el C - E20 con reflujo circulante de Nafta, en el C-E21 con jet fuel y en el C - E22 con diesel y en el E- 44A/B con crudo reducido, mediante este precalentamiento el crudo se debe alcanzar una temperatura de 129°C a la entrada de las desaladoras C-V24 y C-V25, sin embargo no se está cumpliendo con esta condición de operación, luego del desalado del crudo sigue el segundo tren de intercambio de calor en el cual se tienen los intercambiadores de calor C-E23 A/B, el C-E45 y el C-E46 A/B/C, con los cuales el crudo desalado debe alcanzar una temperatura de 230°C para ingresar al horno.

Por tal razón, el principal problema es que no se tiene el Intercambio de Calor necesario para alcanzar la temperatura deseada a la entrada de las desaladoras y a la entrada del horno C-H2 durante su operación.

## JUSTIFICACIÓN

La Refinería Estatal Esmeraldas, una empresa pública que tiene a su cargo la industrialización de hidrocarburos en el territorio norte del Ecuador, preocupada por preservar el ambiente, el bienestar de sus instalaciones y mejorar continuamente los procesos y operaciones que en ella se desempeñan, ha visto la necesidad de desarrollar la presente investigación, la cual requiere realizar la optimización de los dos sistemas de intercambiadores de calor de los trenes de precalentamiento de crudo carga y crudo desalado de la unidad No Catalíticas II, y con ello determinar los diferentes factores por los cuales el intercambio de calor no es completamente eficiente; ya que la temperatura que posee la línea de crudo desalado a la entrada del horno C-H2 no es la requerida por el proceso y demanda un aumento en el gasto del combustible de este horno para que la temperatura del crudo sea la del diseño del proceso al ingreso de la torre de destilación atmosférica C-V13.

Esta investigación tiene por objeto, a través de la evaluación del sistema de intercambiadores mediante la aplicación y análisis del método de Kern, buscar un mecanismo, sugerir alternativas y cambios que permitan que la transferencia de calor sea eficiente de tal manera que se pueda mejorar el precalentamiento a la entrada del horno, para que con esta optimización, el sistema de intercambiadores mejore la transferencia de calor y se disminuya la cantidad de combustible utilizada en los quemadores del horno, lo cual representaría un ahorro para la empresa y gran disminución de gases de combustión hacia la atmósfera.

## **OBJETIVOS**

### **GENERAL**

- ✓ Optimizar el sistema de intercambiadores de calor de los dos trenes de precalentamiento del crudo de la unidad No Catalíticas II en la Refinería Estatal Esmeraldas.

### **ESPECÍFICOS**

- ✓ Evaluar el sistema de intercambiadores de calor de los dos trenes de precalentamiento de crudo de la unidad No Catalíticas II en la Refinería Estatal Esmeraldas.
- ✓ Realizar los cálculos correspondientes para la determinación del coeficiente global de transferencia real, el factor de ensuciamiento y calor real transferido, utilizando como base el método de Kern.
- ✓ Determinar los factores que producen pérdidas de calor en cada uno de los intercambiadores.
- ✓ Plantear una propuesta de mejora técnica para la transferencia de calor en los sistemas de precalentamiento y que contenga el presupuesto respectivo.

## CAPÍTULO I

### 1 MARCO TEÓRICO

#### 1.1 Calor

El calor es una energía en tránsito, que se transfiere debido a una diferencia de temperaturas entre dos sistemas o el sistema y sus alrededores, por lo que no es una propiedad de los cuerpos. En términos generales la cantidad de calor que se transfiere de un cuerpo a otro se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$Q = W C_e \Delta T$$

**Ecuación 1.1-1**

Donde:

Q= Calor (BTU/h)

W= Flujo másico (lb/h)

C<sub>e</sub>= Calor específico (BTU/lb °F)

ΔT= Gradiente de Temperatura (°F)

#### 1.2 Transferencia de Calor

“La transferencia de calor es aquella ciencia que busca predecir la transferencia de energía que puede ocurrir entre cuerpos materiales, como resultado de una diferencia de temperatura. La termodinámica enseña que esta transferencia de energía se define como calor. La ciencia de la transferencia de calor no sólo trata de explicar cómo puede ser transferida la energía calorífica, sino también trata de predecir la rapidez a la que se realizará este intercambio bajo ciertas condiciones especificadas.”<sup>1</sup>

“Cuando dos objetos que están a temperaturas diferentes se ponen en contacto térmico, el calor fluye desde el objeto de temperatura más elevada hacia el de temperatura más baja hasta alcanzar el equilibrio térmico de acuerdo con la Ley Cero de la

---

<sup>1</sup> HOLMAN, Jack. Transferencia de Calor. Distrito Federal - México. McGraw-Hill. 1999, p.p. 17

Termodinámica. El flujo neto se produce siempre en el sentido de la temperatura decreciente.”<sup>2</sup>

### **1.2.1 Métodos de Transferencia de Calor**

Los métodos o formas en que el calor puede ser transferido de la fuente al receptor son tres, sin embargo en muchas de las aplicaciones en la ingeniería son combinaciones de dos o tres; éstos son: conducción, convección y radiación.

#### **1.2.1.1 Conducción**

Es la transferencia de energía por contacto directo de partículas más energéticas de una sustancia a las partículas adyacentes menos energéticas, debido a las interacciones entre ellas, sin mezclarse entre ellas o flujo de cualquier material.

“La conducción sucede en sólidos, líquidos y gases. En los gases y en los líquidos la conducción, se debe a las colisiones entre las moléculas durante su movimiento aleatorio. En los sólidos se debe a la combinación de vibraciones de las moléculas de una estructura y a la energía transportada por electrones libres.”<sup>3</sup>

La conducción de calor es proporcional a la diferencia de temperatura  $\Delta T$ , a través de la capa y el área  $A$ , normal a la dirección de la transferencia de calor, e inversamente proporcional al espesor de la capa.

$$\dot{Q}_{cond} = k_1 A \frac{\Delta T}{\Delta X}$$

**Ecuación 1.2.1.1-1**

Donde:

$k$ = Conductividad Térmica del material (BTU/h ft °F)

$A$ = Área de transferencia de calor (ft<sup>2</sup>)

$\Delta T$ = Gradiente de temperatura (°F)

$\Delta x$ = Espesor de la capa (ft)

---

<sup>2</sup> McCABE, Warren, y otros., Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. 4ta ed., Madrid-España. McGraw-Hill. 1991, p.p. 294

<sup>3</sup> ÇENGEL, Yunus; BOLES, Michael. Termodinámica. 6ta ed., Distrito Federal - México. McGraw-Hill. 2009, p.p. 96.

La conductividad térmica del material es una medida de la capacidad de un material para conducir calor.

Cuando  $\Delta x \rightarrow 0$  la ecuación 1.2.1.1-1 se reduce a la forma diferencial, esta ecuación se conoce como **Ley de Fourier** de la conducción de calor, se expresa como:

$$Q_{cond} = -kA \frac{dT}{dx}$$

**Ecuación 1.2.1.1-2**

La ecuación 1.2.1.1-2 nos indica que el calor es directamente proporcional al gradiente de temperatura, y como se mencionó anteriormente se conduce de un cuerpo de mayor temperatura a uno de menor temperatura, y también el gradiente de temperatura se vuelve negativo cuando la temperatura disminuye al aumentar  $x$ .

### **1.2.1.2 Convección**

“Es la transferencia de energía entre una superficie sólida y un fluido adyacente que está en movimiento, e implica los efectos combinados de la conducción y el movimiento de un fluido, tanto mayor es el movimiento mayor es la transferencia de calor por convección”<sup>4</sup>.

El modo de transferencia por convección es de dos tipos:

- ✓ **Convección Forzada.-** Cuando un fluido es forzado a fluir en un tubo o sobre una superficie por un agitador mecánico o una diferencia de presión externamente impuesta (por un ventilador, una bomba o un compresor) que produce la transferencia.
- ✓ **Convección Natural o libre.-** Cuando el movimiento del fluido es provocado por fuerzas de flotación que son inducidas por diferencias de densidad entre el fluido caliente y el fluido frío, es decir, producto de la variación de la temperatura en el fluido.

---

<sup>4</sup> ÇENGEL, Yunus; BOLES, Michael. Termodinámica. 6ta ed., Distrito Federal - México. McGraw-Hill. 2009, p.p. 96

La transferencia de calor por convección se determina por la *Ley de Enfriamiento de Newton*, la cual se expresa como:

$$Q_{conv} = hA(T_s - T_f)$$

**Ecuación 1.2.1.2-1**

Donde:

$h$  = Coeficiente de transferencia de calor por convección (BTU/h ft<sup>2</sup> °F)

$A$  = Área de la superficie mediante la cual ocurre la transferencia térmica (ft<sup>2</sup>)

$T_s$  = Temperatura de la superficie (°F)

$T_f$  = Temperatura del fluido más allá de la superficie (°F)

### **1.2.1.3 Radiación**

“Es la energía emitida por la materia mediante ondas electromagnéticas (o fotones) como resultado de los cambios en las configuraciones electrónicas de los átomos o moléculas.”<sup>5</sup>

## **1.3 Intercambiadores De Calor**

Los intercambiadores de calor son equipos que sirven para transferir calor entre dos corrientes en un proceso, desde una corriente fluida caliente a una corriente fluida fría, en donde la naturaleza de las fases presentes, puede estar en: gas-gas, gas-líquido, gas-sólido, líquido-líquido, líquido-sólido, sólido-sólido.

En general existen tres tipos de intercambiadores de calor, los cuales son:

- ✓ Intercambiador de contacto directo sin almacenar calor.
- ✓ Intercambiador con almacenamiento de calor.
- ✓ Intercambiador a través de una pared sin almacenar calor.

Cada uno de estos tres grandes grupos se subdivide en otros de gran relevancia, a continuación se presentará una breve explicación de los tipos de intercambiadores anteriormente mencionados.

---

<sup>5</sup> ÇENGEL, Yunus; BOLES, Michael. Termodinámica. 6. ed., Distrito Federal - México. McGraw-Hill. 2009, p.p. 96

### ***1.3.1 Intercambiador de Contacto Directo sin Almacenar Calor***

“En estos intercambiadores las corrientes contactan una con otra íntimamente, cediendo la corriente más caliente directamente su calor a la corriente más fría.”<sup>6</sup>

Se utiliza cuando las dos fases en contacto son mutuamente insolubles y no reaccionan una con otra, tales como sistemas gas-sólido, fluido-fluido, en los que los dos fluidos en contacto son mutuamente inmiscibles o uno de los fluidos circulantes se disuelve en el otro. Por consiguiente, no puede utilizarse con sistemas gas-gas.

Dentro de este tipo de intercambiadores cabe mencionar:

- ✓ Contacto de Lecho Móvil
- ✓ Lecho Fluidizado
- ✓ Transportador de Cinta Móvil
- ✓ Torre de Enfriamiento.

### ***1.3.2 Intercambiador con Almacenamiento de Calor***

“También llamados regeneradores, en este tipo de intercambiador una corriente caliente de un gas transfiere su calor a un compuesto intermedio, normalmente un sólido, que posteriormente cede este calor almacenado a una segunda corriente de un gas frío. Un ejemplo común son los sólidos estáticos que almacenan el calor y los sólidos que almacenan el calor circulan entre las corrientes caliente y fría.”<sup>7</sup>

### ***1.3.3 Intercambiador a Través de una Pared sin Almacenar Calor***

También llamado recuperador, como su nombre lo indica en este tipo de intercambiador las dos corrientes circulantes están separadas por una pared y el calor tiene que pasar a través de la misma. En general, los intercambiadores a través de una pared sin almacenar calor son menos eficaces que los intercambiadores de contacto directo, ya que la presencia de la pared impide el flujo de calor, sin embargo se utiliza cuando los

---

<sup>6</sup> LEVENSPIEL, Octave. Flujo de Fluidos e Intercambio de Calor. Barcelona-España., Editorial Reverté. 1993, p.p. 239

<sup>7</sup> LEVENSPIEL, Octave. Flujo de Fluidos e Intercambio de Calor. Barcelona-España., Editorial Reverté. 1993, p.p. 240

fluidos no pueden ponerse en contacto directo, como sistemas gas-gas, líquidos miscibles, sólidos solubles o productos reactivos.

Los recuperadores a su vez se subdividen en diferentes tipos de intercambiadores, dentro de los cuales cabe mencionar:

- ✓ Intercambiador de carcasa y tubos.
- ✓ Intercambiador de bayoneta.
- ✓ Intercambiador de placas planas.
- ✓ Intercambiador de placas espirales.
- ✓ Radiador de automóvil.
- ✓ Intercambiador Compacto.

#### ***1.3.3.1 Intercambiador de Calor de Carcasa y tubos***

Como su nombre lo indica es un haz de tubos dentro de una carcasa cilíndrica donde un fluido pasa por el interior de los tubos y el otro fluido fluye por el exterior de los tubos, dentro de la coraza de tal manera que no se mezclen e intercambien calor.

Estos tipos de intercambiadores se diseñan según estándares publicados por la ***Asociación de Fabricantes de intercambiadores tubulares (T.E.M.A.)***

Es el más utilizado en las refinerías y plantas químicas en general debido a que:

- ✓ Proporciona flujos de calor elevados en relación con su peso y volumen.
- ✓ Se utilizan principalmente para sistemas de líquido-líquido,
- ✓ Se emplea para procesos con flujos continuos.
- ✓ Es relativamente fácil de construir en una gran variedad de tamaños.
- ✓ Es bastante fácil de limpiar y de reparar.
- ✓ Es versátil y puede ser diseñado para cumplir prácticamente con cualquier aplicación.<sup>8</sup>

---

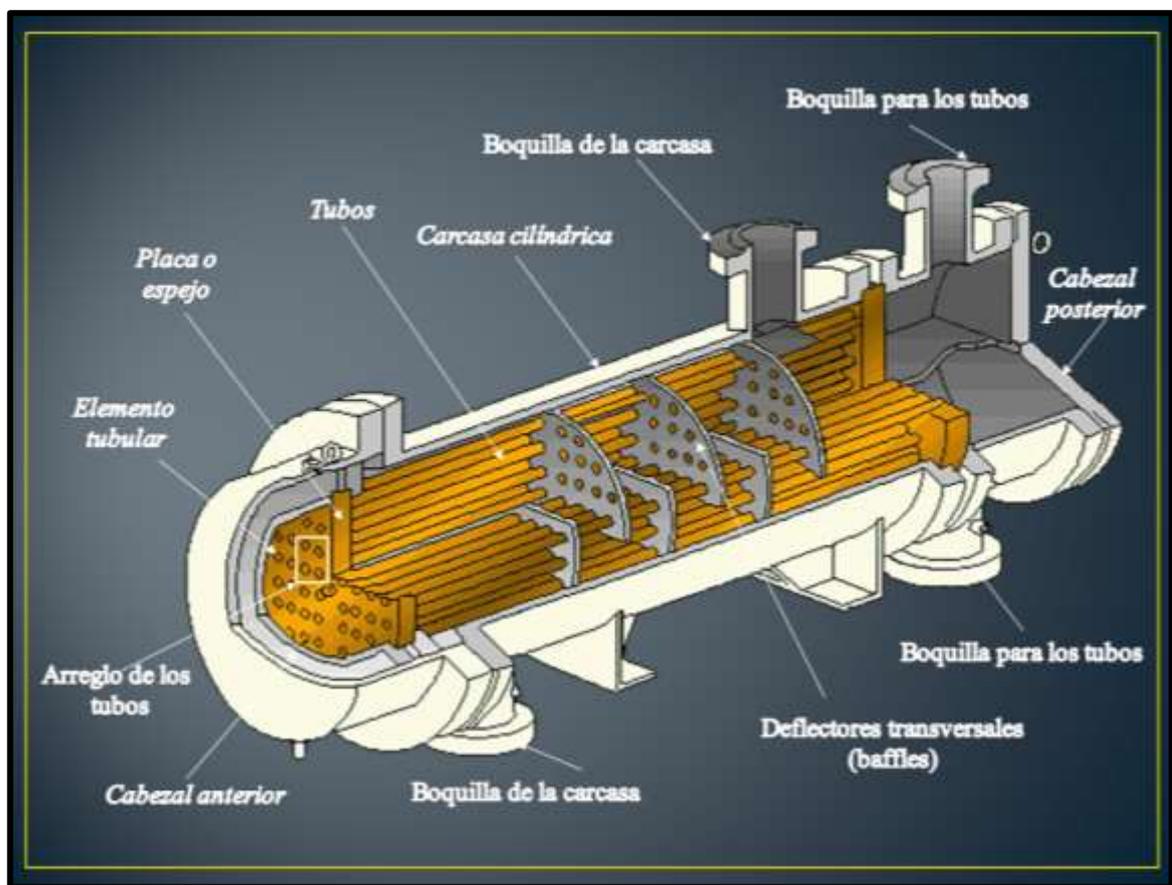
<sup>8</sup> <http://es.slideshare.net/mahulig/tema-4-intercambiadores-de-calor-mejorado>

El mecanismo para la transferencia de calor se da en forma combinada de la siguiente manera:

- ✓ Convección desde el fluido en el interior del tubo hasta las paredes del mismo.
- ✓ Conducción del interior al exterior del tubo
- ✓ Convección desde el exterior del tubo al fluido.<sup>7</sup>

#### 1.3.3.1.1 Partes de Intercambiador de carcasa y Tubos

En la figura 1.3.3.1.1-1 se observan las principales partes de un intercambiador de calor de Tubo y Coraza, las cuales se describen a continuación:



Fuente: CAO, Eduardo. Intercambiadores de Calor. 1983

**Figura 1.3.3.1.1-1** Partes de un intercambiador de Calor de tubo y coraza

a) **Tubos para Intercambiadores de Calor:** Proporcionan la superficie de transferencia de calor entre un fluido que fluye dentro de ellos y otro que fluye sobre su superficie externa, es decir la coraza. “Los tubos empleados en la construcción de intercambiadores de calor normalmente responde a las normas dimensionales BWG

(Birmingham Wire Gage), la cual normaliza los tubos por su diámetro exterior y por un número de serie que es el que define el espesor del tubo.”<sup>9</sup>



**Fuente:** <http://es.slideshare.net/mahulig/tema-4-intercambiadores-de-calor-mejorado>

**Figura 1.3.3.1.1-2** Tubos de Intercambiadores de Carcasa y tubos

Pueden utilizarse tubos de diámetros que van desde  $\frac{1}{4}$  in hasta 1,5 in. Sin embargo, casi todos los intercambiadores se construyen utilizando tubos de  $\frac{3}{4}$  in o de 1 in. El largo de los tubos es definido por el diseñador. No resulta aconsejable la utilización de tubos de más de 6 m de longitud ya que la construcción del equipo se hace más dificultosa. La utilización de tubos excesivamente largos también dificulta las operaciones de limpieza.<sup>11</sup>

Se encuentran disponibles en varios metales, tales como: acero de bajo carbono, cobre, admiralty, metal Muntz, latón, 70-30 cobre-níquel, aluminio-bronce, aluminio y aceros inoxidables.

**b) Coraza.-** Es toda la parte externa del intercambiador que encierra el haz de tubos. Las corazas hasta de 12 in de diámetro IPS se fabrican de tubo de acero. Sobre 12 in y hasta 24 in el diámetro exterior real y el diámetro nominal del tubo son los mismos. El grueso estándar para corazas con diámetros interiores de 12 a 24 in inclusive, es de  $\frac{3}{8}$  in, lo que es satisfactorio para presiones de operación por el lado de la coraza hasta de  $300 \text{ lb/in}^2$ . Se pueden obtener mayores gruesos para presiones superiores. Las corazas mayores de 24 in de diámetro se fabrican rolando placa de acero.<sup>10</sup>

<sup>9</sup> CAO, Eduardo. Intercambiadores de Calor. Buenos Aires - Argentina. McGraw Hill. 1983, p.p. 35

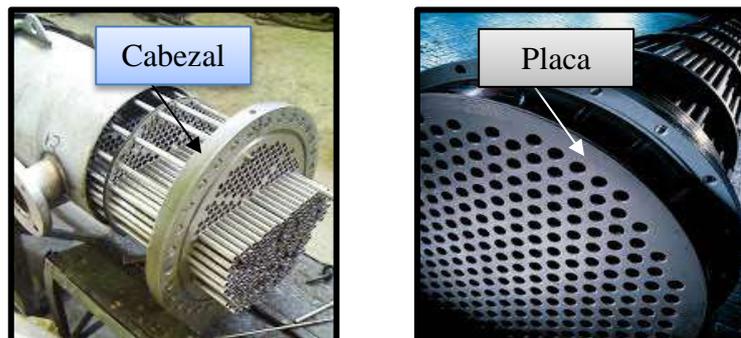
<sup>10</sup> KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. Distrito Federal - México. McGraw - Hill. 1999, p.p. 161



Fuente: <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>

**Figura 1.3.3.1.1-3** Corazas

c) *Cabezal, Espejo o Placa:* Es la pieza metálica de la que se sujetan los tubos, esta debe ser de un material similar al de los tubos para evitar la corrosión galvánica y debe tener un espesor considerable para soportar las condiciones de operación (presión, temperatura y corrosión). En la siguiente figura se muestra un cabezal de tubos para un intercambiador de 8 pasos por el lado tubo.



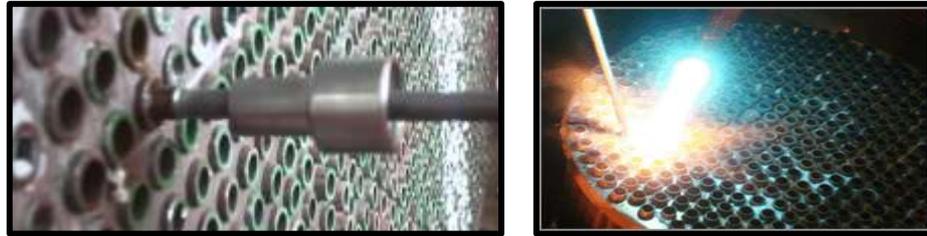
Fuente: [http://www.thermoequipos.com.ve/pdf/articulo\\_03.pdf](http://www.thermoequipos.com.ve/pdf/articulo_03.pdf)

**Figura 1.3.3.1.1-4** Cabezal de tubos

d) *El elemento tubular:* El equipo de tubo y coraza involucra la expansión de un tubo en una placa, y la formación de un sello. Para formar un sello perfecto, de tal manera que no existan fugas a condiciones de operación considerables, se lo puede realizar por tres métodos:

- **Rolado de tubos.-** En el espejo se perfora un orificio cuyo diámetro es apenas mayor que el diámetro exterior del tubo, además se cortan dos o más hendiduras en la pared de este orificio. Se coloca el tubo dentro del orificio, y se inserta un rolador en el final del tubo.

- **Empaque de tubos.**- Los tubos se empaquen en el espejo mediante casquillos, y usando anillos de metal suave como empaques. Es el método más usado.
- **Soldadura de tubos.**-Se suelda el tubo en el cabezal según sean los requerimientos de operación y material de construcción del intercambiador.<sup>11</sup>



Fuente: <https://www.youtube.com/watch?v=TYEBEErURwg>

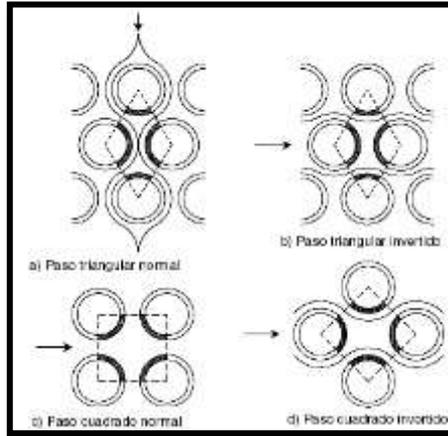
**Figura 1.3.3.1.1-5** Rolado y soldadura de Tubos

*d) Arreglo:* Es la disposición geométrica de los tubos en la placa. Un arreglo de tubos queda definido por su tipo de acuerdo al diámetro de los tubos y por el paso de los fluidos, así se tienen los siguientes tipos de arreglos:

- **Cuadro (90°).**- Se utilizan con flujo turbulento, cuando la limpieza mecánica es crítica. Son accesibles para limpieza externa, tienen pequeña caída de presión y el fluido de la carcasa debe ser sucio.
- **Cuadro rotado (45°).**- Se utilizan con flujo laminar y la limpieza mecánica es crítica, por lo que el fluido de la carcasa debe ser sucio.
- **Triángulo (30°).**- Ideal para factores de incrustación inferiores a  $0,002 \text{ ft}^2 \text{ h}^\circ\text{F}/\text{BTU}$  en cualquier régimen de flujo.
- **Triángulo rotado (60°).**- Raramente se usa por las altas caídas de presión que genera.

En la siguiente figura se pueden apreciar los arreglos más comunes en la construcción de Intercambiadores de Calor.

<sup>11</sup> KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. Distrito Federal - México. McGraw – Hill. 1999, p.p. 159

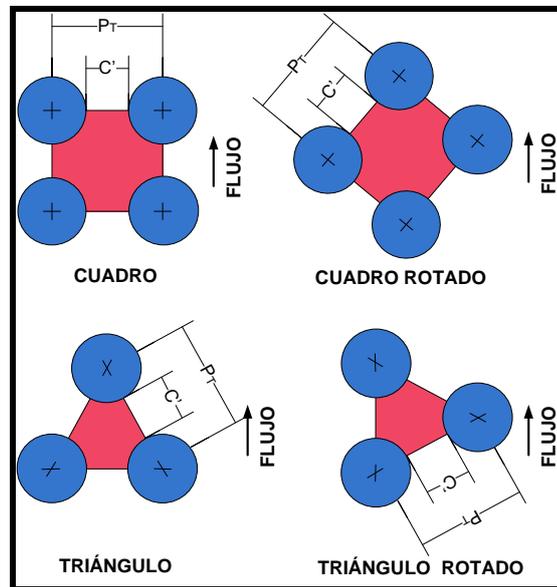


Fuente: CAO, Eduardo. Intercambiadores de Calor. 1983.

Figura 1.3.3.1.1-6 Arreglo de tubos

e) *Espaciado de los Tubos*: “Los orificios de los tubos no pueden taladrarse muy cerca uno de otro, ya que una franja demasiado estrecha de metal entre los tubos adyacentes, debilita estructuralmente el cabezal de tubos. Se llama paso ( $P_T$ ) o espaciado de los tubos a la distancia menor de centro a centro en tubos adyacentes.”<sup>12</sup>

La distancia libre entre tubos adyacentes ( $C'$ ) es el claro o ligadura. En la siguiente figura se representa tanto  $C'$  como  $P_T$  en los diferentes tipos de arreglos.



Fuente: CAO, Eduardo. Intercambiadores de Calor. 1983.

Figura 1.3.3.1.1-7 Espaciado de los Tubos

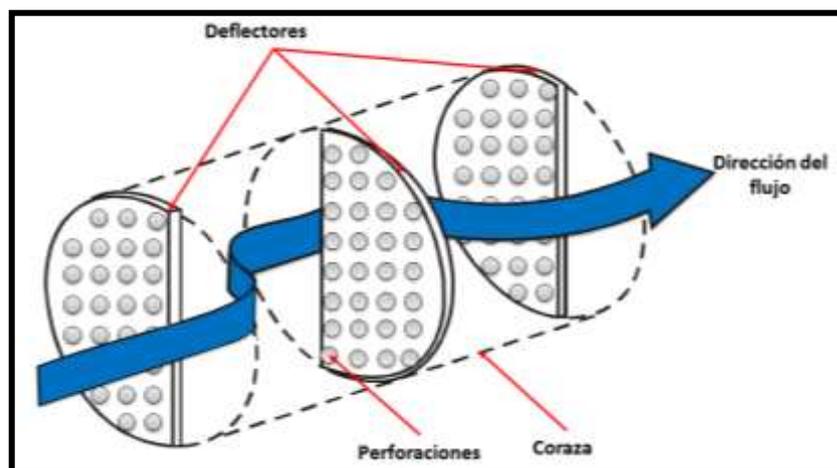
<sup>12</sup> KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. Distrito Federal - México. McGraw – Hill. 1999, p.p. 160

Los espaciados más comunes para arreglos cuadrados son de 3/4 in DE en un espaciado cuadrado de 1 in y de 1 in DE en un espaciado en cuadro de 1¼ in. Para arreglos triangulares éstos son, de 3/4 in DE en un espaciado triangular de 15/16 in, 3/4 in DE en un arreglo triangular de 1 in, y 1 in DE en un arreglo triangular 1¼ in. Si los tubos se separan suficientemente, es posible dejar los pasajes indicados para limpieza.<sup>11</sup>

**f) Deflectores:** Aumentando la turbulencia en el líquido se aumenta el coeficiente de transferencia de calor ya que de esta manera disminuye la capa límite térmica. Para inducir esta turbulencia fuera de los tubos, se emplean deflectores que hacen que el líquido fluya a través de la coraza en ángulo recto con el haz de tubos. Estos causan una considerable turbulencia aun cuando por la coraza fluya una cantidad pequeña de líquido.<sup>12</sup>

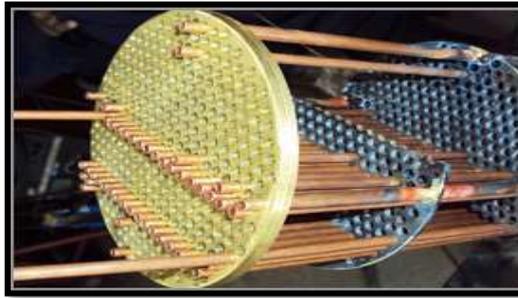
Los deflectores también son utilizados como soporte del haz de tubos a fin de que estos no se pandeen a lo largo del intercambiador.

Existen varios tipos de deflectores, tales como los de orificio, los de disco y corona y los deflectores segmentados, éste último es el más usado, los cuales son hojas de metal perforadas cuyas alturas son generalmente 75 % del diámetro interior de la coraza. Estos se conocen como deflectores de 25 % de corte. En la siguiente figura, se muestran los detalles de los deflectores segmentados.



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999

**Figura 1.3.3.1.1-8** Detalle de Deflector Segmentado

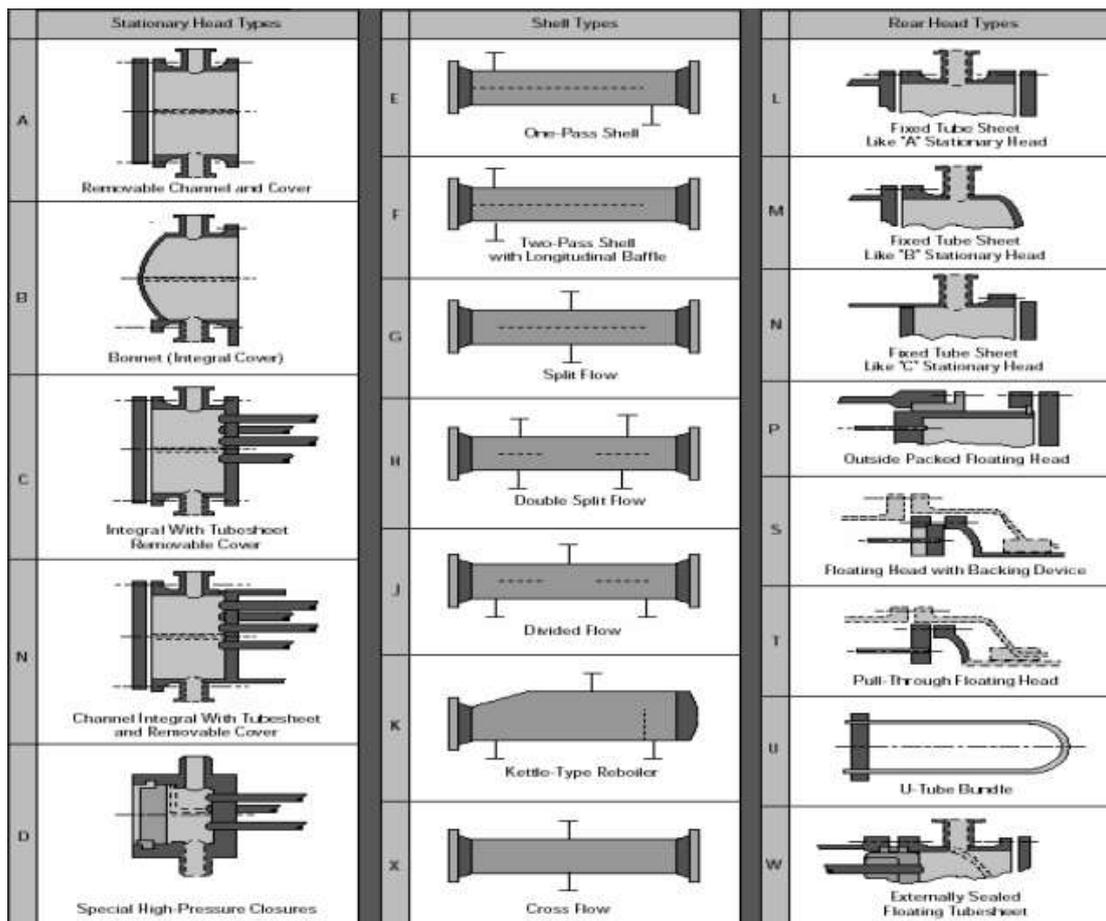


Fuente: <http://www.quiminet.com/articulos/la-importancia-de-usar-un-intercambiador-de-calor-2570415.htm>

**Figura 1.3.3.1.1-9** Deflector Segmentado

### 1.3.3.1.2 Designación de un intercambiador de calor de tubo y coraza

Los intercambiadores se los designa de acuerdo a la siguiente figura donde la primera columna representa el cabezal anterior, la segunda columna es el tipo de carcasa y la tercera columna será el cabezal posterior:



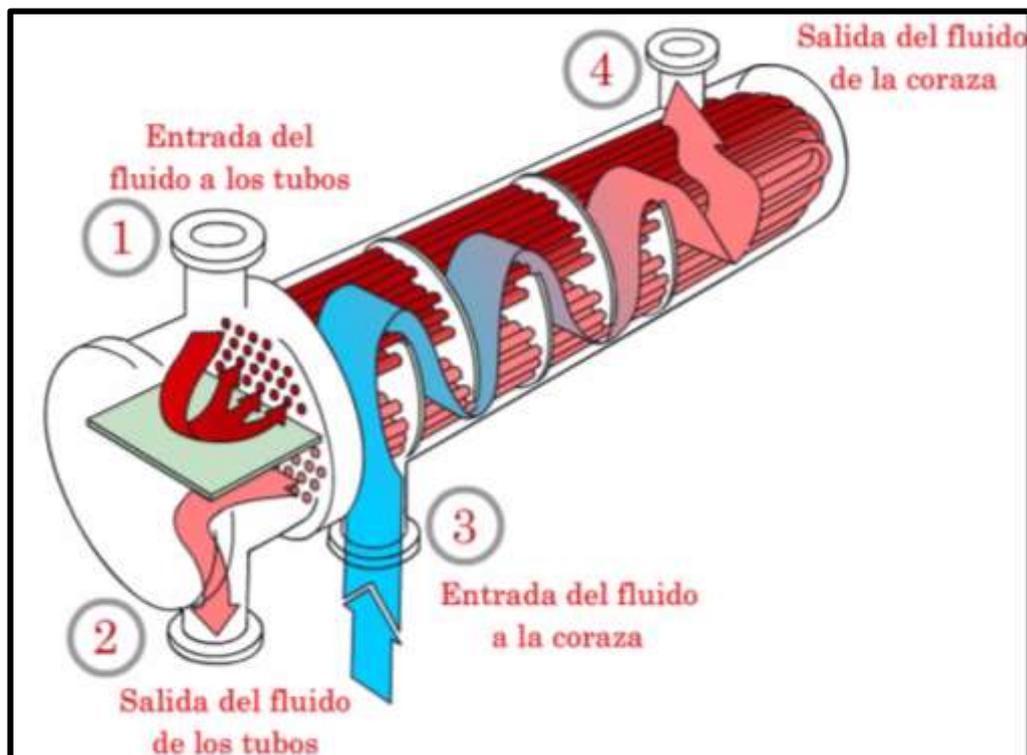
Fuente: <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>

**Figura 1.3.3.1.2-1** Designación de intercambiadores de calor de tubo y coraza

### 1.3.3.1.3 Clasificación de los Intercambiadores de Carcasa y Tubos

- Según el número de pasos

“Existen todo tipo de modelos de contacto, que se designan por pares de números 1-2, 2-4, 3-6 etc. El primer número se refiere al número de pasos del fluido en la carcasa; el segundo se refiere al número de pasos en los tubos, donde el término «paso» representa el flujo desde un extremo del intercambiador al otro”<sup>8</sup>, de esta manera uno o los dos fluidos realizan varios recorridos o "pasos" por el intercambiador, los cuales se denominan *Intercambiadores de Carcasa y tubos multitubular o multipasos*, en la siguiente figura se muestra el intercambiador de calor de tubo y coraza 1-2, el cual es una de los más empleados en la industria de Refinación de Petróleo.



Fuente: [http://epsem.upc.edu/~intercanviadorsdecalor/castella/carcassa\\_i\\_tubs.html](http://epsem.upc.edu/~intercanviadorsdecalor/castella/carcassa_i_tubs.html)

**Figura 1.3.3.1.3-1** Intercambiador de carcasa y tubo 1-2.

Un intercambiador 2-4, 3-6 o 4-8 puede usarse cuando las temperaturas del proceso dan un Factor de Corrección (Ft) de menos de 0,75 para un intercambiador 1-2 y se requiere una mayor transferencia de calor.

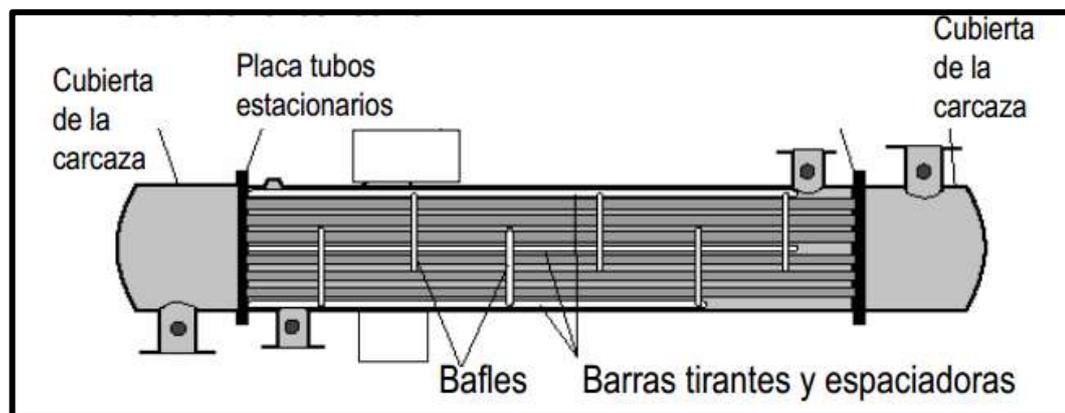
Un intercambiador 2-4 difiere en varios aspectos de un intercambiador 1-2, en primer lugar el factor de corrección será diferente y calculado por otra fórmula, el área de flujo para los deflectores será la mitad de los valores estimados debido a que el área de coraza estará dividida entre dos y por último el número de cruces en el lado tubo incrementa la caída de presión.<sup>13</sup>

- *Según su construcción mecánica*

Dentro de este tipo de intercambiadores, se pueden conseguir diferentes tipos como lo son:

**a) Intercambiadores con Cabezal Fijo**

Se caracterizan por tener dos placas de tubos soldadas a la carcasa, el interior de los tubos se puede limpiar mecánicamente después de remover la tapa del canal. El banco de tubos no se puede extraer y su limpieza exterior se debe realizar químicamente. Se utiliza para fluidos limpios, por el lado de la carcasa<sup>14</sup>.



Fuente: <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>

**Figura 1.3.3.1.3-2** Intercambiadores con Cabezal de Tubos Estacionario

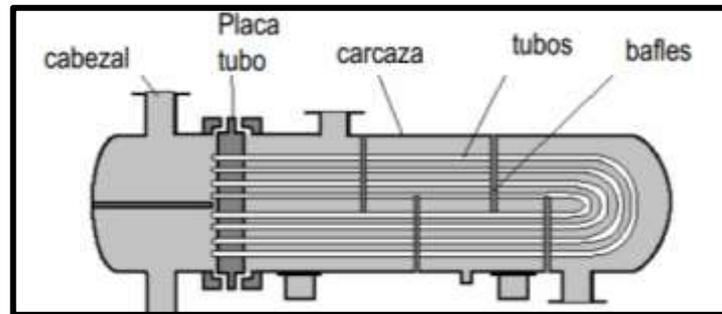
**b) Intercambiadores con Tubos en U**

Se caracteriza por tener solo una placa donde se insertan los tubos en forma de U, que tienen la particularidad de moverse libremente con relación a la carcasa lo que elimina el problema de la expansión diferencial. Los bancos de tubos se pueden remover para

<sup>13</sup> KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. Distrito Federal - México. McGraw – Hill. 1999, p.p. 165

<sup>14</sup> <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>

limpieza mecánica, pero el interior de estos se limpia en general químicamente. Se utilizan cuando el fluido que circula por los tubos es limpio, los fluidos sucios circulan por la carcasa. Existe una limitación mecánica en el radio de los tubos interiores, el número de tubos que se puede colocar en una carcasa de diámetro dado es menor a la de placa de tubos fijos.<sup>15</sup>

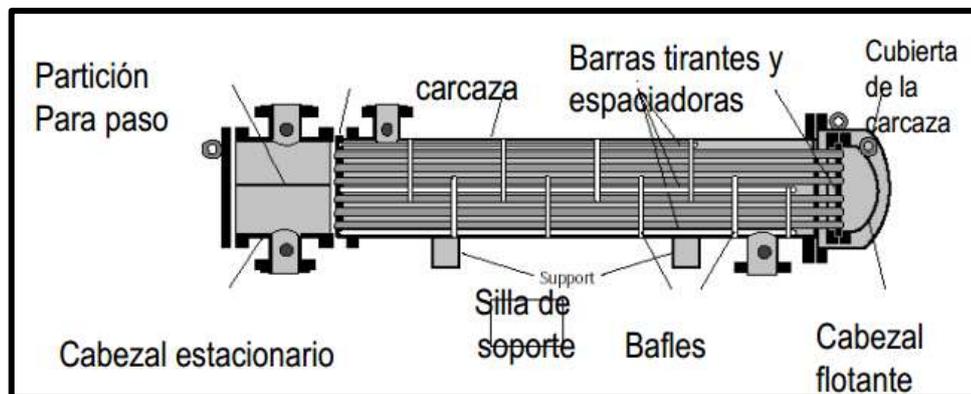


Fuente: <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>

**Figura 1.3.3.1.3-3** Intercambiador con tubos en U

**c) Intercambiadores con Cabezal flotante**

Se caracteriza por tener una hoja de tubos fijas a la placa, mientras que la otra flota libremente permitiendo el movimiento diferencial entre la carcasa y los tubos, se puede extraer todo el haz de tubos para la limpieza.<sup>16</sup>



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999

**Figura 1.3.3.1.3-4** Intercambiador con cabezal flotante

<sup>15</sup> <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>

<sup>16</sup> <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>

## CAPÍTULO II

### 2 PARTE EXPERIMENTAL

#### 2.1 Metodología

La metodología que se siguió para la evaluación y optimización del Circuito de Pre calentamiento de Crudo se basó en las siguientes técnicas y métodos:

##### 2.1.1 *Recolección de Información*

Se obtuvo cada uno de los datos técnicos de los intercambiadores en el área de ATP, mediante data sheet y diagramas P&ID (Piping & Instrumentation Diagrams), en los cuales se podría obtener la Ingeniería detallada.

Además se determinaron las propiedades físico-químicas de cada fluido que pasa por los trenes de pre calentamiento mediante datos del laboratorio de Refinería Esmeraldas y de Crude Assay Oriente.

##### 2.1.2 *Puntos de Medición de las Variables*

La presente investigación tuvo lugar en la Provincia de Esmeraldas, en los trenes de pre calentamiento del área de crudo de la unidad No Catalíticas II en la Refinería Estatal Esmeraldas, los puntos de medición fueron seleccionados en base a diagramas P&ID, simulaciones Petro-SIM, DCS Graphic y la observación técnica en campo.

Los puntos de medición de las temperaturas de entrada y salida de cada corriente fueron previamente señalados ( $L_T T_E$ ,  $L_T T_S$ ,  $L_C T_E$ ,  $L_C T_S$ ) mediante un marcador de pintura, para tener repetitividad y reproducibilidad en los datos obtenidos.

Para determinar los flujos de los intercambiadores se hizo uso del DCS Graphic, en el cual se encuentran lazos de control e indicadores de flujo (FI), con sus respectivos datos históricos.

### ***2.1.3 Instrumento de Medición de Variable***

Para determinar las temperaturas en el Circuito de precalentamiento del crudo se utilizó el pirómetro (dispositivo capaz de medir la temperatura de piel de tubo, es decir la temperatura de pared de la corriente).

Para determinar los flujos de los intercambiadores se hizo uso del DCS Graphic, en el cual se encuentran los lazos de control e indicadores de flujo (FI), con sus respectivos datos históricos

### ***2.1.4 Hoja de Registro***

Se elaboró una hoja de registro, detallándose: fecha, unidad, hora, %carga, temperaturas de entrada y salida de ambos lados del intercambiador de calor y los flujos de cada corriente.

### ***2.1.5 Evaluación del Circuito de Precalentamiento de Crudo***

Se formuló una hoja de cálculo de Microsoft Excel, con cada paso que presenta el Método de Kern para evaluar todos los intercambiadores de calor de tubo y coraza del sistema, de tal manera que tenga consistencia de unidades en el Sistema Inglés.

### ***2.1.6 Optimización del Circuito de Precalentamiento de Crudo***

Para la optimización del sistema de precalentamiento de crudo se consideran los coeficientes de transferencia de calor, los factores de ensuciamiento y caídas de presión.

### ***2.1.7 Método para la Evaluación de Intercambiadores de Calor de Tubo y Coraza***

El método más empleado para la evaluación de los Intercambiadores calor de Tubo y Coraza es el Método de Kern, dentro del cual se incluye el cálculo de la Media logarítmica de la diferencia de temperatura (MLDT), la Duty, los coeficientes de Transferencia de Calor tanto en el lado tubo como en el lado de la carcasa, Coeficiente Total Limpio, Coeficiente Total de Diseño o de lodos, el Factor de Ensuciamiento y las caídas de presión por ambos lados.

Para el empleo del Método de Kern se tendrán en cuenta las siguientes suposiciones:

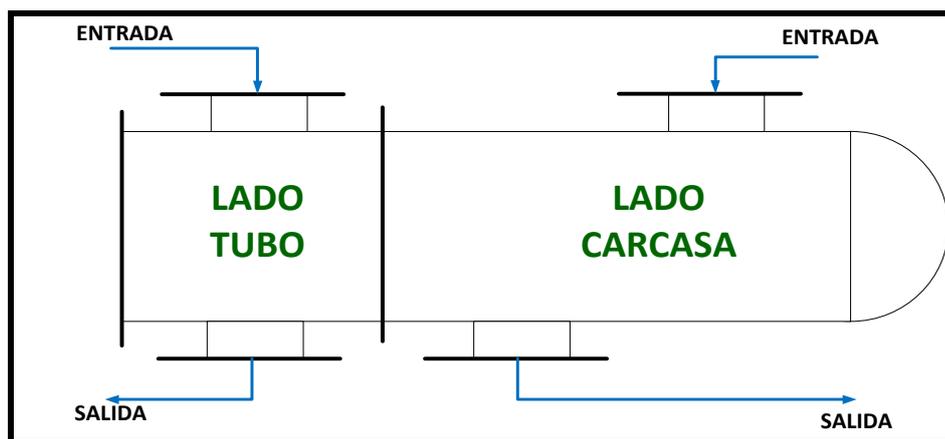
- ✓ La temperatura del fluido en la coraza está a una temperatura isotérmica promedio en cualquier sección transversal.
- ✓ El área de calentamiento en cada paso es igual.
- ✓ El coeficiente total de transferencia de calor es constante.
- ✓ La razón de flujo de cada uno de los fluidos es constante.
- ✓ El calor específico de cada fluido es constante.
- ✓ No hay cambios de fase de evaporación o condensación en una parte del intercambiador.
- ✓ Las pérdidas de calor son despreciables.<sup>17</sup>

### 2.1.7.1 Algoritmo

El algoritmo que describe el Método de Kern para realizar la evaluación de un intercambiador de calor de coraza y tubo consta de los siguientes pasos:

#### a) Balance Total de Energía

En primer lugar se establecen los balances globales de energía tanto para la corriente del fluido caliente como para la corriente de fluido frío en el lado carcasa o tubo, de tal manera que se pueda determinar la cantidad de calor transferida:



Fuente: INTRIAGO, Ana. 2014

**Figura 2.1.7.1-1** Diagrama de un intercambiador de calor de tubo y coraza

<sup>17</sup> KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. Distrito Federal - México. McGraw – Hill. 1999, p.p. 165-168

El balance total de calor es:

$$Q = UA_T\Delta t = W_c C e_c (T_1 - T_2) = W_f C e_f (t_2 - t_1)$$

**Ecuación 2.1.7.1-1**

Donde:

Q = Calor Transferido (BTU/h)

U= Coeficiente Global de transferencia de calor (BTU/h ft<sup>2</sup> °F)

$\Delta t$  = Diferencia verdadera de temperatura (°F)

A<sub>T</sub>= Área de transferencia de calor (ft<sup>2</sup>)

- *Corriente Caliente*

$$Q = W_c C e_c (T_1 - T_2)$$

**Ecuación 2.1.7.1-2**

Donde:

Q = Calor Transferido (BTU/h)

W<sub>c</sub>= Flujo Másico del Fluido Caliente (lb/h)

Ce<sub>c</sub> = Calor Específico del Fluido Caliente (BTU/lb °F)

T<sub>1</sub>= Temperatura de la corriente de entrada del fluido caliente (°F)

T<sub>2</sub>= Temperatura de la corriente de salida del fluido caliente (°F)

- *Corriente Fría*

$$Q = W_f C e_f (t_2 - t_1)$$

**Ecuación 2.1.7.1-3**

Donde:

Q = Calor Transferido (BTU/h)

W<sub>f</sub> = Flujo Másico del Fluido frío (lb/h)

Ce<sub>f</sub> = Calor Específico del Fluido frío (BTU/lb °F)

t<sub>1</sub>= Temperatura de la corriente de entrada del fluido frío (°F)

t<sub>2</sub>= Temperatura de la corriente de salida del fluido frío (°F)

Tanto en la ecuación 2.1.7.1-2 como en la ecuación 2.1.7.1-3, se conocen el flujo másico y las temperaturas de entrada y salida del lado tubo y coraza, obtenidos los mismos mediante indicadores de flujo (FI) y las temperaturas medidas en campo mediante el pirómetro.

El calor específico del fluido se lo puede determinar a partir de la Temperatura Media Ponderada de ebullición, calculada a partir de la curva de destilación TBP o ASTM.

Antes de calcular el calor específico se requiere determinar la gravedad específica del fluido o densidad relativa estándar, a partir de la gravedad API del mismo fluido, empleando la siguiente ecuación:

$$\gamma = \frac{141,5}{131,5 + API}$$

**Ecuación 2.1.7.1-4**

Donde:

API = Grados API del fluido

La temperatura media ponderada (TMP) se define a partir de la temperatura a la que se destila el 10, 20, 50, 80 ó 90 % del producto.<sup>18</sup> En el cálculo del  $K_{UOP}$  se sustituirá la temperatura de ebullición del cuerpo puro. Se define de la siguiente forma:

- ✓ Para un crudo, a partir de su curva de destilación TBP (True Boiling Point) la temperatura media ponderada (% en volumen) es:

$$T_b = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3}$$

**Ecuación 2.1.7.1-5**

- ✓ Para una fracción de petróleo (Naftas, Jet Fuel, Gasoil Liviano, Gasoil pesado, Crudo reducido, Fondos de vacío, etc.) a partir de su curva de destilación ATSM D86 o ASTM D116.

---

<sup>18</sup> WAUQUIER, Jack. El Refino del Petróleo. Madrid-España. Díaz de Santos. 1993, p.p. 41

$$T_b = \frac{T_{10} + 2T_{50} + T_{90}}{4}$$

**Ecuación 2.1.7.1-6**

Donde:

T<sub>b</sub> = Temperatura Media Ponderada de ebullición (°F)

T<sub>i</sub> = Temperatura a la que ha destilado el i% del fluido (°F)

El Factor de caracterización K<sub>UOP</sub> parte de la base de que la densidad de los hidrocarburos está ligada a la relación H/C (por tanto a su carácter químico) y que su número de ebullición está ligado al número de átomos de carbono. Por lo tanto el K<sub>UOP</sub> o Factor de Caracterización Watson (K<sub>W</sub>) para los hidrocarburos puros que dependen únicamente de su punto de ebullición y de su densidad.<sup>19</sup>

Para el cálculo del Factor de Caracterización se emplea la siguiente ecuación:

$$K_W = \frac{\sqrt[3]{T_b + 459,67}}{\gamma}$$

**Ecuación 2.1.7.1-7**

Donde:

T<sub>b</sub> = Temperatura de Ebullición (°F)

K<sub>W</sub> = Factor de Caracterización K<sub>UOP</sub> (Adimensional)

γ = Gravedad Específica (Adimensional)

Luego se tendrá el cálculo del calor específico de hidrocarburos líquidos mediante la correlación debida a Watson y Nelson (1933), revisada por Johnson y Grayson (1961) así como por Lee Kestler (1975)<sup>20</sup>.

$$Ce = [(0,6811 - 0,308\gamma) + T(0,000815 - 0,000306\gamma)] \times [0,055K_W + 0,35]$$

**Ecuación 2.1.7.1-8**

Donde:

Ce = Calor Específico (BTU/lb °F)

T = Temperatura del fluido (°F)

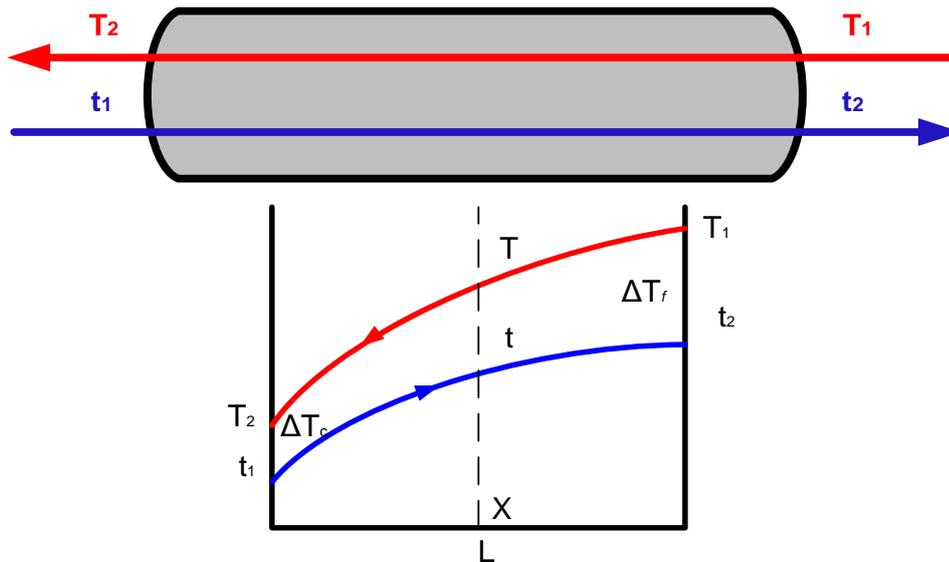
<sup>19</sup> WAUQUIER, Jack. El Refino del Petróleo. Madrid-España. Díaz de Santos. 1993, p.p. 41

<sup>20</sup> WAUQUIER, Jack. El Refino del Petróleo. Madrid-España. Díaz de Santos. 1993, p.p. 119

También se puede hacer uso del siguiente diagrama para determinar el calor específico en función a los grados API del fluido. (ver ANEXO B)

**b) Media Logarítmica de la Diferencia de Temperatura (MLDT)**

Para el cálculo de la Media Logarítmica de la diferencia de Temperatura para flujo en contracorriente, como se indica en la figura 2.1.7.1-3 se emplea la siguiente ecuación:



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999

**Figura 2.1.7.1-2** Flujo en contracorriente

De la siguiente figura se deduce la ecuación de la Media Logarítmica de la Diferencia de Temperatura:

$$\Delta T_c = (T_1 - t_2)$$

$$\Delta T_f = (T_2 - t_1)$$

$$MLDT = \frac{\Delta T_c - \Delta T_f}{\ln \frac{\Delta T_c}{\Delta T_f}}$$

**Ecuación 2.1.7.1-9**

Donde:

$\Delta T_c$  = Diferencia de temperatura en los extremos calientes (°F).

$\Delta T_f$  = Diferencia de temperatura en los extremos fríos (°F).

Reemplazando  $\Delta T_c$  y  $\Delta T_f$  en la ecuación anterior se tiene:

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

**Ecuación 2.1.7.1-10**

Donde:

$t_1$  = Temperatura de la corriente de entrada del fluido por el lado carcasa (°F).

$t_2$  = Temperatura de la corriente de salida del fluido por el lado carcasa (°F).

$T_1$  = Temperatura de la corriente de entrada del fluido por el lado tubo (°F).

$T_2$  = Temperatura de la corriente de salida del fluido por el lado tubo (°F).

### c) Factor de Corrección

Para el cálculo del Factor de Corrección se usa la solución gráfica o la ecuación correspondiente a la eficiencia térmica. La relación fraccionaria entre la diferencia verdadera de temperatura y la MLDT se denomina Ft.

- ✓ Para el Intercambiador de Calor de 1 paso por la coraza y “n” número de pasos pares por los tubos ( $n = 2, 4, 6, 8, 10, \dots$ ) se emplea la siguiente ecuación:

$$Ft = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \times \ln \left[ \frac{(1 - S)}{(1 - RS)} \right]}{(R - 1) \times \ln \left[ \frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right]}$$

**Ecuación 2.1.7.1-11**

Donde

Ft= Factor de Corrección (adimensional).

R= Parámetro adimensional.

S= Parámetro adimensional.

Los valores de R y S se determinan mediante la siguiente ecuación:

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = \frac{wc}{WC}$$

**Ecuación 2.1.7.1-12**

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)}$$

**Ecuación 2.1.7.1-13**

Para reducir la necesidad de resolver la Ecuación 2.1.7.1-11, en el ANEXO C se encuentran graficados factores de corrección para la MLDT como funciones de S con R como parámetro.

Cuando el valor de S y R se acerca a la posición vertical de la curva, Ft deberá calcularse de la ecuación.

- ✓ Para Intercambiador de Calor de 2 pasos por la coraza y “n” número de pasos pares por los tubos (n = 2, 4, 6, 8, 10.....) se emplea la siguiente ecuación:

$$Ft = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \frac{(1 - S)}{(1 - RS)}}{2(R - 1) \ln \left[ \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left( \frac{2\sqrt{(1 - S)(1 - RS)}}{S} \right) + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left( \frac{2\sqrt{(1 - S)(1 - RS)}}{S} \right) - \sqrt{R^2 + 1}} \right]}$$

**Ecuación 2.1.7.1-14**

De igual manera existe un diagrama para determinar Ft como función de R y S como parámetro ubicado en el anexo D.

- ✓ Para Intercambiador de Calor de 3 ó 4 pasos por la coraza y “n” número de pasos pares por los tubos (n = 2, 4, 6, 8, 10.....) se determina Px mediante la siguiente ecuación:

$$Px = \frac{S}{[N_s - (N_s S) + S]}$$

**Ecuación 2.1.7.1-15**

Donde:

Px= Término adimensional para calcular Ft (Adimensionales)

S = Parámetros para calcular Ft (Adimensionales)

Ns = Número de pasos por la Coraza

Luego se determina el factor de corrección para MLDT mediante la siguiente ecuación:

$$F_t = \frac{\frac{P_x \sqrt{R^2 + 1}}{1 - P_x}}{\ln \left[ \frac{\left(\frac{2}{P_x}\right) - 1 - R + \sqrt{R^2 + 1}}{\left(\frac{2}{P_x}\right) - 1 - R - \sqrt{R^2 + 1}} \right]}$$

**Ecuación 2.1.7.1-16**

Donde:

$F_t$  = Factor de Corrección de la MLDT (Adimensional)

También se puede emplear el diagrama ubicado en el anexo E.

#### **d) Diferencia de Temperatura Verdadera**

En base al factor de corrección y la MLDT se determina la diferencia de temperatura media efectiva o verdadera, para ello empleamos la siguiente ecuación:

$$\Delta t = F_t \times MLDT$$

**Ecuación 2.1.7.1-17**

Donde:

$\Delta t$  = Diferencia de temperatura verdadera (°F)

$F_t$  = Factor de corrección (Adimensional)

#### **e) Temperatura Calórica**

La temperatura calórica es aquella a la que se produce el Coeficiente Global de Transferencia de Calor.

Las principales ventajas del uso de la temperatura calórica son dos:

- a) Permite evaluar las propiedades de los fluidos para calcular el Número de Reynolds y las pérdidas de carga del equipo
- b) Además permite utilizar simplificaciones útiles.

Para su cálculo se determina el factor  $K_c$ , interpolando la gravedad API del fluido en el lado coraza, y la diferencia de temperatura de entrada y salida en la coraza, mediante el diagrama del ANEXO F, luego se determina la relación  $\Delta T_f / \Delta T_c$  y el diagrama se interpola esta relación con el factor  $K_c$  para determinar el Factor de Corrección de la Temperatura Calórica  $F_c$ .

Una vez estimado el valor del Factor de Corrección de la Temperatura Calórica ( $F_c$ ), se calcula la temperatura calorífica tanto para el fluido frío como para el fluido caliente, mediante las siguientes ecuaciones:

✓ **Fluido caliente:**

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2)$$

**Ecuación 2.1.7.1-18**

Donde:

$T_c$  = Temperatura Calórica del fluido caliente (°F)

$F_c$  = Factor de Corrección de la Temperatura Calórica (Adimensional)

$T_1$  = Temperatura de Entrada del fluido caliente (°F)

$T_2$  = Temperatura de Salida del fluido caliente (°F)

✓ **Fluido frío**

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1)$$

**Ecuación 2.1.7.1-19**

Donde:

$t_c$  = Temperatura Calórica del fluido frío (°F)

$F_c$  = Factor de Corrección de la Temperatura Calórica (Adimensional)

$t_1$  = Temperatura de Entrada del fluido frío (°F)

$t_2$  = Temperatura de Salida del fluido frío (°F)

#### **f) Área de Flujo y Velocidad Másica**

El área de flujo como su nombre lo indica es el área a través de la cual circula el fluido, se determina tanto para el lado tubo como para el lado coraza:

✓ **Lado Tubo**

El área transversal de flujo para el lado tubo, está dada por:

$$a_T = \frac{N_T \times a'_T}{144 \times N_{P_T}}$$

**Ecuación 2.1.7.1-20**

Donde:

$a_T$  = Área de flujo por los Tubos (ft<sup>2</sup>)

$a'_T$  = Área de flujo interna por un tubo (in<sup>2</sup>)

$N_T$  = Número de Tubos del Intercambiador (Adimensional)

$N_{P_T}$  = Número de Pasos en el lado tubo (Adimensional)

Para determinar el área de flujo interna por un tubo se hace en función a los datos de tubos para intercambiadores de calor ubicados en el ANEXO G.

La velocidad másica en los tubos está dada por la relación entre el flujo másico por lado tubo y el área de flujo por los Tubos:

$$G_T = \frac{W_T}{a_T}$$

**Ecuación 2.1.7.1-21**

Donde:

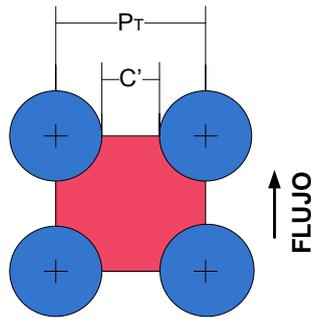
$a_T$  = Área de flujo por los Tubos (ft<sup>2</sup>)

$W_T$  = Flujo Másico por el Lado Tubo (lb/h)

$G_t$  = Velocidad Másica en los Tubos (lb/h ft<sup>2</sup>)

✓ **Lado Coraza**

Para el cálculo del área transversal de flujo por el lado carcasa se debe conocer el valor de la longitud del área de flujo, la cual se tomó igual al espaciado de los deflectores B. El espaciado entre los tubos es la suma del diámetro externo del tubo y el claro  $C'$ , como se muestra en la siguiente figura:



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999.

**Figura 2.1.7.1-3** Espaciado entre los tubos

$$P_T = DE_T + C'$$

De la ecuación anterior se despeja el espacio libre entre los tubos o claro:

$$C' = P_T - DE_T$$

**Ecuación 2.1.7.1-22**

Donde:

$C'$  = Espacio Libre entre los Tubos (in)

$P_T$  = Espaciado entre los Tubos (in)

$DE_T$  = Diámetro externo del tubo (in)

Finalmente, se calcula el valor del área de flujo por la coraza mediante la siguiente ecuación:

$$a_c = \frac{DI_C \times C' \times B}{144 P_T}$$

**Ecuación 2.1.7.1-23**

Donde:

$a_c$  = Área de flujo por la coraza (ft<sup>2</sup>)

$DI_C$  = Diámetro interno de la coraza (in)

$B$  = Espaciado entre los Deflectores (in)

$C'$  = Espacio Libre entre los Tubos (in)

$P_T$  = Espaciado entre los Tubos (in)

La velocidad másica en la coraza está dada por la relación entre el flujo másico por el lado de la coraza y el área de flujo por la coraza:

$$G_C = \frac{W_C}{a_C}$$

**Ecuación 2.1.7.1-24**

Donde:

$a_C$  = Área de flujo por la coraza (ft<sup>2</sup>)

$W_C$  = Flujo Másico por el Lado Coraza (lb/h)

$G_C$  = Velocidad Másica en la Corza (lb/h ft<sup>2</sup>)

### g) Viscosidad a Temperatura Calórica

La viscosidad absoluta o dinámica se define como el cociente entre la fuerza de cizallamiento y el gradiente de velocidad de cizallamiento, este cociente es constante para los fluidos newtonianos. Se expresa en Pa.s. La unidad más utilizada es el centipoise (cP).<sup>21</sup>

La viscosidad cinemática está definida como el cociente de la viscosidad absoluta y la densidad. Se expresa en m<sup>2</sup>/s. La unidad más utilizada es el centistoke (cSt).<sup>22</sup>

#### ✓ *Para Fracciones de Petróleo:*

Cuando las viscosidades no son conocidas, es posible estimarlas por medio de las relaciones propuestas por Abbot et al. (1971).

$$\begin{aligned} & \log \nu_{100} \\ & = 4,39371 - 1,94733 K_W + 0,12769 K_W^2 + (3,2629 \times 10^{-4} \times API^2) \\ & - (1,18246 \times 10^{-2} K_W API) \\ & + \frac{(0,171617 K_W^2 + 10,9943 \times API + 9,50663 \times 10^{-2} \times API^2 - 0,860218 \times K_W API)}{(API + 50,3642 - 4,78231 \times K_W)} \end{aligned}$$

**Ecuación 2.1.7.1-25**

<sup>21</sup> WAUQUIER, Jack. El Refino del Petróleo. Madrid-España. Díaz de Santos. 1993, p.p. 95

<sup>22</sup> WAUQUIER, Jack. El Refino del Petróleo. Madrid-España. Díaz de Santos. 1993, p.p. 95

$$\begin{aligned} \log v_{210} = & -0,463634 - 0,166532 \times API + (5,13447 \times 10^{-4} \times API^2) \\ & - (8,48995 \times 10^{-3} K_W API) \\ & + \frac{(8,0325 \times 10^{-2} K_W + 1,24899 \times API + 0,19768 \times API^2)}{(API + 26,786 - 2,6269 \times K_W)} \end{aligned}$$

**Ecuación 2.1.7.1-26**

Donde:

$v_{100}$ = Viscosidad Cinemática a 100 °F (cSt)

$v_{210}$ = Viscosidad Cinemática a 210 °F (cSt)

API= Gravedad API (Adimensional)

$K_W$ = Factor de Caracterización de Watson (Adimensional)

Nota:

Estas correlaciones no deben usarse si  $K_W < 10$  y  $API < 0$

Para el cálculo de la viscosidad cinemática de las fracciones petrolíferas líquidas a la temperatura calórica, se utilizan las siguientes ecuaciones a partir de las viscosidades cinemáticas a 100°F y 210 °F calculadas con las ecuaciones anteriores.

$$Z_2 = v_{210} + 0,7 + e^{[-1,47-(1,84 \times v_{210})-(0,51 \times v_{210}^2)]}$$

**Ecuación 2.1.7.1-27**

$$Z_1 = v_{100} + 0,7 + e^{[-1,47-(1,84 \times v_{100})-(0,51 \times v_{100}^2)]}$$

**Ecuación 2.1.7.1-28**

$$\beta = \frac{\log(\log Z_1) - \log(\log Z_2)}{\log T_{100} - \log T_{210}}$$

**Ecuación 2.1.7.1-29**

$$Z = 10^{10[\log(\log Z_1) + \beta \log T - \log T_{100}]}$$

**Ecuación 2.1.7.1-30**

$$v = Z - 0,7 - e^{[-0,7487-3,295(Z-0,7)+0,6119(Z-0,7)^2-0,3193(Z-0,7)^3]}$$

**Ecuación 2.1.7.1-31**

Donde:

$\nu_{100}$  = Viscosidad Cinemática a 100 °F (cSt)

$\nu_{210}$  = Viscosidad Cinemática a 210 °F (cSt)

$T_{100}$  = Temperatura de 100 °F (559,67 °R)

$T_{210}$  = Temperatura de 210 °F (669,67 °R)

$T$  = Temperatura a la cual se desea calcular la viscosidad (K)

$\nu$  = Viscosidad Cinemática a la Temperatura "T" (cSt)

✓ **Para Crudo:**

Según el Technical Data Book - Petroleum Refining, para predecir la viscosidad de mezclas de hidrocarburos entre 100 °F y 210 °F, se puede emplear la siguiente correlación:

$$\nu_{100} = \nu_{ref} + \nu_{cor}$$

**Ecuación 2.1.7.1-32**

Donde:

$\nu_{100}$  = Viscosidad Cinemática a 100 °F (cSt)

$\nu_{ref}$  = Viscosidad Cinemática a la temperatura de ebullición (cSt)

$\nu_{cor}$  = Viscosidad Cinemática corregida a la temperatura de ebullición y a  $K_w$  (cSt)

$$\nu_{ref} = 10^{-1,35579+(8,16059 \times 10^{-4} T_b)+(8,38505 \times 10^{-7} T_b^2)}$$

**Ecuación 2.1.7.1-33**

$$\nu_{cor} = 10^{[A_1+(A_2 K_w)]}$$

**Ecuación 2.1.7.1-34**

Donde:

$A_1$  y  $A_2$  = Constantes para determinar la viscosidad cinemática del crudo.

$T_b$  = Temperatura de ebullición (°R)

Pero:

$$A_1 = c_1 + c_2 T_b + c_3 T_b^2 + c_4 T_b^3$$

**Ecuación 2.1.7.1-35**

$$A_2 = d_1 + d_2 T_b + d_3 T_b^2 + d_4 T_b^3$$

**Ecuación 2.1.7.1-36**

Donde:

$$\begin{aligned}c_1 &= 3,49310 \times 10^1 & d_1 &= -2,02649 \\c_2 &= -8,84387 \times 10^{-2} & d_2 &= 6,98405 \times 10^{-3} \\c_3 &= 6,73513 \times 10^{-5} & d_3 &= -5,09947 \times 10^{-6} \\c_4 &= -1,01394 \times 10^{-8} & d_4 &= 7,49378 \times 10^{-10}\end{aligned}$$

Donde:

$\nu_{100}$  = Viscosidad Cinemática a 100 °F (cSt)

$T_b$  = Temperatura de Ebullición (°R)

$K_W$  = Factor de Caracterización de Watson (Adimensional)

Luego se calcula la viscosidad cinemática a 210°F, mediante la siguiente ecuación:

$$\log \nu_{210} = B_1 + B_2 T_b + B_3 \times \log T_b \times \nu_{100}$$

**Ecuación 2.1.7.1-37**

Donde:

$\nu_{100}$  = Viscosidad Cinemática a 100 °F (cSt)

$\nu_{210}$  = Viscosidad Cinemática a 210 °F (cSt)

$T_b$  = Temperatura de Ebullición (°R)

Las constantes presentan los siguientes valores:

$$B_1 = -1,92353$$

$$B_2 = 2,41071 \times 10^{-4}$$

$$B_3 = 0,511300$$

Igual que para las fracciones de petróleo se emplean las ecuaciones 2.1.7.1-27, 2.1.7.1-28, 2.1.7.1-29, 2.1.7.1-30 y 2.1.7.1-31

Por último, para calcular la viscosidad dinámica tanto para fracciones petrolíferas líquidas como para el crudo, se multiplica la viscosidad cinemática por la densidad del fluido, la cual se obtiene a partir de la gravedad específica del mismo, mediante la siguiente ecuación:

$$\rho_l = \gamma \rho_w$$

**Ecuación 2.1.7.1-38**

$$\mu = \nu \rho_l$$

**Ecuación 2.1.7.1-39**

Donde:

$\mu$  = Viscosidad Dinámica (centipoises)

$\nu$  = Viscosidad Cinemática (centistokes)

$\rho_l$  = Densidad del fluido (gr/cm<sup>3</sup>)

$\rho_w$  = Densidad del agua a 60 °F (1 gr/cm<sup>3</sup>)

### **h) Número de Reynolds**

Osborn Reynolds, en la década de 1880 descubrió que el régimen del flujo depende principalmente de la razón de las fuerzas de inercia con respecto a las fuerzas viscosas en el fluido, a esta razón se la conoce como número de Reynolds y es una cantidad adimensional.<sup>23</sup> Este régimen puede ser:

- Laminar.- Si el número de Reynolds es menor a 2100.
- Transición.- Si se encuentra entre 2100 y 2300.
- Turbulento.- Si el número excede a las cercanías de 2300 el flujo.

Una vez calculada la viscosidad de los fluidos que fluyen por el intercambiador a la Temperatura Calórica, se calcula el número de Reynolds por ambos lados del intercambiador:

#### **✓ Lado Tubo:**

Para el cálculo del número de Reynolds por el lado tubo del intercambiador se emplea la siguiente ecuación teniendo en cuenta que el diámetro interno de los tubos se lo puede encontrar en el ANEXO G:

$$NRe_T = \frac{DI_T \times Gt}{\mu_T}$$

**Ecuación 2.1.7.1-40**

---

<sup>23</sup> ÇENGEL, Yunus. Transferencia de Calor. 2. ed., Distrito Federal - México. McGraw-Hill Interamericana. 2003, p.p.343

Donde:

$NRe_T$  = Número de Reynolds en el Lado Tubo (Adimensional)

$DI_T$  = Diámetro Interno de los Tubos (pies)

$G_T$  = Velocidad Másica en los Tubos (lb/h ft<sup>2</sup>)

$\mu_T$  = Viscosidad Dinámica del Fluido en los Tubos (cP)

✓ **Lado Coraza:**

Para el cálculo del número de Reynolds por el lado de la coraza Kern emplea el término de diámetro equivalente, el cual es cuatro veces el radio hidráulico obtenido por el arreglo dispuesto en el cabezal de tubos, la ecuación será:

$$De = \frac{4 \left( P_T^2 - \frac{\pi \times DE_T^2}{4} \right)}{\pi \times DE_T^2}$$

**Ecuación 2.1.7.1-41**

Donde:

$De$  = Diámetro Efectivo en la Coraza (in)

$DE_T$  = Diámetro Externo de los Tubos (in)

$P_T$  = Espaciado entre los Tubos (in)

Luego se calcula el número de Reynolds con la siguiente ecuación:

$$NRe_c = \frac{De \times G_c}{\mu_c}$$

**Ecuación 2.1.7.1-42**

Donde:

$NRe_c$  = Número de Reynolds en el Lado Coraza (Adimensional)

$G_c$  = Velocidad Másica en la Coraza (lb/h ft<sup>2</sup>)

$De$  = Diámetro Efectivo en la Coraza (ft)

$\mu_c$  = Viscosidad Dinámica del Fluido en la Coraza (cP)

**i) Factor de Transferencia de Calor  $j_H$**

Luego de haber calculado el Número de Reynolds tanto para el lado tubo como para el lado coraza, se calcula el valor del Factor de Transferencia de calor ( $j_H$ ) para ambos lados.

✓ **Lado Tubo:**

Se obtiene el valor del cociente entre la longitud y el diámetro interno de los tubos ( $L_T/DI_T$ ), y junto con el valor del número de Reynolds en el lado tubo ( $NRe_T$ ), se interpola para determinar el valor de  $j_H$  en el lado tubo, empleando el diagrama del ANEXO H.

✓ **Lado Coraza:**

Para hallar el valor del factor de transferencia en el lado coraza, se interpola el valor del número de Reynolds del lado coraza con la curva del ANEXO I.

**j) Calor Específico**

Nuevamente se determina el calor específico ( $C_e$ ) de cada fluido pero esta vez a la temperatura calórica como se calculó en el Paso c).

**k) Conductividad Térmica a Temperatura Calórica**

“La conductividad térmica se expresa en (BTU/h ft °F) o (W/m°K) y mide la facilidad con que el calor se transmite a través de una fina película del material”<sup>24</sup>

Para calcular la conductividad térmica en hidrocarburos se emplea la siguiente ecuación:

$$k = \frac{0,118}{\rho} \times [1 - 0,00054 \times (T - 273,15)] \times 577,789$$

**Ecuación 2.1.7.1-43**

Donde:

$k$ = Conductividad térmica del fluido (BTU/h ft °F)

$\rho$ = Densidad del fluido (Kg / m<sup>3</sup>)

$T$ = Temperatura a la que se desea calcular la Conductividad Térmica (°K)

---

<sup>24</sup> WAUQUIER, Jack. El Refino del Petróleo. Madrid-España. Díaz de Santos. 1993, p.p. 130

Kern establece un diagrama para determinar la conductividad térmica a partir del °API y la temperatura en °F del fluido en el ANEXO J.

**l) Relación de Coeficiente de Transferencia de Calor y Factor de Corrección de Viscosidad**

✓ **Lado tubo:**

Se calcula utilizando las propiedades del fluido calculadas a la temperatura calórica.

$$\frac{h_i}{\Phi_T} = \dot{h}_{iT} \left( \frac{k_T}{DI_T} \right)^3 \sqrt{\frac{C e_T \times \mu_T}{k_T}}$$

**Ecuación 2.1.7.1-44**

Donde:

$h_i$  = Coeficiente de Transferencia en el interior del Tubo (BTU/h ft<sup>2</sup> °F)

$\Phi_T$  = Factor de corrección de viscosidad en el lado tubo (adimensional).

$\dot{h}_{iT}$  = Factor de Transferencia de Calor en el Lado Tubo (Adimensional)

$k_T$  = Conductividad Térmica del Fluido en el Lado Tubo (BTU/h ft °F)

$DI_T$  = Diámetro interno de los tubos (ft)

$C e_T$  = Calor Específico del Fluido en el Lado Tubo (BTU/lb °F)

$\mu_T$  = Viscosidad del Fluido en el Lado Tubo (lb/ft h)

Para el cálculo del Coeficiente de Transferencia a través del Tubo se emplea la siguiente ecuación:

$$\frac{h_{i_o}}{\Phi_T} = \frac{h_i}{\Phi_T} \times \frac{DI_T}{DE_T}$$

**Ecuación 2.1.7.1-45**

Donde:

$h_{i_o}$  = Coeficiente de Transferencia a través del Tubo (BTU/h ft<sup>2</sup> °F)

$\Phi_T$  = Factor de corrección de viscosidad en el lado tubo (adimensional).

$h_i$  = Coeficiente de Transferencia en el interior del Tubo (BTU/h ft<sup>2</sup> °F)

$DI_T$  = Diámetro interno de los tubos (ft)

$DE_T$  = Diámetro externo de los tubos (ft)

✓ **Lado carcasa:**

Se emplea la siguiente ecuación, reemplazando las propiedades del fluido calculadas a la temperatura calórica.

$$\frac{h_o}{\Phi_c} = j_{Hc} \left( \frac{k_c}{De} \right)^3 \sqrt{\frac{Ce_c \times \mu_c}{k_c}}$$

**Ecuación 2.1.7.1-46**

Donde

$h_o$  = Coeficiente de Transferencia en el Lado Coraza (BTU/h ft<sup>2</sup> °F)

$\Phi_c$  = Factor de corrección de la viscosidad en el lado coraza (Adimensional)

$j_{Hc}$  = Factor de Transferencia de Calor en el Lado Tubo (Adimensional)

$De$  = Diámetro efectivo en la coraza (ft)

$k_c$  = Conductividad Térmica del Fluido en el Lado coraza (BTU/h ft °F)

$Ce_c$  = Calor Específico del Fluido en el Lado coraza (BTU/lb °F)

$\mu_c$  = Viscosidad del Fluido en el Lado coraza (lb/ft.h)

**m) Temperatura de Pared de Tubos**

Para determinar la temperatura de pared de los tubos se emplea la siguiente ecuación:

$$T_w = T_c - \left[ \frac{\frac{h_o}{\Phi_c}}{\frac{h_o}{\Phi_c} + \frac{h_{i_o}}{\Phi_T}} \times (T_c - t_c) \right]$$

**Ecuación 2.1.7.1-47**

Donde:

$T_w$  = Temperatura de Pared de los Tubos (°F)

$h_o/\Phi_c$  = Relación del Coeficiente de Transferencia de calor con el factor de corrección de la viscosidad en el Lado Carcasa (BTU/h ft<sup>2</sup> °F)

$h_{i_o}/\Phi_T$  = Relación del Coeficiente de Transferencia de calor con el factor de corrección de la viscosidad a través del Tubo (BTU/h ft<sup>2</sup> °F)

$T_c$  = Temperatura Calórica del fluido caliente (°F)

$t_c$  = Temperatura Calórica del fluido frío (°F)

Se calcula la viscosidad del fluido frío y del caliente a la temperatura de pared de los tubos, empleando las mismas ecuaciones que el paso g).

**n) Corrección de los Coeficientes de Transferencia de Calor**

✓ **Lado Tubo**

Por efectos de la variación de la viscosidad a la temperatura de pared de los tubos se calcula el factor de corrección mediante la siguiente ecuación:

$$\Phi_T = \left( \frac{\mu_{CT}}{\mu_W} \right)^{0,14}$$

**Ecuación 2.1.7.1-48**

Donde:

$\Phi_T$  = Factor de Corrección de la viscosidad en el Lado Tubo (Adimensional)

$\mu_{CT}$  = Viscosidad del Fluido en el Lado Tubo a la Temperatura Calórica (lb/ft h)

$\mu_W$  = Viscosidad del Fluido en el Lado Tubo a la  $T_w$  (lb/ft h)

Luego se calcula el coeficiente de transferencia de calor corregido en el lado tubo.

$$h_{i_o} = \frac{h_{i_o}}{\Phi_T} \times \Phi_T$$

**Ecuación 2.1.7.1-49**

Donde:

$h_{i_o}/\Phi_T$  = Relación del Coeficiente de Transferencia de calor con el factor de corrección de la viscosidad a través del Tubo (BTU/h ft<sup>2</sup>°F)

$h_{i_o}$  = Coeficiente Corregido de Transferencia a través del Tubo (BTU/h ft<sup>2</sup>°F)

$\Phi_T$  = Factor de Corrección por viscosidad en el Lado Tubo (Adimensional)

✓ **Lado Coraza:**

De igual modo se calcula el factor de corrección para el lado coraza por efectos de la variación de la viscosidad del fluido:

$$\Phi_C = \left( \frac{\mu_{CC}}{\mu_W} \right)^{0,14}$$

**Ecuación 2.1.7.1-50**

Donde:

$\Phi_C$  = Factor de Corrección por viscosidad en el Lado Coraza (Adimensional)

$\mu_{CC}$  = Viscosidad del Fluido en el Lado Coraza a la Temperatura Calórica (lb/ft h)

$\mu_W$  = Viscosidad del Fluido en el Lado Coraza a la  $T_w$  (lb/ft h)

Se multiplica el factor de corrección calculado por el coeficiente de transferencia y se obtiene el valor verdadero del coeficiente de transferencia de calor en el lado coraza.

$$h_o = \frac{h_o}{\Phi_C} \times \Phi_C$$

**Ecuación 2.1.7.1-51**

Donde:

$h_o/\Phi_C$  = Relación del Coeficiente de Transferencia del Lado Coraza con el factor de corrección de viscosidad del lado carcasa (BTU/h ft<sup>2</sup> °F)

$h_o$  = Coeficiente Corregido de Transferencia en el Lado Coraza (BTU/h ft<sup>2</sup> °F)

$\Phi_C$  = Factor de Corrección por viscosidad en el Lado Coraza (Adimensional)

**o) Coeficiente Total Limpio**

El coeficiente total limpio ( $U_c$ ) puede obtenerse independientemente de la ecuación de Fourier mediante los dos coeficientes de película, despreciando la resistencia de la pared del tubo, es decir que los lodos o basura no se han tomado en cuenta, mediante la siguiente ecuación:

$$U_c = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o}$$

**Ecuación 2.1.7.1-52**

Donde:

$h_o$  = Coeficiente Corregido de Transferencia en el Lado Coraza (BTU/h ft<sup>2</sup> °F).

$h_{i_o}$  = Coeficiente Corregido de Transferencia a través del Tubo (BTU/h ft<sup>2</sup> °F).

$U_c$  = Coeficiente Total Limpio (BTU/h ft<sup>2</sup> °F).

**p) Coeficiente Total de Diseño**

Los coeficientes totales de transferencia de calor de diseño o de lodos, deben ser determinados de la ecuación de Fourier cuando la superficie  $A_T$  es conocida y  $Q$  y  $\Delta t$  son calculados a partir de las condiciones de proceso.

Antes de Calcular el Coeficiente Total de Diseño, se debe calcular el área de transferencia total en el intercambiador de calor.

$$A_T = N^{\circ} \text{ tubos} \times L \times a''$$

**Ecuación 2.1.7.1-53**

Donde:

$A_T$  = Área total de transferencia de calor (ft<sup>2</sup>)

$N_T$  = Número de Tubos en el Intercambiador (Adimensional)

$L_T$  = Longitud de los Tubos (pies)

$a''$  = Área superficial por pie de Tubo (ft<sup>2</sup>/ft) (ANEXO G)

$$U_d = \frac{Q}{\Delta t \times A_T}$$

**Ecuación 2.1.7.1-54**

Donde:

$U_d$  = Coeficiente Total de Diseño (BTU/ h ft<sup>2</sup> °F)

$Q$  = Calor Total Transferido (BTU/h)

$\Delta t$  = Diferencia de Temperatura Verdadera (°F)

**q) FACTOR DE ENSUCIAMIENTO**

Finalmente se calcula el factor de ensuciamiento con los valores del coeficiente total de diseño y el coeficiente total limpio a través de la siguiente ecuación:

$$R_d = \frac{U_C - U_d}{U_C \times U_d}$$

**Ecuación 2.1.7.1-55**

Donde:

$R_d$  = Factor de ensuciamiento ( $\text{h ft}^2\text{°F/BTU}$ )

$U_d$  = Coeficiente Total de Diseño ( $\text{BTU/h ft}^2\text{°F}$ )

$U_C$  = Coeficiente Total Limpio ( $\text{BTU/h ft}^2\text{°F}$ ).

“Cuando  $R_d$  (depositado)  $>$   $R_d$  (permitido), el aparato no pasará una cantidad de calor igual a los requerimientos del proceso y debe ser limpiado.

Al diseñar una planta de proceso que contenga varios intercambiadores de calor, pero sin equipo alternante o de repuesto, el proceso deberá discontinuarse y el equipo limpiarse tan pronto como el primer intercambiador se obstruya.”<sup>25</sup>

### r) Caída de Presión

“La caída de presión permitida en un intercambiador es la presión estática del fluido que debe disiparse para mover el fluido a través del intercambiador.”<sup>26</sup>

La caída de presión se calcula a los intercambiadores que poseen ensuciamiento, para determinar en qué lado del intercambiador poseen obstrucción.

#### ✓ *Lado coraza*

La caída de presión a través de la coraza de un intercambiador es proporcional:

- Al número de veces que el fluido cruza el haz entre los deflectores.
- A la distancia a través del haz, cada vez que lo cruza.

Para determinar el número de cruces se hace uso de la siguiente ecuación:

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

**Ecuación 2.1.7.1-56**

Donde:

---

<sup>25</sup> KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. Distrito Federal - México. McGraw – Hill. 1999, p.p. 138

<sup>26</sup> KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. Distrito Federal - México. McGraw – Hill. 1999, p.p. 139

$N + 1$  = el número de veces que el haz se cruza

$N$  = es el número de deflectores.

$L$  = es la longitud del tubo en pies (in)

$B$  = Espaciado de los deflectores (in)

La ecuación isotérmica para el cálculo de la caída de presión para fluidos que se calientan o enfrían y que incluye las pérdidas de entrada y salida en la coraza es:

$$\Delta P_c = \frac{f G_c^2 D I_c (N + 1)}{2 g \rho \Phi_c} = \frac{f G_c^2 D I_c (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D e \gamma \Phi_c}$$

**Ecuación 2.1.7.1-57**

Donde:

$\Delta P_c$  = Caída de presión a través de la coraza (lb/in<sup>2</sup>)

$f$  = factor de fricción dimensional (ft<sup>2</sup>/in<sup>2</sup>)

$G_c$  = Velocidad Másica en la coraza (lb/h ft<sup>2</sup>)

$D I_c$  = Diámetro interno de la coraza (ft)

$D e$  = Diámetro equivalente (adimensional)

$\gamma$  = Gravedad específica (adimensional)

$\Phi_c$  = Razón de viscosidad (adimensional)

El diámetro equivalente usado para calcular la caída de presión es el mismo que para la transferencia de calor, se desprecia la fricción adicional de la coraza.

Para determinar el factor de fricción dimensional en (ft<sup>2</sup>/in<sup>2</sup>) se emplea el diagrama del ANEXO K.

#### ✓ **Lado Tubo**

Sieder y Tate han correlacionado los factores de fricción para fluidos que se calientan o enfrían en tubos. Esas correlaciones graficadas en forma dimensional aparecen en el ANEXO L y se usan en la ecuación:

$$\Delta P_t = \frac{f G_T^2 L_T n}{5,22 \times 10^{10} D I_T \gamma \Phi_T}$$

**Ecuación 2.1.7.1-58**

Donde:

n= Número de pasos

L<sub>T</sub>= Longitud del tubo (ft)

f= Factor de fricción (ft<sup>2</sup>/in<sup>2</sup>)

El flujo en los tubos cambia bruscamente de dirección por lo tanto existe una caída de presión adicional llamada pérdida de regreso y se consideran cuatro cabezas de velocidad por paso como pérdida. La cabeza velocidad ( $V^2/2g$ ) ha sido graficada en el ANEXO M contra la velocidad másica para un fluido con gravedad específica de 1, y la pérdida de regreso para cualquier fluido será:

$$\Delta P_r = \frac{4n}{\gamma} \times \frac{V^2}{2g}$$

**Ecuación 2.1.7.1-59**

Donde:

$\Delta P_r$  = Pérdida de regreso (lb/in<sup>2</sup>)

V= velocidad (ft/s)

$\gamma$ = Gravedad específica (adimensional)

g= aceleración de la gravedad (ft/in<sup>2</sup>)

Finalmente se suman las caídas de presiones para tener la caída de presión total en los tubos:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

**Ecuación 2.1.7.1-60**

Donde:

$\Delta P_T$ = Caída de presión total por el lado de los tubos

## 2.2 Datos Experimentales

### 2.2.1 Diagnóstico

#### 2.2.1.1 Tren de Pre calentamiento de Crudo

El crudo proveniente del Oriente ecuatoriano es almacenado en seis tanques (Y-T8001, Y-T8002, Y-T8003, Y-T8004, Y-T8046 y Y-T8047) los cuales están localizados fuera del límite de batería de la unidad No Catalíticas II.

Este crudo es desplazado mediante la bomba C-P34 A/B/C (dos bombas trabajan en paralelo y la tercera bomba es back up), hacia el primer tren de pre calentamiento en donde la corriente de crudo pasa por lado coraza para ser pre calentada cambiando calor sucesivamente en el C-E20, C-E21 y C-E22, luego la corriente de crudo pasa por lado tubo hacia el C-E44A/B. Después ingresa a una primera etapa de desalado en la desaladora C-V24 y a continuación a una segunda etapa de desalación en la C-V25.



Fuente: INTRIAGO, Ana. 2013

**Foto 2.2.1.1-1** Primer tren de pre calentamiento de crudo

A continuación se presenta una matriz operacional de cada uno de los intercambiadores del primer tren de pre calentamiento:

**Tabla 2.2.1.1-1** Matriz Operacional del Primer tren de Intercambiadores de calor

<b>INTERCAMBIADOR</b>	<b>OPERACIÓN</b>
C-E20	Intercambiar calor entre crudo carga por lado carcasa y nafta circulante por lado tubo.
C-E21	Intercambia calor entre crudo carga por lado carcasa y Jet Fuel por lado tubo.
C-E22	Intercambia calor entre crudo carga por lado carcasa y diesel por lado tubo.
C-E44 A/B	Intercambiar calor entre crudo reducido por lado carcasa y crudo carga por lado tubo y luego se dirige a las desaladoras C-V24 y C-V25.

**Fuente:** INTRIAGO, Ana. 2014

### **2.2.1.2 Tren de Pre calentamiento de Crudo Desalado**

La corriente de crudo desalado de la unidad No Catalíticas II es conducida por el lado tubo del intercambiador para precalentarse sucesivamente en el C-E23 A/ B, C-E45 y C-E46A/B/C. El crudo precalentado ingresa al horno de carga C-H2, y finalmente a la columna de destilación atmosférica C-V13.



**Fuente:** INTRIAGO, Ana. 2013

**Foto 2.2.1.2-1** Segundo tren de pre calentamiento de crudo

La matriz operacional del segundo tren de precalentamiento se indica en la siguiente tabla:

**Tabla 2.2.1.2-1** Matriz Operacional del Segundo Tren de Precalentamiento

<b>INTERCAMBIADOR</b>	<b>OPERACIÓN</b>
C-E23 A/B	Intercambia calor entre crudo desalado por lado tubo y diesel circulante por lado carcasa.
C-E45	Intercambia calor entre el crudo reducido por lado carcasa y crudo desalado por lado tubo.
C-E46 A/B/C	Intercambian calor por lado carcasa con residuo de vacío II y por lado tubo con crudo desalado. Luego este crudo precalentado y desalado se dirige al Horno C-H2.

Fuente: INTRIAGO, Ana. 2014

### **2.2.1.3** *Matriz Situacional del Tren de Precalentamiento de Crudo*

Una vez descrito el proceso de precalentamiento de crudo con sus dos fases, se procedió a realizar la siguiente matriz situacional:

**Tabla 2.2.1.3-1** Matriz Situacional del tren de precalentamiento de crudo de la Unidad No Catalíticas II

<b>FASE DE PROCESO</b>	<b>EQUIPO</b>	<b>VARIABLES DEL PROCESO</b>	<b>ESTADO DE FUNCIONAMIENTO</b>	<b>OBSERVACIÓN</b>
Primer Tren de Precalentamiento	C-E20	Flujo Temperatura Presión	Estado aceptable: Actualmente el haz de tubo se cambió por completo debido a un taponamiento de los mismos. Se encuentra ya montado y posee a la entrada del lado carcasa el C-TW 439 y a la salida el C-TW 437. En el lado tubo se encuentra el C-TW 438 a la salida y en tablero se tiene la presencia del C-TI 442 el cual indica la temperatura a la salida del C-E20 al C-E 21.	Este intercambiador se encuentra en buen estado, sin embargo no posee aislante en el lado carcasa.
	C-E21	Flujo Temperatura Presión	Estado poco aceptable. Solo se tiene a la entrada del lado carcasa el C-TI 442 y a la salida el C-TI 441 a la entrada del lado tubo, no posee ningún medidor de temperatura en el campo y la estructura metálica se encuentra un poco oxidada.	No posee aislante en el lado carcasa.
	C-E22	Flujo Temperatura Presión	Estado poco aceptable. A la entrada del lado carcasa se tiene el C- TW 447 y a la salida por el lado de los tubos en los diagramas P&ID posee el C-TW 449, pero en el campo ya no existe	Se encuentra recubierto por el lado carcasa completamente con aislante pero un poco deteriorado.
	C-E44 A/B	Flujo Temperatura Presión	Estado poco aceptable. Se tiene el C- TE 703 a la entrada del lado tubo del C -E44B y a la entrada del lado carcasa el C- TI 710.	El C-E44A posee una estructura metálica y aislante deteriorada.

Segundo Tren de Precaentamiento	C-E23 A/B	Flujo Temperatura Presión	Estado poco aceptable. A la salida del lado carcasa del C-E 23B se tiene en campo el C- TW 455 y por la entrada del lado tubo el C- TW 454	El C-E23A no posee estructura metálica que cubra el aislante, por tal motivo el mismo se encuentra deteriorado y existe pérdida de calor.
	C-E45	Flujo Temperatura Presión	Estado poco aceptable. A la salida del lado carcasa se tiene el C- TW 457 en campo, por el lado carcasa a la entrada se tiene el C-TW 597 y en el tablero a la salida del lado carcasa se tiene el C- TI 713.	Tanto la estructura metálica de este intercambiador como el aislante se encuentran en perfectas condiciones.
	C-E46 A/B/C	Flujo Temperatura Presión	Estado aceptable. Se tiene a la salida del lado carcasa el C- TW 706 y en el lado tubo el C- TI 456	Todos estos intercambiadores se encuentran en perfecto estado.

**Fuente:** INTRIAGO, Ana. 2014.

## 2.2.2 Datos

Los siguientes datos de campo se encuentran tabulados y fueron medidos por el lapso de 15 días laborables, cuando la Unidad No Catalíticas II estaba funcionando con 100% de carga y se encontraba estable, excluyendo momentos fortuitos como los cortes eléctricos.

### 2.2.2.1 Datos de Flujos de los Intercambiadores

El tipo de medidor de flujo que emplean todos los intercambiadores del sistema de precalentamiento de crudo son de placa de orificio, además los intercambiadores trabajan con flujos en contracorriente, a continuación se muestran los flujos de cada lado del intercambiador con su respectivo TAG:

**Tabla 2.2.2.1-1** Flujos de los Intercambiadores

<b>Intercambiador</b>	<b>Flujo de la Coraza (lb/h)</b>	<b>TAG</b>	<b>Flujo de los tubos (lb/h)</b>	<b>TAG</b>
C-E20	720 300,00	C-FC 821	584 615,00	C-FC 524 + C-FC 525
C-E21	720 300,00	C-FC 821	55 730,60	C-FC 443
C-E22	720 300,00	C-FC 821	156 095	C-FC 451
C-E44 A/B	173 062,67	C-FC 507	720 300,00	C-FC 821
C-E23 A/B	306 178,51	C-FC 503+ C-FC 504	720 300,00	C-FC 821
C-E45	176 164,98	C-FC 705	720 300,00	C-FC 821
C-E46 A/B/C	179 597,16	C-FC 214	720 300,00	C-FC 821

**Fuente:** INTRIAGO, Ana. 2014

### 2.2.2.2 Datos de Temperaturas de los Intercambiadores

Se determinó la media de los datos de temperatura en ambos trenes para tener un valor más representativo.

**Tabla 2.2.2.2-1** Temperaturas del Primer Tren de Pre calentamiento

N°	C-E20				C-E21				C-E22				C-E44 A/B			
	Lado Coraza		lado Tubo		Lado Coraza		lado Tubo		Lado Coraza		lado Tubo		Lado Coraza		lado Tubo	
	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)
1	84,5	160,5	253	180,4	148,5	165,6	314	166,5	161,6	215	428	207	439	257	214	217
2	85,3	161,7	258	180,3	149,8	165,4	313	163,2	161,4	217	428	203	427	257	217	219
3	84,2	160,8	257	181,3	148,8	166,3	314	165,4	163,3	216	427	209	442	259	216	215,8
4	83,9	160,3	248	179,9	150,9	162,1	313	165,3	162,1	216	425	208	406	260	210	220
5	85,1	162,7	256	181,3	151,1	162,4	314	165,8	162,4	216	428	210	431	260	215	216
6	83,2	162,7	255	179,5	149,7	161,6	316	164,2	161,6	217,3	433	207	431	259	216	222
7	84,5	162,3	257	180,2	148,4	164,5	317	164,1	162,5	216	425,1	211	434	259	218	214
8	84,9	161,2	257	180,1	148,3	162,8	313	165,8	162,8	217	434	204	430	259	218	221
9	82,7	160,1	258	180,3	149,1	162,1	314	164,1	163,6	218	429	212,3	423	260	219	219
10	83,6	160,9	258	181,2	149,5	162,4	313	164,3	163,4	218	431	207	431	259	216	217
11	83,4	158,9	258	179,8	150,8	162,6	312	166,5	154,6	215	432	205	432	260	220	220
12	84,6	158,7	259	180,7	148,4	162,1	313	166,6	151,4	218	433	207	429	259	217	223
13	84,8	159,8	256	179,6	149,7	162,4	316	164,5	153,4	217	431	209	426	261	215,7	215
14	84,1	160,8	254	181,4	150,8	162,1	316	167,1	152,1	218	434	206	423	258	218	217
15	84,3	161,9	257	178,8	150,3	163,5	312	164,7	152,4	217	437	206	428	259	218	220
$\bar{X}$	<b>84,20</b>	<b>160,88</b>	<b>256,05</b>	<b>180,32</b>	<b>149,60</b>	<b>163,19</b>	<b>314,00</b>	<b>165,20</b>	<b>159,17</b>	<b>216,75</b>	<b>430,33</b>	<b>207,41</b>	<b>428,73</b>	<b>259,06</b>	<b>216,50</b>	<b>218,37</b>

Fuente: INTRIAGO, Ana. 2014

**Tabla 2.2.2.2-2** Temperaturas del Segundo Tren de Pre calentamiento

N°	C-E23 A/B				C-E45				C-E46 A/B/C			
	Lado Coraza		lado Tubo		Lado Coraza		lado Tubo		Lado Coraza		lado Tubo	
	Te (°F)	Ts (°F)										
1	446	329	215	291	647	435	288	360	620	410	355	420
2	446	330	220	290	646	435	289	358	621	411	358	422
3	443	328	213	293	646	432	288	355	614	413	355	421
4	446	329	210	295	646	430,6	293	355	615	407	360	422
5	447	328	217	290	648	437	285	361	626	414	360	419,5
6	446	329	221	289	649	433	290	359	623	407	359	418
7	448	330	213	288	647	433	293	355	622	413	358	419
8	446	331	212	285	649	436	291	358	623	412	355	420
9	445	328	209	293	647	433	292	362	622	411	359	423
10	446	328	214	291	649	435	295	363	615	410	355	421
11	447	328	219	290	648	434	296,3	360	615	407	359	422
12	445	329	220	290	649	434	285	361	624	414	369,3	420
13	448	330	212,4	288	648	431	293	368	623	407	360	419
14	446	330	213	297	647	435	295	365,3	623	414	363	418
15	445	328	217	299,8	645	436	292	363	620	412	366	420
<b>X̄</b>	<b>446,00</b>	<b>329,00</b>	<b>215,00</b>	<b>291,30</b>	<b>647,41</b>	<b>434,01</b>	<b>291,00</b>	<b>360,20</b>	<b>620,39</b>	<b>410,79</b>	<b>359,40</b>	<b>420,30</b>

Fuente: INTRIAGO, Ana. 2014

## 2.3 Datos Adicionales

### 2.3.1 Propiedades de los Fluidos

**Tabla 2.3.1-1** Propiedades de los Fluidos

FLUIDO	GRAV. API	DESTILACIÓN TBP			DESTILACIÓN ASTM		
		T <sub>20</sub> (°F)	T <sub>50</sub> (°F)	T <sub>80</sub> (°F)	T <sub>10</sub> (°F)	T <sub>50</sub> (°F)	T <sub>90</sub> (°F)
Crudo Carga	24,123	318,2	553,712	1020,902	—	—	—
Nafta Circulante	50,213	—	—	—	249,98	321,08	369,86
Jet Fuel Producto	41,429	—	—	—	338	395,6	428
Diesel de Enfriamiento Producto	30,821	—	—	—	473,792	586,58	700,57
Diesel Circulante	31,480	—	—	—	458,114	577,256	697,244
Crudo Reducido	11,3762	—	—	—	747,05	980,006	1547,384
Residuo de Vacío II	7,2848	—	—	—	911,066	1126,778	1553,828

**Fuente:** Reporte de los análisis de laboratorio EPPETROECUADOR, ECOPEPETROL Y KBC.

### 2.3.2 Geometría de los Intercambiadores

**Tabla 2.3.2-1** Propiedades Geométricas de los Intercambiadores

Intercambiador	Lado Tubo						Lado Carcasa		
	N <sub>T</sub>	Longitud (ft)	DE <sub>T</sub> (in)	Espesor (BWG)	Espacio entre tubos Pt (in)	NP <sub>T</sub>	DI <sub>C</sub> (in)	Espacio entre Deflectores B (in)	NP <sub>C</sub>
C-E20	772	20,01	3/4	14	1	2	35,43	15,35	1
C-E21	456	20,01	3/4	14	1	6	29,53	15,75	1
C-E22	910	20,01	3/4	14	1	8	39,76	14,96	1
C-E44 A/B	724	16,01	3/4	14	1	4	35,04	7,87	2
C-E23 A/B	708	20,01	3/4	14	1	4	33,86	16,54	2
C-E45	724	16,01	3/4	14	1	2	35,04	7,87	1
C-E46 A/B/C	1010	20,01	3/4	14	1	6	39,02	10	3

**Fuente:** ATP y KBC

### 2.3.3 Datos de Diseño de los Intercambiadores

**Tabla 2.3.3-1** Datos de Diseño de los Intercambiadores

Intercambiador	Calor total transferido de diseño (BTU/h)	Factor de ensuciamiento requerido (h ft <sup>2</sup> °F/BTU)	Caída de presión (lb/in <sup>2</sup> )		Temperatura de diseño (°C)		Material	
			Lado Tubo	Lado Coraza	Lado Tubo	Lado Coraza	Lado Tubo	Lado Coraza
C-E20	2,510E+07	0,00300	9,9563	9,9563	196	121	A-179	A-516 Gr: 60
C-E21	9,246E+06	0,00130	9,9563	9,9563	224	149	A-179	A-516 Gr: 60
C-E22	2,413E+07	0,00130	9,9563	9,9563	310	177	A-268 Gr. TP 410	A-516 Gr: 60
C-E44 A/B	2,933E+07	0,00500	9,9563	9,9563	260	399	A-268 Gr. TP 410	A-516 Gr: 60 A-240 Gr.410-S
C-E23 A/B	3,079E+07	0,00130	9,9563	9,9563	196	316	A-268 Gr. TP 410	A-516 Gr: 60
C-E45	2,933E+07	0,00500	9,9563	9,9563	260	399	A-268 Gr. TP 410	A-516 Gr: 60 A-240 Gr.410-S
C-E46 A/B/C	2,800E+07	0,00500	9,9563	9,9563	245	385	A-179	SA-516 Gr: 70

Fuente: ATP y KBC

## CAPÍTULO III

### 3 OPTIMIZACIÓN DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO DE LA UNIDAD NO CATALÍTICAS II

#### 3.1 Cálculos

##### 3.1.1 Evaluación del Intercambiador C-E20

##### 3.1.1.1 Cálculo del Calor Total de Transferencia

Antes de calcular la Duty se determina: la densidad relativa estándar mediante la ecuación 2.1.7.1-4, el factor de caracterización  $K_W$  empleando la ecuación 2.1.7.1-7 y la temperatura de ebullición de ambos fluidos, para determinar el calor específico medio mediante la ecuación 2.1.7.1-8:

- ✓ Para determinar la temperatura de ebullición del crudo carga, se emplea Ecuación 2.1.7.1-5:

$$\gamma = \frac{141,5}{131,5 + 24,12}$$
$$\gamma = 0,909$$

$$T_b = \frac{318,2 + 553,712 + 1020,902}{3}$$
$$T_b = 630,938 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$K_W = \frac{\sqrt[3]{630,938 + 459,67}}{0,909}$$
$$K_W = 11,3205$$

- ✓ Para la nafta recirculante, se emplea Ecuación 2.1.7.1-6

$$\gamma = \frac{141,5}{131,5 + 50,2135}$$
$$\gamma = 0,779$$

$$T_b = \frac{249,98 + 2(321,08) + 369,86}{4}$$

$$T_b = 315,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$K_W = \frac{\sqrt[3]{315,5 + 459,67}}{0,779}$$

$$K_W = 11,797$$

Para determinar el calor específico medio, se extrae la temperatura media entre la temperatura de entrada y salida de cada fluido:

✓ Para el crudo la temperatura media será:

$$T_{media} = \frac{84,20 + 160,88}{2}$$

$$T_{media} = 122,54 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El calor específico medio del crudo se calcula mediante la ecuación 2.1.7.1-8:

$$C_{e_f} = [(0,6811 - 0,308 \times 0,909) + 122,54 (0,000815 - 0,000306 \times 0,909)] \times [0,055 \times 11,3207 + 0,35]$$

$$C_{e_f} = 0,4405 \frac{BTU}{lb \text{ } ^\circ\text{F}}$$

✓ Para la nafta circulante la temperatura media será:

$$T_{media} = \frac{256,05 + 180,32}{2}$$

$$T_{media} = 218,183 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El calor específico medio de la nafta circulante se calcula mediante la ecuación 2.1.7.1-8:

$$C_{e_c} = [(0,6811 - 0,308 \times 0,779) + 218,183 (0,000815 - 0,000306 \times 0,779)] \\ \times [0,055 \times 11,797 + 0,35]$$

$$C_{e_c} = 0,5664 \frac{BTU}{lb \text{ } ^\circ F}$$

El Calor Total transferido se determina empleando la Ecuación 2.1.7.1-2 o la Ecuación 2.1.7.1-3.

$$Q = 720300 \frac{lb}{h} \times 0,4565 \frac{BTU}{lb \text{ } ^\circ F} (158,79 - 95,67)^\circ F$$

$$Q = 2,5078 \times 10^7 \frac{BTU}{h}$$

### 3.1.1.2 Cálculo de la MLDT

Para el cálculo de la MLDT se emplea la ecuación 2.1.7.1-10

$$MLDT = \frac{(256,05 - 160,88) - (180,32 - 84,20)}{\ln \frac{(256,05 - 160,88)}{(180,32 - 84,20)}}$$

$$MLDT = 95,64 \text{ } ^\circ F$$

### 3.1.1.3 Cálculo del Factor de Corrección

Como se mencionó anteriormente para el cálculo del Ft, se requiere determinar las constantes R y S a partir de la ecuación 2.1.7.1-12 y 2.1.7.1-13

$$R = \frac{256,05 - 180,32}{160,88 - 84,20}$$

$$R = 0,988$$

$$S = \frac{160,88 - 84,20}{256,05 - 84,20}$$

$$S = 0,446$$

Para el cálculo del Ft se emplea la ecuación 2.1.7.1-11

$$Ft = \frac{\sqrt{0,988^2 + 1} \times \left[ \ln \left( \frac{1 - 0,446}{1 - 0,988 \times 0,446} \right) \right]}{(0,988 - 1) \times \left[ \ln \left( \frac{2 - 0,446 \times (0,988 + 1 - \sqrt{0,988^2 + 1})}{2 - 0,446 \times (0,988 + 1 + \sqrt{0,988^2 + 1})} \right) \right]}$$

$$Ft = 0,8834$$

### 3.1.1.4 Cálculo de la Diferencia de Temperatura Verdadera

Se determina este valor empleando la ecuación 2.1.7.1-17:

$$\Delta t = 0,8834 \times 95,64 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 84,486 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### 3.1.1.5 Cálculo de la Temperatura Calórica

Para su cálculo, se determina  $K_c$  con la gravedad API del fluido en el lado coraza, y la diferencia de temperatura de entrada y salida en la coraza, empleando el ANEXO F.

$$(t_2 - t_1) = (160,88 - 84,20) \text{ } ^\circ\text{F} = 76,68 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$K_c = 0,42$$

Luego se determina la relación  $\Delta T_f / \Delta T_c$ :

Donde:

$$\Delta T_c = (T_1 - t_2) = (256,05 - 160,88) \text{ } ^\circ\text{F} = 95,17 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_f = (T_2 - t_1) = (180,32 - 84,20) \text{ } ^\circ\text{F} = 96,12 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_f / \Delta T_c = \frac{96,12 \text{ } ^\circ\text{F}}{95,17 \text{ } ^\circ\text{F}} = 1,010$$

Y con estos valores se interpola en ANEXO F el Factor de Corrección de la Temperatura Calórica:

$$F_c = 0,47$$

La temperatura calórica se determina empleando la ecuación 2.1.7.1-18 para el fluido caliente y la ecuación 2.1.7.1-19 para el fluido frío:

- ✓ Para la nafta circulante la temperatura calórica será:

$$T_C = 180,32 \text{ °F} + 0,47 \times (256,05 - 180,32) \text{ °F}$$

$$T_C = 215,91 \text{ °F}$$

- ✓ Para el crudo carga la temperatura calórica será:

$$t_C = 84,20 \text{ °F} + 0,47 \times (160,88 - 84,20) \text{ °F}$$

$$t_C = 120,2396 \text{ °F}$$

### 3.1.1.6 Cálculo del área de flujo y la Velocidad Másica

El área de flujo se determina tanto para el lado tubo como para el lado coraza, empleando la ecuación 2.1.7.1-20 y 2.1.7.1-23 respectivamente:

Para el lado de los tubos, se requiere saber el área de flujo por un tubo, que se encuentra en el ANEXO G, sabiendo que el diámetro externo de cada tubo es  $\frac{3}{4}$  y el calibre es 14 BWG:

$$a_T = \frac{772 \times 0,2679 \text{ in}^2}{144 \text{ in}^2 \times 2} \times 1 \text{ ft}^2$$

$$a_T = 0,71812 \text{ ft}^2$$

La velocidad másica en el lado tubo se halla empleando la ecuación 2.1.7.1-21

$$G_T = \frac{584615 \frac{\text{lb}}{\text{h}}}{0,71812 \text{ ft}^2}$$

$$G_T = 814090,02 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}$$

Par el lado de la coraza, se determina el claro o espaciado libre entre los tubos, a partir de los datos de la tabla 2.3.2-1:

$$C' = 1 \text{ in} - \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$C' = \frac{1}{4} \text{ in}$$

En la tabla 2.3.2-1 se encuentran los datos de B y DIc, que se emplean en la Ecuación 2.1.7.1-23 para calcular el área de flujo por el lado de la carcasa:

$$a_c = \frac{35,433 \text{ in} \times 0,25 \text{ in} \times 15,35 \text{ in}}{144 \text{ in}^2 \times 1 \text{ in}} \times 1 \text{ ft}^2$$

$$a_c = 0,9445 \text{ ft}^2$$

La velocidad másica en el lado coraza, se calcula empleando la ecuación 2.1.7.1-24 es:

$$G_c = \frac{720300 \frac{\text{lb}}{\text{h}}}{0,9445 \text{ ft}^2}$$

$$G_c = 762598,971 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}$$

### 3.1.1.7 Cálculo de la Viscosidad dinámica de la Nafta recirculante

Primero se calcula la viscosidad cinemática de la nafta circulante a 100 °F y 210 °F, empleando las ecuaciones 2.1.7.1-25 y 2.1.7.1.26

$$\log \nu_{100}$$

$$= 4,39371 - 1,94733 \times 11,7976 + 0,12769 \times 11,7976^2 + (3,2629 \times 10^{-4} \times 50,2134^2)$$

$$- (1,18246 \times 10^{-2} \times 11,7976 \times 50,2134)$$

$$+ \frac{(0,171617 \times 11,7976^2 + 10,9943 \times 50,2134 + 9,50663 \times 10^{-2} \times 50,2134^2 - 0,860218 \times 11,7976 \times 50,2134)}{(50,2134 + 50,3642 - 4,78231 \times 11,797)}$$

$$\log \nu_{100} = -0,059291733$$

$$\nu_{100} = 0,872385156 \text{ cSt}$$

$$\begin{aligned} \log \nu_{210} &= -0,463634 - 0,166532 \times 50,2134 + (5,13447 \times 10^{-4} \times 50,2134^2) \\ &- (8,48995 \times 10^{-3} \times 11,7976 \times 50,2134) \\ &+ \frac{(8,0325 \times 10^{-2} \times 11,7976 + 1,24899 \times 50,2134 + 0,19768 \times 50,2134^2)}{(50,2134 + 26,786 - 2,6269 \times 11,7976)} \end{aligned}$$

$$\log \nu_{210} = -0,335193206$$

$$\nu_{210} = 0,462175366 \text{ cSt}$$

Para el cálculo de la viscosidad dinámica, se parte de las viscosidades cinemáticas a 100 °F y 210 °F y se emplean las ecuaciones 2.1.7.1-27, 2.1.7.1-28, 2.1.7.1-29, 2.1.7.1-30 y 2.1.7.1-31.

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0,872385156 \text{ cSt} + 0,7 + e^{[-1,47 - (1,84 \times 0,872385156 \text{ cSt}) - (0,51 \times 0,872385156 \text{ cSt}^2)]} \\ Z_1 &= 1,603710519 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z_2 &= 0,462175366 \text{ cSt} + 0,7 + e^{[-1,47 - (1,84 \times 0,462175366 \text{ cSt}) - (0,51 \times 0,462175366 \text{ cSt}^2)]} \\ Z_2 &= 1,250270166 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B &= \frac{\log(\log 1,603710519) - \log(\log 1,250270166)}{\log 559,67 - \log 669,67} \\ B &= -4,17344 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z &= 10^{10[\log(\log(1,603710519)) - [4,17344 \times \log(685,3)] - \log(559,67)]} \\ Z &= 1,2403 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \nu &= 1,2403 - 0,7 - e^{[-0,7487 - 3,295(1,2403 - 0,7) + 0,6119(1,2403 - 0,7)^2 - 0,3193(1,2403 - 0,7)^3]} \\ \nu &= 0,4496 \text{ cSt} \end{aligned}$$

La viscosidad cinemática anteriormente calculada es a la temperatura calórica, esta viscosidad se la transforma a viscosidad dinámica con las ecuaciones 2.1.7.1-38 y 2.1.7.1-39.

$$\begin{aligned} \rho_l &= 0,7787 \times 1 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \\ \rho_l &= 0,7787 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \end{aligned}$$

$$\mu = 0,7787 \frac{g}{cm^3} \times 0,4496 \frac{mm^2}{s} \times \frac{1cm^2}{100 mm^2} \times \frac{1cP}{0,01 P}$$

$$\mu = 0,3501 cP \times \frac{2,42 \frac{lb}{ft h}}{1cP}$$

$$\mu_T = 0,8469 \frac{lb}{ft h}$$

### 3.1.1.8 Cálculo de la Viscosidad dinámica del Crudo

Se calcula primero la viscosidad cinemática del crudo a 100°F empleando la Ecuación 2.1.7.1-32 a partir de las ecuaciones 2.1.7.1-33, 2.1.7.1-34, 2.1.7.1-35, 2.1.7.1-36, en donde la temperatura de ebullición es la calculada anteriormente:

$$A_1 = 3,49310 \times 10^1 + (-8,84387 \times 10^{-2} \times 1090,608^\circ R)$$

$$+ (6,73513 \times 10^{-5} \times (1090,608^\circ R)^2)$$

$$+ (-1,01394 \times 10^{-8} \times (1090,608^\circ R)^3)$$

$$A_1 = 5,4356$$

$$A_2 = -2,02649 \times 10^1 + (6,98405 \times 10^{-3} \times 1090,608^\circ R)$$

$$+ (-5,09947 \times 10^{-6} \times (1090,608^\circ R)^2)$$

$$+ (7,49378 \times 10^{-10} \times (1090,608^\circ R)^3)$$

$$A_2 = -0,4029$$

$$v_{cor} = 10^{[5,4356 + (-0,4029 \times 11,3207)]}$$

$$v_{cor} = 7,474768779 cSt$$

$$v_{ref} = 10^{-1,35579 + (8,16059 \times 10^{-4} \times 1090,608^\circ R) + (8,38505 \times 10^{-7} \times (1090,608^\circ R)^2)}$$

$$v_{ref} = 3,400556245 cSt$$

$$v_{100} = 3,400556245 cSt + 7,474768779 cSt$$

$$v_{100} = 10,87532502 cSt$$

Luego se calcula la viscosidad cinemática del crudo a 210°F empleando la Ecuación 2.1.7.1-37:

$$\log v_{210} = -1,92353 + (2,41071 \times 10^{-4} \times 1090,608^{\circ}R) + 0,511300 \\ \times \log(1090,608^{\circ}R) \times 0,87532502 \text{ cSt} \\ v_{210} = 2,650 \text{ cSt}$$

Con las viscosidades a 100 y 210 °F se procede a determinar la viscosidad a la temperatura calórica:

$$Z_1 = 10,87532502 \text{ cSt} + 0,7 + e^{[-1,47 - (1,84 \times 10,87532502 \text{ cSt}) - (0,51 \times 10,87532502 \text{ cSt}^2)]} \\ Z_1 = 11,6$$

$$Z_2 = 2,650 \text{ cSt} + 0,7 + e^{[-1,47 - (1,84 \times 2,650 \text{ cSt}) - (0,51 \times 2,650 \text{ cSt}^2)]} \\ Z_2 = 3,35$$

$$B = \frac{\log(\log 11,6) - \log(\log 3,35)}{\log 559,67 - \log 669,67} \\ B = -3,9402$$

$$Z = 10^{10[\log(\log(11,6)) - 3,9402 \times \log(579,9096) - \log(559,67)]} \\ Z = 8,4075$$

$$v = 8,4075 - 0,7 - e^{[-0,7487 - 3,295(8,4075 - 0,7) + 0,6119(8,4075 - 0,7)^2 - 0,3193(8,4075 - 0,7)^3]} \\ v = 7,707536437 \text{ cSt}$$

La viscosidad cinemática anteriormente calculada es a la temperatura calórica, esta viscosidad se la transforma a viscosidad dinámica con las ecuaciones 2.1.7.1-38 y 2.1.7.1-39.

$$\rho_l = 0,9093 \times 1 \frac{g}{cm^3} \\ \rho_l = 0,9093 \frac{g}{cm^3}$$

$$\mu = 0,9093 \frac{g}{cm^3} \times 7,70754 \frac{mm^2}{s} \times \frac{1cm^2}{100 mm^2} \times \frac{1cP}{0,01 P} \\ \mu = 7,0083 \text{ cP} \times \frac{2,42 \frac{lb}{ft h}}{1cP} \\ \mu_c = 16,9535 \frac{lb}{ft h}$$

### 3.1.1.9 Cálculo del Número de Reynolds

El diámetro interno de los tubos según el ANEXO G es 0,584 in, por lo tanto el número de Reynolds del lado tubo de acuerdo a la ecuación 2.1.7.1-40 será:

$$NRe_T = \frac{\frac{0,584 \text{ in}}{12 \text{ in}} \times 1 \text{ ft} \times 814090,02 \frac{\text{ lb}}{\text{ h ft}^2}}{0,846908424 \frac{\text{ lb}}{\text{ ft h}}}$$
$$NRe_T = 46780,7927$$

Para el lado coraza se emplea la ecuación 2.1.7.1-41 para determinar el diámetro equivalente y la ecuación 2.1.7.1-42 para determinar el número de Reynolds:

$$De = \frac{4 \left( (1 \text{ in})^2 - \frac{\pi \times (0,75 \text{ in})^2}{4} \right)}{\pi \times (0,75 \text{ in})^2}$$
$$De = 0,947652726 \text{ in} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}}$$
$$De = 0,07897 \text{ ft}$$

$$NRe_C = \frac{0,07897 \text{ ft} \times 762598,971 \frac{\text{ lb}}{\text{ h ft}^2}}{16,9535 \frac{\text{ lb}}{\text{ ft h}}}$$
$$NRe_C = 3552,269$$

### 3.1.1.10 Cálculo del Factor de transferencia de Calor

Se calcula  $j_H$  para el lado tubo empleando el ANEXO H a partir del número de Reynolds y la siguiente relación:

$$L_T/DI_T = 20,01 \text{ ft} / 0,04866 \text{ ft} = 411,2285$$
$$NRe_T = 46780,7927$$
$$\therefore j_{HT} = 140$$

Para el lado coraza se usa el ANEXO I, los resultados del número de Reynolds del lado de la coraza:

$$NRe_C = 3552,269$$

$$\therefore j_{H_C} = 32$$

### 3.1.1.11 Cálculo del Calor específico a la temperatura calórica

El calor específico de la nafta circulante a la temperatura calórica se calcula mediante la ecuación 2.1.7.1-8:

$$C e_c = [(0,6811 - 0,308 \times 0,7787) + 215,911 (0,000815 - 0,000306 \times 0,7787)] \\ \times [0,055 \times 11,7976 + 0,35]$$

$$C e_c = 0,5651 \frac{BTU}{lb \text{ } ^\circ F}$$

El calor específico del crudo se calcula mediante la ecuación 2.1.7.1-8:

$$C e_f = [(0,6811 - 0,308 \times 0,909) + 120,2396 (0,000815 - 0,000306 \times 0,909)] \\ \times [0,055 \times 11,3207 + 0,35]$$

$$C e_f = 0,45228 \frac{BTU}{lb \text{ } ^\circ F}$$

### 3.1.1.12 Cálculo de la conductividad térmica

Para mayor exactitud se emplea la ecuación 2.1.7.1-43:

✓ **Lado tubo:**

$$k_T = \frac{0,118}{0,7787} \times [1 - 0,00054 \times (375,323 + 273,15)] \times 577,789 \\ k_T = 0,08272 \text{ BTU/h ft } ^\circ F$$

✓ **Lado coraza:**

$$k_C = \frac{0,118}{0,909} \times [1 - 0,00054 \times (322,172 + 273,15)] \times 577,789 \\ k_C = 0,07299 \frac{BTU}{h} \text{ ft } ^\circ F$$

### 3.1.1.13 Cálculo del Coeficiente de Transferencia de Calor

✓ **Lado tubo:**

Se calcula utilizando las propiedades del fluido calculadas a la temperatura calórica, mediante las ecuaciones 2.1.7.1-44 y 2.1.7.1-45.

$$\frac{h_i}{\Phi_T} = 140 \left( \frac{0,08272 \text{ BTU/h ft } ^\circ\text{F}}{0,04866 \text{ ft}} \right)^3 \sqrt[3]{\frac{0,5651 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} \times 0,846908424 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}}{0,08272 \text{ BTU/h ft } ^\circ\text{F}}}$$

$$\frac{h_i}{\Phi_T} = 427,212 \text{ BTU/h ft } ^2\text{ } ^\circ\text{F}$$

Coefficiente de Transferencia a través del Tubo es:

$$\frac{h_{i_o}}{\Phi_T} = 427,212 \text{ BTU/h ft } ^2\text{ } ^\circ\text{F} \times \left( \frac{0,04866 \text{ ft}}{0,75 \text{ in} \times \frac{12 \text{ ft}}{1 \text{ in}}} \right)$$

$$\frac{h_{i_o}}{\Phi_T} = 332,66 \text{ BTU/h ft } ^2\text{ } ^\circ\text{F}$$

✓ **Lado carcasa:**

El coeficiente de transferencia de calor en el lado coraza se calcula mediante la ecuación 2.1.7.1-46, utilizando las propiedades del fluido calculadas a la temperatura calórica.

$$\frac{h_o}{\Phi_c} = 32 \left( \frac{0,07299 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} \text{ ft } ^\circ\text{F}}{0,07897 \text{ ft}} \right)^3 \sqrt[3]{\frac{0,4528 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} \times 16,9535 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}}{0,07299 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} \text{ ft } ^\circ\text{F}}}$$

$$\frac{h_o}{\Phi_c} = 139,623 \text{ BTU/h ft } ^2\text{ } ^\circ\text{F}$$

### 3.1.1.14 Cálculo de la Temperatura en la Pared de los Tubos

La temperatura de la pared de los tubos se determina con la ecuación 2.1.7.1-47:

$$T_w = 215,911 \text{ } ^\circ\text{F} - \left[ \frac{139,623 \text{ BTU/h ft } ^2\text{ } ^\circ\text{F}}{(139,623 + 332,66) \frac{\text{BTU}}{\text{h ft } ^2\text{ } ^\circ\text{F}}} \times (215,91 - 120,239) ^\circ\text{F} \right]$$

$$T_w = 187,627 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### 3.1.1.15 Cálculo de la Viscosidad dinámica de la Nafta recirculante a $T_w$

Se calcula la viscosidad dinámica de la nafta recirculante a la temperatura de la pared de los tubos, calculado en el paso anterior:

$$Z = 10^{10[\log(\log(1,603710))-4,17344 \times \log(647,2972) - \log(559,67)]}$$

$$Z = 1,29355$$

$$\nu = 1,29355 - 0,7 - e^{[-0,7487 - 3,295(1,29355 - 0,7) + 0,6119(1,29355 - 0,7)^2 - 0,3193(1,29355 - 0,7)^3]}$$

$$\nu = 0,5159 \text{ cSt}$$

La viscosidad cinemática anteriormente calculada a la temperatura de pared de los tubos, se transforma a viscosidad dinámica con las ecuaciones 2.1.7.1-38 y 2.1.7.1-39.

$$\rho_l = 0,7787 \times 1 \frac{g}{cm^3}$$

$$\rho_l = 0,7787 \frac{g}{cm^3}$$

$$\mu = 0,7787 \frac{g}{cm^3} \times 0,5159 \frac{mm^2}{s} \times \frac{1cm^2}{100 mm^2} \times \frac{1cP}{0,01 P}$$

$$\mu = 0,4017 \text{ cP} \times \frac{2,42 \frac{lb}{ft h}}{1cP}$$

$$\mu_{wT} = 0,9718 \frac{lb}{ft h}$$

### 3.1.1.16 Cálculo de la Viscosidad dinámica del Crudo a $T_w$

La viscosidad cinemática del crudo a la temperatura de pared de los tubos es:

$$Z = 10^{10[\log(\log(11,6)) - 3,94021 \times \log(647,2972) - \log(559,67)]}$$

$$Z = 3,9774$$

$$\nu = 3,9774 - 0,7 - e^{[-0,7487 - 3,295(3,9774 - 0,7) + 0,6119(3,9774 - 0,7)^2 - 0,3193(3,9774 - 0,7)^3]}$$

$$\nu = 3,2774 \text{ cSt}$$

La viscosidad cinemática calculada a la temperatura de pared de los tubos se transforma a viscosidad dinámica con las ecuaciones 2.1.7.1-38 y 2.1.7.1-39.

$$\rho_l = 0,9093 \times 1 \frac{g}{cm^3}$$

$$\rho_l = 0,9093 \frac{g}{cm^3}$$

$$\mu = 0,9093 \frac{g}{cm^3} \times 3,2774 \frac{mm^2}{s} \times \frac{1cm^2}{100 mm^2} \times \frac{1cP}{0,01 P}$$

$$\mu = 2,98cP \times \frac{2,42 \frac{lb}{ft h}}{1cP}$$

$$\mu_{wc} = 7,209 \frac{lb}{ft h}$$

### 3.1.1.17 Corrección de los Coeficientes de Transferencia de Calor

#### ✓ Lado Tubo

Se calcula el verdadero valor del coeficiente de transferencia de calor en el lado tubo mediante un factor de corrección de la viscosidad que a su vez también ha variado, empleando la ecuación 2.1.7.1-48 y 2.1.7.1-49.

$$\Phi_T = \left( \frac{0,8469 \text{ lb/ft h}}{0,9718 \text{ lb/ft h}} \right)^{0,14}$$

$$\Phi_T = 0,9809$$

$$h_{i_o} = 332,66 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F} \times 0,9809$$

$$h_{i_o} = 326,309 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F}$$

#### ✓ Lado Coraza:

Por efectos de la variación de la viscosidad del fluido se calcula el factor de corrección y el verdadero valor del coeficiente de transferencia de calor en el lado coraza empleando las ecuaciones 2.1.7.1-50 y 2.1.7.1-51.

$$\Phi_c = \left( \frac{16,9534 \text{ lb/ft h}}{7,20911 \text{ lb/ft h}} \right)^{0,14}$$

$$\Phi_c = 1,1271$$

$$h_o = 139,62 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F} \times 1,1271$$

$$h_o = 157,3797 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F}$$

### 3.1.1.18 Cálculo del coeficiente Total Limpio

El coeficiente total limpio se calcula empleando la ecuación 2.1.7.1-52

$$U_c = \frac{326,309 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F} \times 157,3797 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F}}{326,309 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F} + 157,3797 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F}}$$
$$U_c = 106,1725 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F}$$

### 3.1.1.19 Cálculo del Coeficiente Total de Diseño

Primero se debe calcular el área de Transferencia en el Intercambiador, mediante la ecuación 2.1.7.1-53 y el valor del área superficial por pie de Tubo que se halla en el ANEXO G.

$$A_T = 772 \times 20,01 \text{ ft} \times 0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}$$
$$A_T = 3032,860761 \text{ ft}^2$$

Luego se calcula el coeficiente total de diseño mediante la ecuación 2.1.7.1-54:

$$U_d = \frac{2,5078 \times 10^7 \text{ BTU/h}}{84,4863 \text{ °F} \times 3032,860761 \text{ ft}^2}$$
$$U_d = 97,8708 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F}$$

### 3.1.1.20 Cálculo del Factor de Obstrucción

De acuerdo a Kern el factor de ensuciamiento requerido está en función al fluido con el que intercambia calor el crudo, y cada intercambiador se diseña con este factor de acuerdo a la tabla 2.3.3-1 y si sobrepasa este valor se entiende que está sucio.

Para el cálculo se emplea la ecuación 2.1.7.1-55:

$$R_d = \frac{106,1725 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F} - 97,8708 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F}}{106,1725 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F} \times 97,8708 \text{ BTU/h ft}^2\text{°F}}$$
$$R_d = 0,0007989 \text{ h ft}^2\text{°F/BTU}$$

### 3.1.2 Propuesta de Optimización

#### 3.1.2.1 Soporte Técnico

**Tabla 3.1.2.1-1** Plan de Mejora de los trenes de precalentamiento de crudo

INTERCAMBIADOR	SOPORTE TÉCNICO		ACCIÓN(ES) A REALIZAR
	Determinación	Unidades	
C-E20	Duty Coeficiente de diseño Coeficiente total limpio Caída de Presión Factor de ensuciamiento	BTU/h BTU/h ft <sup>2</sup> °F BTU/h ft <sup>2</sup> °F lb/in <sup>2</sup> h ft <sup>2</sup> °F/BTU	<p>Se colocará aislante y protegerá con una estructura metálica Anticorrosiva de Aluminio con revestimiento de cartón en el lado coraza.</p> <p>Se instalará un medidor de Flujo tipo placa de orificio a la entrada del lado tubo con las siguientes especificaciones: 10" x2ft x 2"</p> <p>Finalmente se requiere de un medidor de temperatura (TH local bimetálico) a la salida del lado tubo. 0-200°C ½ 12"</p>

<p>C-E21</p>	<p>Duty  Coeficiente de diseño  Coeficiente total limpio  Caída de Presión  Factor de ensuciamiento</p>	<p>BTU/h  BTU/h ft<sup>2</sup> °F  BTU/h ft<sup>2</sup> °F  lb/in<sup>2</sup>  h ft<sup>2</sup>°F/BTU</p>	<p>Limpieza de coraza y baqueteo de tubos.</p> <p>Se colocará aislante y se protegerá con estructura metálica Anticorrosiva de Al con revestimiento de cartón en el lado coraza.</p> <p>Se instalará un medidor de Flujo tipo placa de orificio: a la entrada del lado tubo con la siguiente especificación: 6" x2ft x 1,5"</p> <p>Se pondrá un medidor de temperatura (TH local bimetálico):</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- a la entrada del lado carcasa (0-200°C ½ 12")</li> <li>- a la salida de lado carcasa (0-200°C ½ 12")</li> <li>- a la entrada del lado tubo (0-300°C ½ 18")</li> <li>- y la salida del lado tubo (0-300°C ½ 18")</li> </ul>
--------------	---	---	---

<p>C-E22</p>	<p>Duty  Coeficiente de diseño  Coeficiente total limpio  Caída de Presión  Factor de ensuciamiento</p>	<p>BTU/h  BTU/h ft<sup>2</sup> °F  BTU/h ft<sup>2</sup> °F  lb/in<sup>2</sup>  h ft<sup>2</sup>°F/BTU</p>	<p>Limpieza de coraza y baqueteo de tubos.</p> <p>Se cambiará el aislante que se encuentra deteriorado y se protegerá con estructura metálica Anticorrosiva de Al con revestimiento de cartón en el lado coraza.</p> <p>Se instalará un medidor de Flujo tipo placa de orificio: a la entrada del lado tubo con la siguiente especificación:  8" x 2ft x 1,5"</p> <p>Se pondrá un medidor de temperatura (TH local bimetálico):</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- a la salida de lado carcasa (0-200°C ½ 12")</li> <li>- a la entrada del lado tubo (0-400°C ½ 12")</li> <li>- y la salida del lado tubo (0-400°C ½ 12")</li> </ul>
--------------	---	---	--

<p>C-E44 A/B</p>	<p>Duty  Coeficiente de diseño  Coeficiente total limpio  Caída de Presión  Factor de ensuciamiento</p>	<p>BTU/h  BTU/h ft<sup>2</sup> °F  BTU/h ft<sup>2</sup> °F  lb/in<sup>2</sup>  h ft<sup>2</sup>°F/BTU</p>	<p>Cambio del haz de tubos.</p> <p>Se colocará aislante y se protegerá con estructura metálica Anticorrosiva de Al con revestimiento de cartón en el lado coraza al C-E44A</p> <p>Se instalará un medidor de Flujo tipo placa de orificio: a la entrada del lado coraza con la siguiente especificación: 8" x2ft x 1,5"</p> <p>Se pondrá un medidor de temperatura (TH local bimetálico):</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- a la entrada del lado carcasa (0-400°C ½ 12")</li> <li>- a la salida de lado carcasa (0-400°C ½ 12")</li> <li>- a la entrada del lado tubo (0-300°C ½ 18")</li> <li>- y la salida del lado tubo (0-300°C ½ 18")</li> </ul>
------------------	---	---	---

<p>C-E23 A/B</p>	<p>Duty  Coeficiente de diseño  Coeficiente total limpio  Caída de Presión  Factor de ensuciamiento</p>	<p>BTU/h  BTU/h ft<sup>2</sup> °F  BTU/h ft<sup>2</sup> °F  lb/in<sup>2</sup>  h ft<sup>2</sup>°F/BTU</p>	<p>Limpieza de coraza y baqueteo de tubos.</p> <p>Se colocará aislante y se protegerá con estructura metálica Anticorrosiva de Al con revestimiento de cartón en el lado coraza al C-E23A</p> <p>Se instalará un medidor de Flujo tipo placa de orificio: a la entrada del lado coraza con la siguiente especificación: 8” x2ft x 1,5”</p> <p>Se pondrá un medidor de temperatura (TH local bimetálico):</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- a la entrada del lado carcasa (0-400°C ½ 12")</li> <li>- y la salida del lado tubo (0-300°C ½ 18")</li> </ul>
------------------	---	---	---

<p style="text-align: center;">C-E45</p>	<p style="text-align: center;">Duty Coeficiente de diseño Coeficiente total limpio Caída de Presión Factor de ensuciamiento</p>	<p style="text-align: center;">BTU/h BTU/h ft<sup>2</sup> °F BTU/h ft<sup>2</sup> °F lb/in<sup>2</sup> h ft<sup>2</sup>°F/BTU</p>	<p>Se instalará un medidor de Flujo tipo placa de orificio: a la entrada del lado coraza con la siguiente especificación: 8" x2ft x 1,5"</p> <p>Se pondrá un medidor de temperatura (TH local bimetálico):</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- a la entrada del lado tubo (0-300°C ½ 18")</li> <li>- y la salida del lado tubo (0-300°C ½ 18")</li> </ul>
<p style="text-align: center;">C-E46 A/B/C</p>	<p style="text-align: center;">Duty Coeficiente de diseño Coeficiente total limpio Caída de Presión Factor de ensuciamiento</p>	<p style="text-align: center;">BTU/h BTU/h ft<sup>2</sup> °F BTU/h ft<sup>2</sup> °F lb/in<sup>2</sup> h ft<sup>2</sup>°F/BTU</p>	<p>Se instalará un medidor de Flujo tipo placa de orificio: a la entrada del lado tubo con la siguiente especificación: 8" x2ft x 1,5"</p> <p>Se pondrá un medidor de temperatura (TH local bimetálico):</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- a la entrada del lado carcasa (0-400°C ½ 12")</li> <li>- a la entrada del lado tubo (0-300°C ½ 18")</li> <li>- y la salida del lado tubo (0-300°C ½ 18")</li> </ul>

Fuente: INTRIAGO, Ana. 2014

### 3.1.2.2 Soporte Económico

**Tabla 3.1.2.2-1** Requerimiento de presupuesto

MATERIAL	CARACTERÍSTIC A	CANTIDAD	VALOR UNITARIO	VALOR TOTAL	OBSERVACIÓN
Aislantes para líneas y carcasas de los intercambiadores (lámina)	(lámina) 48"x120"x2"	35	\$ 120,00	\$ 4.200,00	25 láminas para 70 m de tubería aprox y 10 láminas para intercambiadores
Medidores de flujo (Placas Orificio)	6" x 2ft x 1,5"	1	\$ 9,95	\$ 9,95	C-E21
	8" x 2ft x 1,5"	5	\$ 9,97	\$ 49,85	C-E22, C-E 44 A/B, C-E23 A/B, C-E45, C-E46 A/B/C
	10" x 2ft x 2"	1	\$ 38,65	\$ 38,65	C-E20
Material anticorrosivo de Al con revestimiento de cartón	1 m ancho x 30 m de largo	5	\$ 690,00	\$ 3.450,00	C-E20, C-E21, C-E22, C-E44A, C-E23A y tuberías.
TH local bimetálico	0-200°C ½ 12"	4	\$ 57,20	\$ 228,80	C-E20, C-E21, C-E22,
	0-300°C ½ 18"	9	\$ 135,90	\$ 1.223,10	C-E21, C-E44 A/B, C-E23 A/B, C-E45, C-E46 A/B/C
	0-400°C ½ 12"	6	\$ 67,69	\$ 406,14	C-E22, C-E 44 A/B, C-E23 A/B, C-E46 A/B/C
Haz de tubos nuevos	724 tubos (A-268 Gr. TP 410)	2	\$145.000,00	\$ 290.000,00	C-E44 A/B
Limpieza mecánica de tubos	Limpieza de coraza y baqueteo de tubos	6	\$15.000,00	\$ 90.000,00	C-E21, C-E22, C-E23 A/B
			<b>TOTAL</b>	\$ 389.606,49	

Fuente: INTRIAGO, Ana. 2014

### 3.2 Resultados

**Tabla 3.2-1** Resultados de la evaluación de los intercambiadores

FASE DEL PROCESO	INTERCAMBIADOR	Porcentaje de calor perdido (%)	Calor total transferido calculado (BTU/h)	Coefficiente total limpio (BTU/h ft <sup>2</sup> °F)	Coefficiente de diseño o lodos (BTU/h ft <sup>2</sup> °F)	Factor de ensuciamiento calculado (h ft <sup>2</sup> °F/BTU)	Caída de presión en la coraza (lb/in <sup>2</sup> )	Caída de presión en los tubos (lb/in <sup>2</sup> )	Estado de Intercambiador
PRIMER TREN DE PRECALENTAMIENTO	C-E20	0,10	2,508E+07	106,1725	97,8708	0,00080	-----	-----	Limpio
	C-E21	50,06	4,618E+06	74,0596	50,4174	0,00633	17,57435	2,47598	Sucio
	C-E22	16,08	2,025E+07	79,2963	67,5515	0,00219	14,16735	10,21747	Sucio
	C-E44 A/B	97,69	6,783E+05	64,4435	2,8422	0,33632	7,22764	31,08453	Sucio
SEGUNDO TREN DE PRECALENTAMIENTO	C-E23 A/B	25,79	2,225E+07	103,7635	79,1018	0,00300	2,11554	35,23785	Sucio
	C-E45	4,81	2,792E+07	78,3019	63,2570	0,00304	-----	-----	Limpio
	C-E46 A/B/C	7,00	2,604E+07	86,0458	69,4817	0,00277	-----	-----	Limpio

Fuente: INTRIAGO, Ana. 2014

### 3.3 Discusión de Resultados

En base a los resultados obtenidos sobre la evaluación de cada uno de los intercambiadores de calor resumidos en la tabla 3.2-1, y en comparación con la tabla 2.3.3-1 sobre el calor total transferido se determinó que el intercambiador con mayor pérdida de calor es el C-E44 A/B el cual se encarga de intercambiar calor entre el crudo reducido con el crudo carga, con una duty calculada de  $6,783E+05$  BTU/h y pérdida del 97,69% y el intercambiador que tiene menor pérdida de calor es el C-E20 el cual intercambia calor entre el crudo carga y la nafta recirculante, con una duty de  $2,508E+07$  BTU/h y una pérdida del 0,10%, esto se debe a que actualmente al intercambiador C-E20 se le realizó un cambio del haz de tubos ya que se encontraba completamente taponado y corroído, mientras que el C-E44 A posee los aislantes y estructuras metálicas deterioradas como se indica en la Tabla 2.2.1.3-1 e indica que se encuentra completamente taponado, y no transfiere el calor necesario para el ingreso a las desaladoras.

Como se observa en la tabla 3.2-1 en todos los intercambiadores el Coeficiente total limpio es mayor que el coeficiente total de lodos, es decir que todos los intercambiadores poseen cierto tipo de suciedad, ya sea la del diseño como en el C-E20, C-E45 y C-E46 A/B/C, o por sedimentos depositados en la partes internas y externas de los tubos, fenómeno que ocurre en los intercambiadores restantes.

El factor de ensuciamiento calculado ubicado en la tabla 3.2-1 con respecto al factor de ensuciamiento requerido para cada intercambiador fue mayor en el C-E21, C-E22, C-E44 A/B y C-E23 A/B, según la bibliografía indica que si  $R_d$  (depositado) >  $R_d$  (permitido), como sucede después de cierto periodo de servicio, se les depositan incrustaciones y basura en la parte interior o exterior de los tubos de los intercambiadores, el aparato no pasará una cantidad de calor igual a los requerimientos del proceso y debe ser limpiado, es decir que estos intercambiadores se encuentran sucios, y poseen sedimentos, sales, etc., que se depositan en el intercambiador, por lo tanto, el que posee mayor ensuciamiento es el C-E44 A/B con un valor de 0,33623  $h\text{ ft}^2\text{°F}/\text{BTU}$  lo que a su vez produce las pérdidas de calor mencionadas anteriormente, por tal motivo se le realizará un cambio del haz de tubos.

Si seguimos el diagrama de proceso detallado en el ANEXO A de este trabajo de investigación podemos afirmar que la obstrucción se está dando como una reacción en cadena ya que al C-E 20 se le realizó un cambio del haz de tubos, luego se presenta suciedad en el C-E21, C-E22, C-E44 A/B y C-E23 A/B, debido a que el crudo carga proveniente del oriente ecuatoriano llega con BSW del 0,20 %, es decir que en su composición tiene agua, sales y sólidos que causan estos taponamientos los cuales son eliminados en gran porcentaje en las desaladoras electroestáticas C-V24 y C-V25, sin embargo el proceso de desalado no se está desarrollando de manera eficiente ya que el intercambiador C-E44 A/B no está cumpliendo con los requerimientos operacionales de elevar la temperatura del crudo carga a 129 °C para su ingreso al desalado del crudo, por lo tanto, existe un porcentaje mínimo de suciedad que afecta solo al primer intercambiador del segundo tren de precalentamiento (C-E23 A/B) y no afecta a los dos intercambiadores siguientes.

Al realizar los cálculos de la caída de presión en el lado de los tubos de los intercambiadores sucios ubicados en la tabla 3.2-1 y comparar con la caída de presión permitida de 9,95634 lb/ in<sup>2</sup> como indica la tabla 2.3.3-1, se encontró que el C-E 21 tiene una caída de presión de 17,57435 lb/ in<sup>2</sup>, el C-E22 14,16735 lb/ in<sup>2</sup>, por lo que exceden este valor lo que hace suponer que en su interior tienen tubos taponados, mientras que en el C-E44 A/B la caída de presión es muy baja siendo de 2,11554 lb/ in<sup>2</sup> Lo cual indica que se encuentra corroída, por lo tanto al momento de realizar la limpieza se deben condenar estos tubos ya que podría provocar que los cortes de la torre de destilación se manchen.

La caída de presión permitida en el lado coraza es de 9,95634 lb/ in<sup>2</sup> como se muestra en la Tabla 2.3.3-1, sin embargo los resultados de los intercambiadores C-E44A/B y C-E23 A/B son elevados, con una caída de presión de 31,08453 lb/in<sup>2</sup> y 35,23785 lb/in<sup>2</sup> respectivamente, se debe principalmente que por el lado carcasa de estos intercambiadores circula el crudo reducido el cual posee basura y suciedades.

Además la elevada caída de presión tanto en el lado coraza como en el lado tubo de los intercambiadores produce presionamiento en la descarga de las bombas C-P18 y debido

a este efecto se produce daños en las carcasas de las mismas y en los sellos de las bombas.

## CAPÍTULO IV

### 4 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 4.1 Conclusiones

- ✓ Se evaluó el sistema de intercambiadores de calor de los dos trenes de precalentamiento de crudo de la unidad No Catalíticas II en la Refinería Estatal Esmeraldas, de lo cual se estableció que el primer tren de precalentamiento está presentado mayor problemas de ensuciamiento ya que la temperatura de entrada para la correcta operación de las desaladoras C-V24 y C-V25 no es la adecuada, por lo tanto luego de este proceso se sigue pasando pequeñas cantidades de impurezas que consecuentemente afectan al segundo tren de precalentamiento, por tal razón la temperatura de ingreso para la eficiente operación del horno C-H2 no es la adecuada siendo de 215°C, lo que conlleva a gastar mayor cantidad de combustible.
  
- ✓ Se realizaron los cálculos en base al método de Kern obteniendo resultados reales del coeficiente global de transferencia, el factor de ensuciamiento y calor transferido para cada intercambiador y se determinó que los intercambiadores de calor C-E21, C-E22, C-E44 A/B y C-E23 A/B presentan un factor de ensuciamiento elevado, siendo el C-E44 A/B el que más problema presenta ya que también posee una baja transferencia de calor con pérdidas del 97,69%, un coeficiente total limpio de 64,44 BTU/h ft<sup>2</sup> °F y coeficiente de lodos de 2, 84 BTU/h ft<sup>2</sup> °F.
  
- ✓ Se determinaron que los factores que producen pérdidas de calor en cada uno de los intercambiadores, son de obstrucción o ensuciamiento causadas por el propio fluido que circula dentro de cada intercambiador, tubos dañados debido a la corrosión, así como también la falta de un aislante tanto para el lado carcasa del intercambiador como para la tubería de las líneas de flujo.

- ✓ Se planteó una propuesta de mejora técnica para la transferencia de calor en los sistemas de precalentamiento que consiste en un limpieza de coraza y baqueteo de tubos en los intercambiadores C-E21, C-E22, y C-E23 A/B y se propuso un cambio del haz de tubos para el C-E44 A/B, de tal manera que permita regresar al tren de precalentamiento a las condiciones de diseño, además se aumentó instrumentación ya que la medición de las temperaturas en el tren de precalentamiento son escasas, de tal manera que permita tener un control más eficiente del proceso de precalentamiento ya que no se puede manejar lo que no se mide, finalmente se propuso colocar aislantes y recubrimientos en las tuberías y las carcasas de los intercambiadores, todo esto con Requerimiento de presupuestario de 389.606,49 USD.

## 4.2 Recomendaciones

- ✓ La implementación del presente estudio de optimización en la Unidad No Catalíticas II de Refinería Estatal Esmeraldas.
  
- ✓ Se debe tener prioridad en realizar los mantenimientos a los equipos antes que la producción, para evitar futuros paros fortuitos de planta.
  
- ✓ En caso de que el intercambiador posea un alto número de tubos condenados (tapados con sellos metálicos con rotura) los haces de tubos deberán ser cambiados por unos nuevos.
  
- ✓ Realizar mantenimientos y calibraciones periódicas de los instrumentos automáticos y de campo de los intercambiadores.
  
- ✓ Reponer periódicamente los aislamientos y revestimientos de tuberías y accesorios de los intercambiadores para evitar pérdidas de temperatura al exterior.

## BIBLIOGRAFÍA

1. **AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE.** Technical Data Book - Petroleum Refining. 6. ed., Washington, D.C - Estados Unidos. 1997, pp. 742, 1056.
2. **CAO, Eduardo.** Intercambiadores de Calor. Buenos Aires - Argentina. McGraw Hill. 1983, p.p. 27-47.
3. **ÇENGEL, Yunus.** Transferencia de Calor. 2. ed., Distrito Federal - México. McGraw-Hill Interamericana. 2003, p.p. 343, 669-684.
4. **ÇENGEL, Yunus; BOLES, Michael.** Termodinámica. 6. ed., Distrito Federal - México. McGraw-Hill. 2009, p.p. 96.
5. **EQUIPOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.** Felipe Marín. 2012  
[http://www.thermoequipos.com.ve/pdf/articulo\\_03.pdf](http://www.thermoequipos.com.ve/pdf/articulo_03.pdf)  
2013-10-15
6. **GEANKOPLIS, Christie.** Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias. 3. ed., Distrito Federal - México. Compañía Editorial Continental. 1998, p.p. 301.
7. **HOLMAN, Jack.** Transferencia de Calor. Distrito Federal - México. McGraw-Hill. 1999, p.p. 17.

**8. INTERCAMBIADOR DE CALOR.** Edilberto Ramos. 2013

<http://grupo1mi131dispositivosfee.blogspot.com/2013/06/intercambiador-de-calor.html>

2013-10-10

**9. INTERCAMBIADOR DE CALOR.** Mahuli González. 2012

<http://es.slideshare.net/mahulig/tema-4-intercambiadores-de-calor-mejorado>

2013-10-10

**10. INTERCAMBIADOR DE CORAZA Y TUBOS 1-2.** Universidad Politécnica Catalunya. 2010

[http://epsem.upc.edu/~intercanviadorsdecalor/castella/flash/3\\_coraza\\_y\\_tubos\\_1\\_2.swf](http://epsem.upc.edu/~intercanviadorsdecalor/castella/flash/3_coraza_y_tubos_1_2.swf)

2013-12-10

**11. INTERCAMBIADORES DE TUBO Y CARCASA.** Carlos Salas. 2011

<http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>

2013-12-10

**12. KAKAÇ, Sadick, y otros.,** Heat Exchangers: Selection, Rating, and Thermal Desing. 2. ed., CRC Press. China. 2002, p.p. 283-292

**13. KERN, Donald.** Procesos de Transferencia de Calor. Distrito Federal - México. McGraw – Hill. 1999, p.p. 138, 139, 159, 160, 165-168

**14. LA IMPORTANCIA DE USAR UN INTERCAMBIADOR DE CALOR.**

Quiminet. 2011

<http://www.quiminet.com/articulos/la-importancia-de-usar-un-intercambiador-de-calor-2570415.htm>

2013-10-23

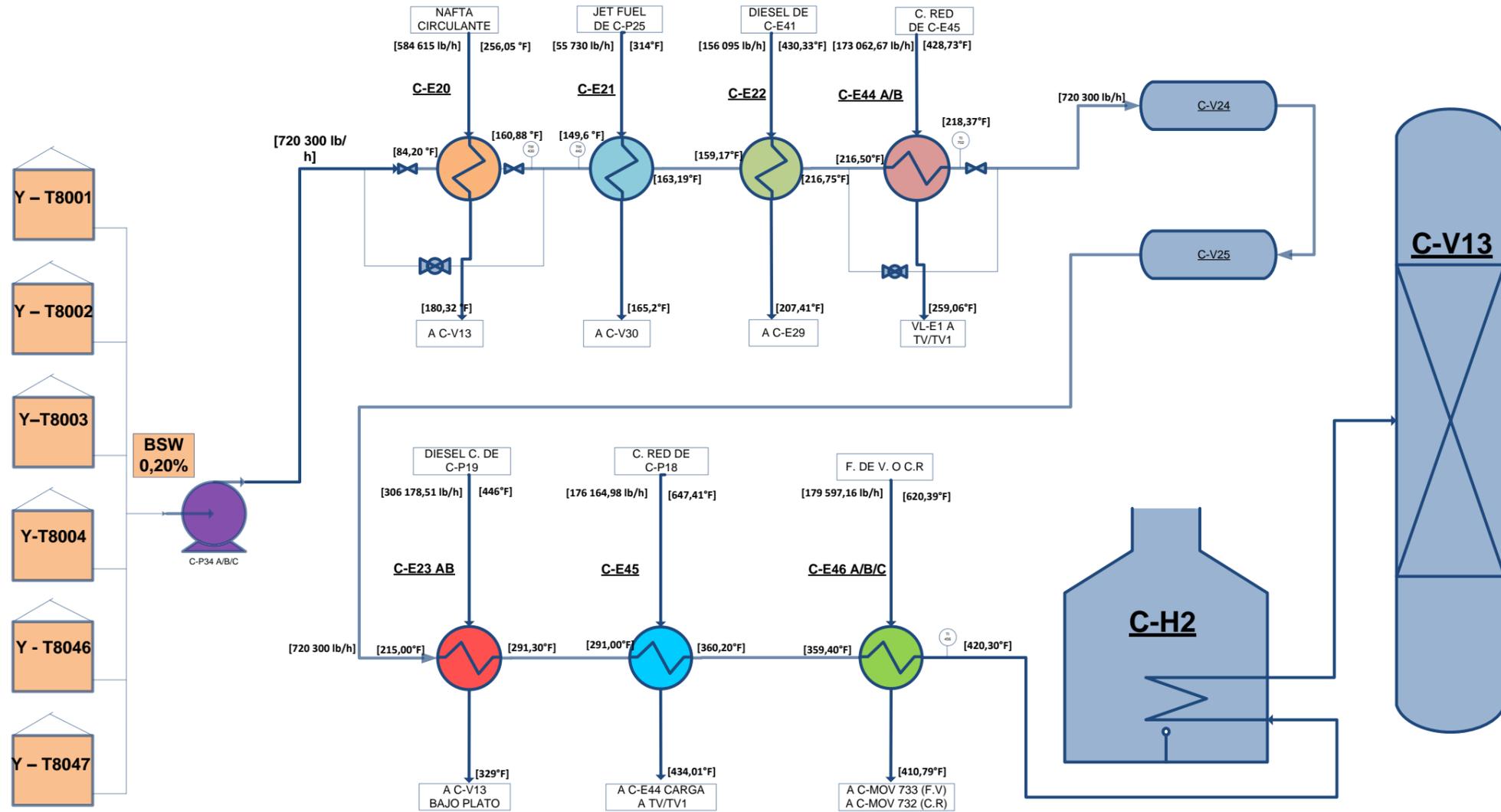
**15. LEVENSPIEL, Octave.** Flujo de Fluidos e Intercambio de Calor. Barcelona-España., Editorial Reverté. 1993, p.p. 240, 230, 251, 252.

**16. McCABE, Warren, y otros.,** Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. 4. ed., Madrid-España. McGraw-Hill. 1991, p.p. 294.

**17. WAUQUIER, Jack.** El Refino del Petróleo. Madrid-España. Díaz de Santos. 1993, p.p. 41, 119, 95.

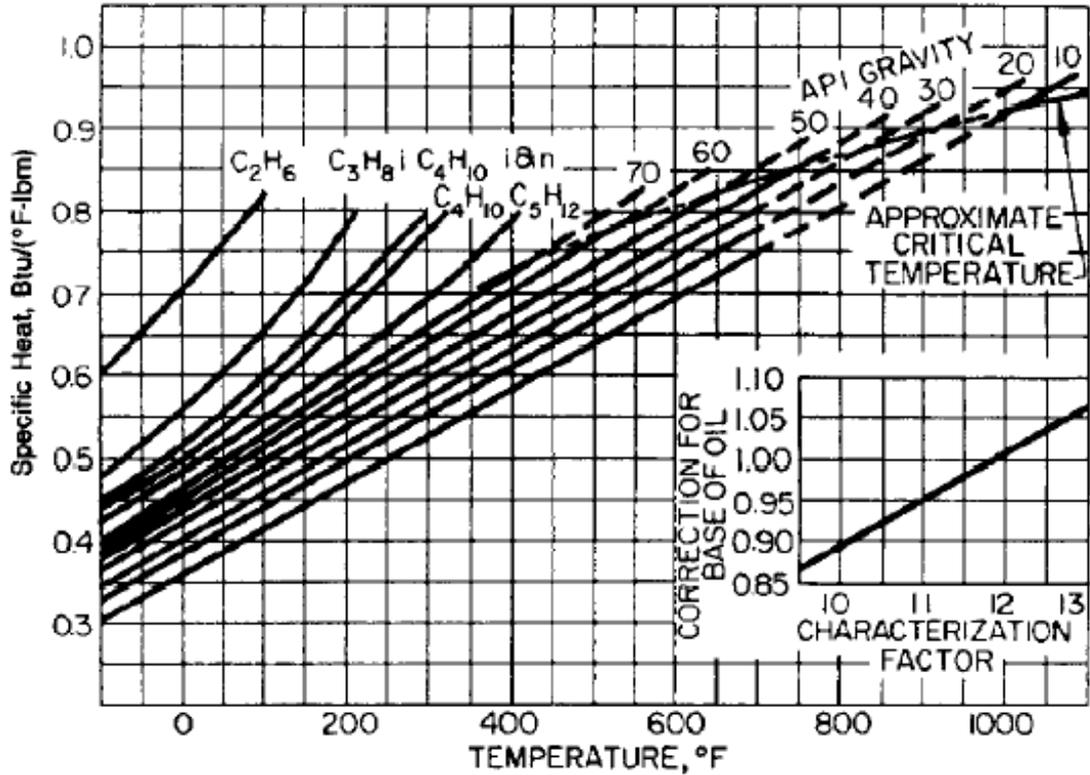
**18. WELTY, James.** Fundamentos de Transferencia de Momento, Calor y Masa. Oregon – Estados Unidos. Limusa. 1990, p.p. 269- 280.

### ANEXO A CIRCUITO DE PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO



<p><b>NOTAS</b></p> <p>a) Diagrama de Flujo y Temperaturas de los Intercambiadores</p>	<p><b>CUADRO CATEGORIAL</b></p> <p>Por calificar <input type="checkbox"/> Para información <input checked="" type="checkbox"/></p> <p>Por aprobar <input type="checkbox"/> Para archivar <input type="checkbox"/></p> <p>Por eliminar <input type="checkbox"/> Certificado <input type="checkbox"/></p>	<p><b>ESPOCH</b></p> <p>FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA ING. QUÍMICA</p> <p><b>Realizado por:</b> Ana Julia Intriago</p>	<p><b>CIRCUITO DE PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO</b></p> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="width: 33%;">Lámina</th> <th style="width: 33%;">Escala</th> <th style="width: 33%;">Fecha</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td style="text-align: center;">1</td> <td></td> <td style="text-align: center;">06/07/2014</td> </tr> </tbody> </table>	Lámina	Escala	Fecha	1		06/07/2014
Lámina	Escala	Fecha							
1		06/07/2014							

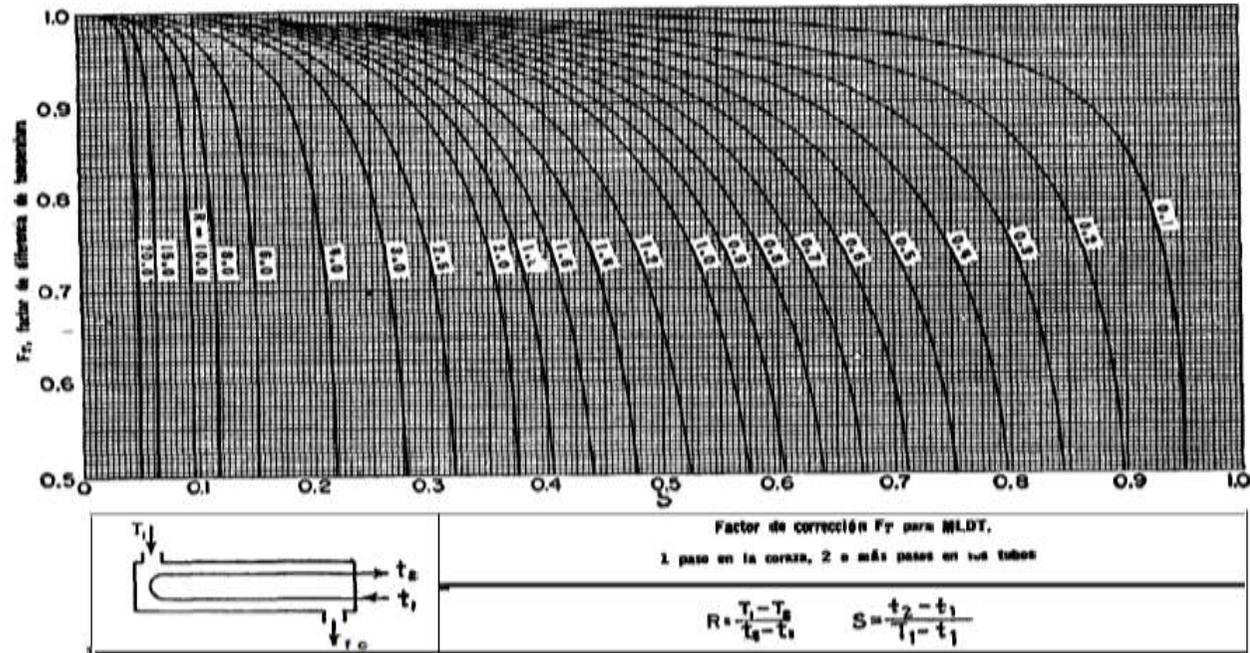
## ANEXO B CALORES ESPECÍFICOS DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS



Fuente: AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. Technical Data Book - Petroleum Refining. 1997.

NOTAS	CUADRO CATEGORIAL	ESPOCH	CALORES ESPECÍFICOS DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS		
Calor específico Vs. Temperatura	Por calificar <input type="checkbox"/>	FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA	Lámina		
	Para información <input checked="" type="checkbox"/>		Escala		
	Por aprobar <input type="checkbox"/>		Fecha		
	Para archivar <input type="checkbox"/>	<b>Realizado por:</b>	2		06/07/2014
	Por eliminar <input type="checkbox"/>	Ana Intriago			
	Certificado <input type="checkbox"/>				

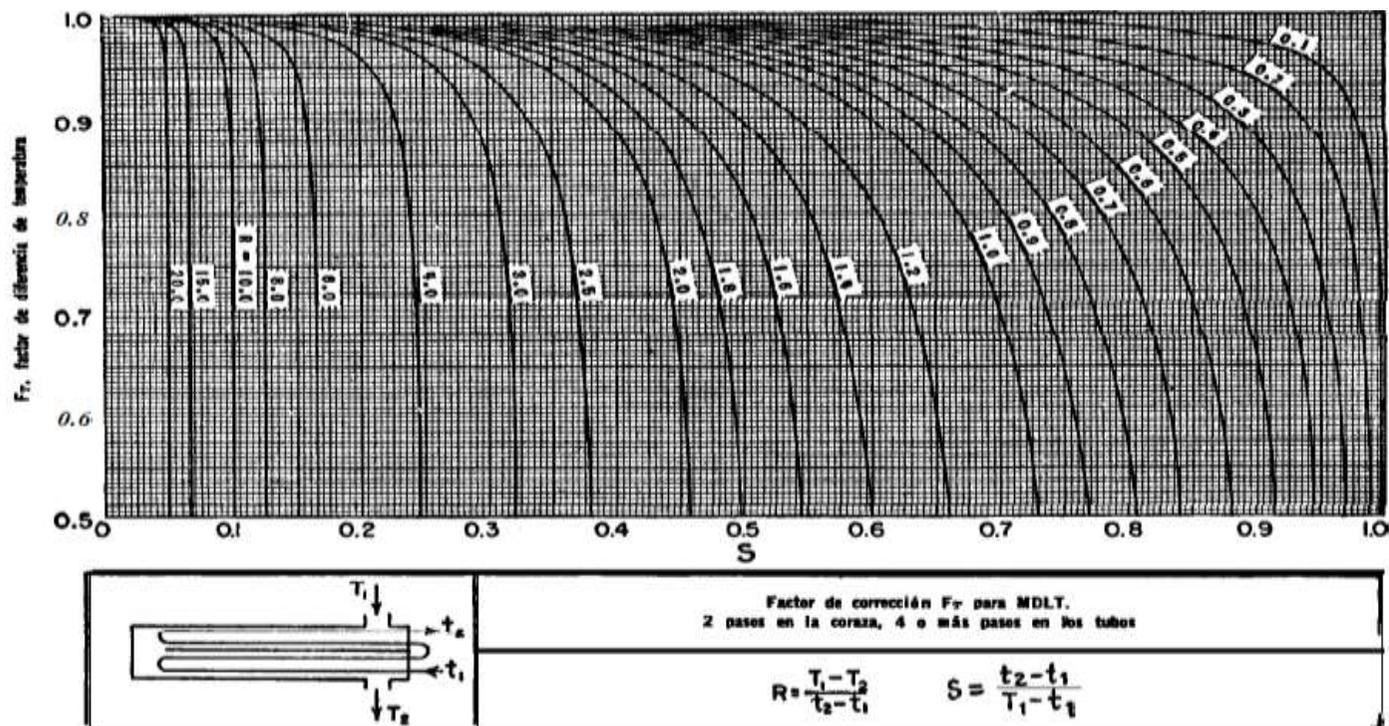
## ANEXO C FACTOR DE CORRECCIÓN PARA MLDT DE INTERCAMBIADORES 1-2



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999.

NOTAS	CUADRO CATEGORIAL	ESPOCH	INTERCAMBIADORES 1-2		
Factor de corrección $F_t$ para MLDT Vs S	Por calificar <input type="checkbox"/>	Para información <input checked="" type="checkbox"/>	FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA		
	Por aprobar <input type="checkbox"/>	Para archivar <input type="checkbox"/>			
	Por eliminar <input type="checkbox"/>	Certificado <input type="checkbox"/>	<b>Realizado por:</b> Ana Intriago	<b>Lámina</b>	<b>Escala</b>
			3		06/07/2014

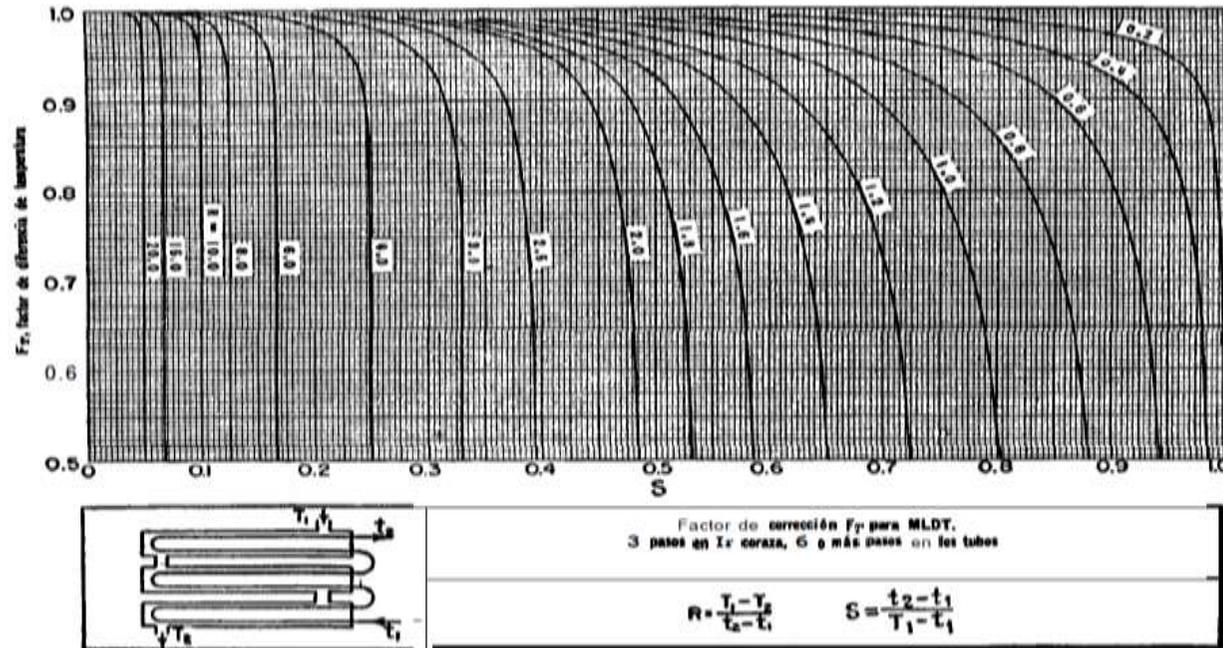
### ANEXO D FACTOR DE CORRECCIÓN PARA MLDT DE INTERCAMBIADORES 2-4



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999

NOTAS	CUADRO CATEGORIAL	ESPOCH	INTERCAMBIADORES 2-4		
Factor de corrección $F_t$ para MLDT Vs S	Por calificar <input type="checkbox"/>	Para información <input checked="" type="checkbox"/>	FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA DE INGENIERÍA		
	Por aprobar <input type="checkbox"/>	Para archivar <input type="checkbox"/>	QUÍMICA		
	Por eliminar <input type="checkbox"/>	Certificado <input type="checkbox"/>	<b>Realizado por:</b> Ana Intriago		
			Lámina	Escala	Fecha
			4		06/07/2014

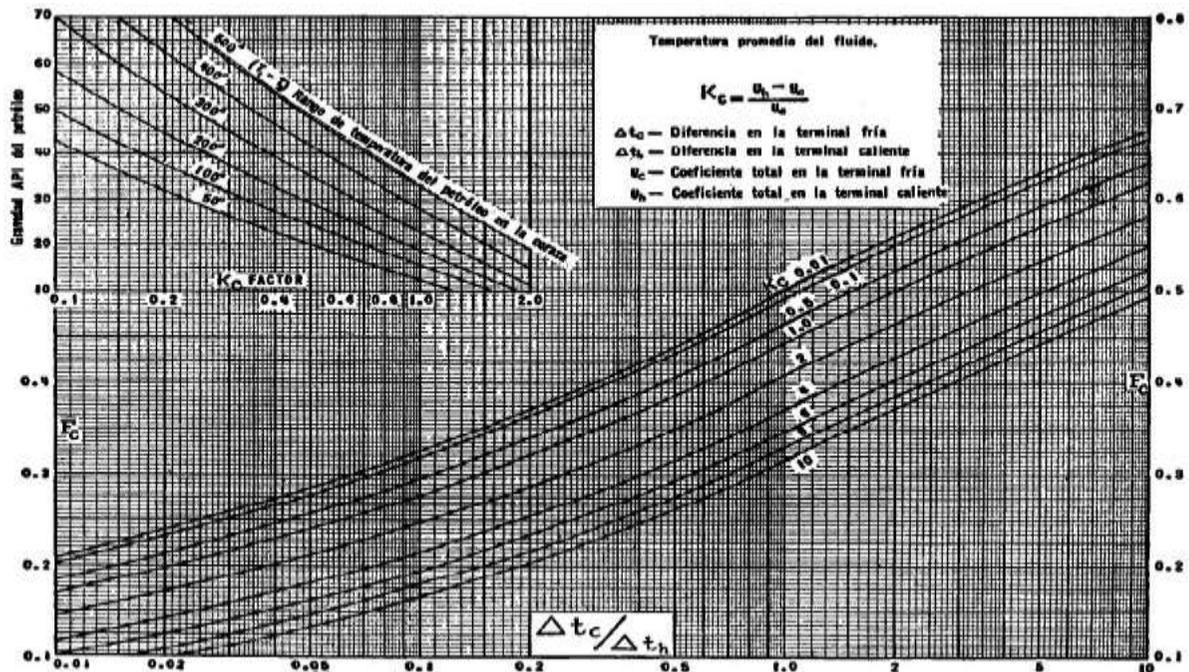
## ANEXO E FACTOR DE CORRECCIÓN PARA MLDT DE INTERCAMBIADORES 3-6



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999

NOTAS	CUADRO CATEGORIAL	ESPOCH	INTERCAMBIADORES 3-6		
Factor de corrección $F_T$ para MLDT Vs S	Por calificar <input type="checkbox"/>	Para información <input checked="" type="checkbox"/>	FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA DE INGENIERÍA		
	Por aprobar <input type="checkbox"/>	Para archivar <input type="checkbox"/>	QUÍMICA		
	Por eliminar <input type="checkbox"/>	Certificado <input type="checkbox"/>	<b>Realizado por:</b> Ana Intriago		
			<b>Lámina</b>	<b>Escala</b>	<b>Fecha</b>
			5		06/07/2014

## ANEXO F FACTOR DE CORRECCIÓN DE TEMPERATURA CALÓRICA



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999.

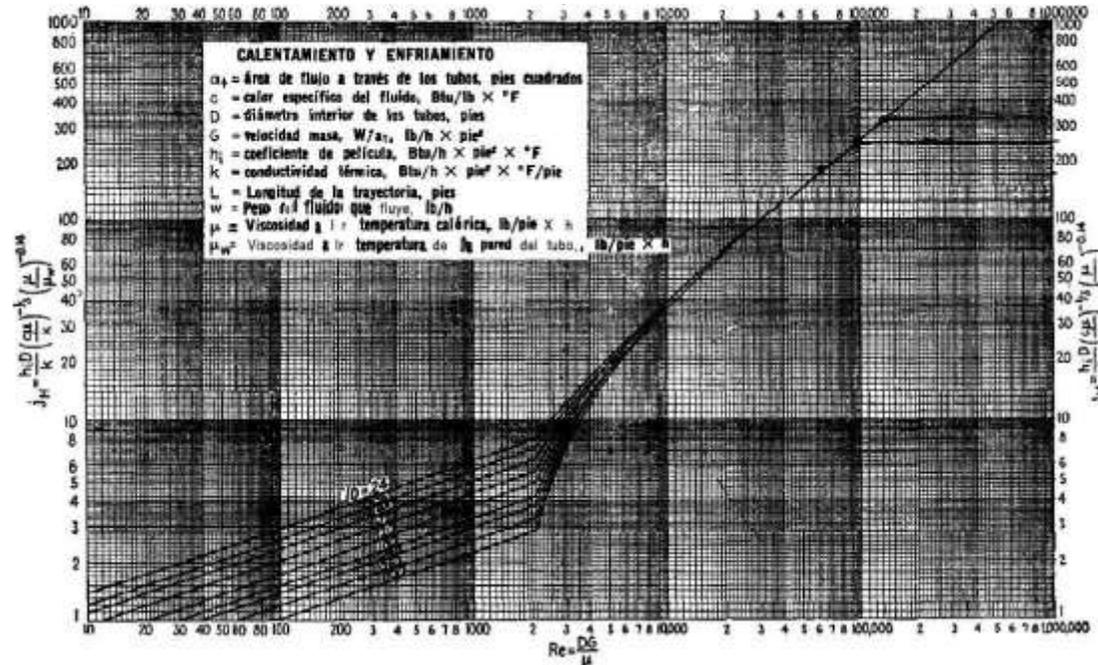
NOTAS	CUADRO CATEGORIAL	ESPOCH	FACTOR DE CORRECCIÓN DE TEMPERATURA CALÓRICA		
Factor de corrección Ft para MLDT Vs S	Por calificar <input type="checkbox"/> Para información <input checked="" type="checkbox"/> Por aprobar <input type="checkbox"/> Para archivar <input type="checkbox"/> Por eliminar <input type="checkbox"/> Certificado <input type="checkbox"/>	FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA <b>Realizado por:</b> Ana Intriago	Lámina	Escala	Fecha
			6		06/07/2014

**ANEXO G DATOS DE TUBOS PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR**

OD of Tubing (in.)	BWG Gauge	Thickness (in.)	Internal Flow Area (in. <sup>2</sup> )	Sq. Ft. External Surface per Ft. Length	Sq. Ft. Internal Surface per Ft. Length	Weight per Ft. Length, Steel (lb.)	ID Tubing (in.)	OD/ID
1/4	22	0.028	0.0295	0.0655	0.0508	0.066	0.194	1.289
1/4	24	0.022	0.0333	0.0655	0.0539	0.054	0.206	1.214
1/4	26	0.018	0.0360	0.0655	0.0560	0.045	0.214	1.168
3/8	18	0.049	0.0603	0.0982	0.0725	0.171	0.277	1.354
3/8	20	0.035	0.0731	0.0982	0.0798	0.127	0.305	1.233
3/8	22	0.028	0.0799	0.0982	0.0835	0.104	0.319	1.176
3/8	24	0.022	0.0860	0.0982	0.0867	0.083	0.331	1.133
1/2	16	0.065	0.1075	0.1309	0.0969	0.302	0.370	1.351
1/2	18	0.049	0.1269	0.1309	0.1052	0.236	0.402	1.244
1/2	20	0.035	0.1452	0.1309	0.1126	0.174	0.430	1.163
1/2	22	0.028	0.1548	0.1309	0.1162	0.141	0.444	1.126
5/8	12	0.109	0.1301	0.1636	0.1066	0.602	0.407	1.536
5/8	13	0.095	0.1486	0.1636	0.1139	0.537	0.435	1.437
5/8	14	0.083	0.1655	0.1636	0.1202	0.479	0.459	1.362
5/8	15	0.072	0.1817	0.1636	0.1259	0.425	0.481	1.299
5/8	16	0.065	0.1924	0.1636	0.1296	0.388	0.49s	1.263
5/8	17	0.058	0.2035	0.1636	0.1333	0.350	0.509	1.228
5/8	18	0.049	0.2181	0.1636	0.1380	0.303	0.527	1.186
5/8	19	0.042	0.2298	0.1636	0.1416	0.262	0.541	1.155
5/8	20	0.035	0.2419	0.1636	0.1453	0.221	0.555	1.136
3/4	10	0.134	0.1825	0.1963	0.1262	0.884	0.482	1.556
3/4	11	0.120	0.2043	0.1963	0.1335	0.809	0.510	1.471
3/4	12	0.109	0.2223	0.1963	0.1393	0.748	0.532	1.410
3/4	13	0.095	0.2463	0.1963	0.1466	0.666	0.560	1.339
3/4	14	0.083	0.2679	0.1963	0.1529	0.592	0.584	1.284
3/4	15	0.072	0.2884	0.1963	0.1587	0.520	0.606	1.238
3/4	16	0.065	0.3019	0.1963	0.1623	0.476	0.620	1.210
3/4	17	0.058	0.3157	0.1963	0.1660	0.428	0.634	1.183
3/4	18	0.049	0.3339	0.1963	0.1707	0.367	0.652	1.150
3/4	20	0.035	0.3632	0.1963	0.1780	0.269	0.680	1.103
7/8	10	0.134	0.2892	0.2291	0.1589	1.061	0.607	1.441
7/8	11	0.120	0.3166	0.2291	0.1662	0.969	0.635	1.378
7/8	12	0.109	0.3390	0.2291	0.1720	0.891	0.657	1.332
7/8	13	0.095	0.3685	0.2291	0.1793	0.792	0.685	1.277
7/8	14	0.083	0.3948	0.2291	0.1856	0.704	0.709	1.234
7/8	16	0.065	0.4359	0.2291	0.1950	0.561	0.745	1.174

<b>NOTAS</b>	<b>CUADRO CATEGORIAL</b>	<b>ESPOCH</b>	<b>DATOS DE TUBOS PARA INTERCAMBIADORES</b>		
	Por calificar <input type="checkbox"/> Para información <input checked="" type="checkbox"/> Por aprobar <input type="checkbox"/> Para archivar <input type="checkbox"/> Por eliminar <input type="checkbox"/> Certificado <input type="checkbox"/>	FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA Ana Intriago	7		06/07/2014

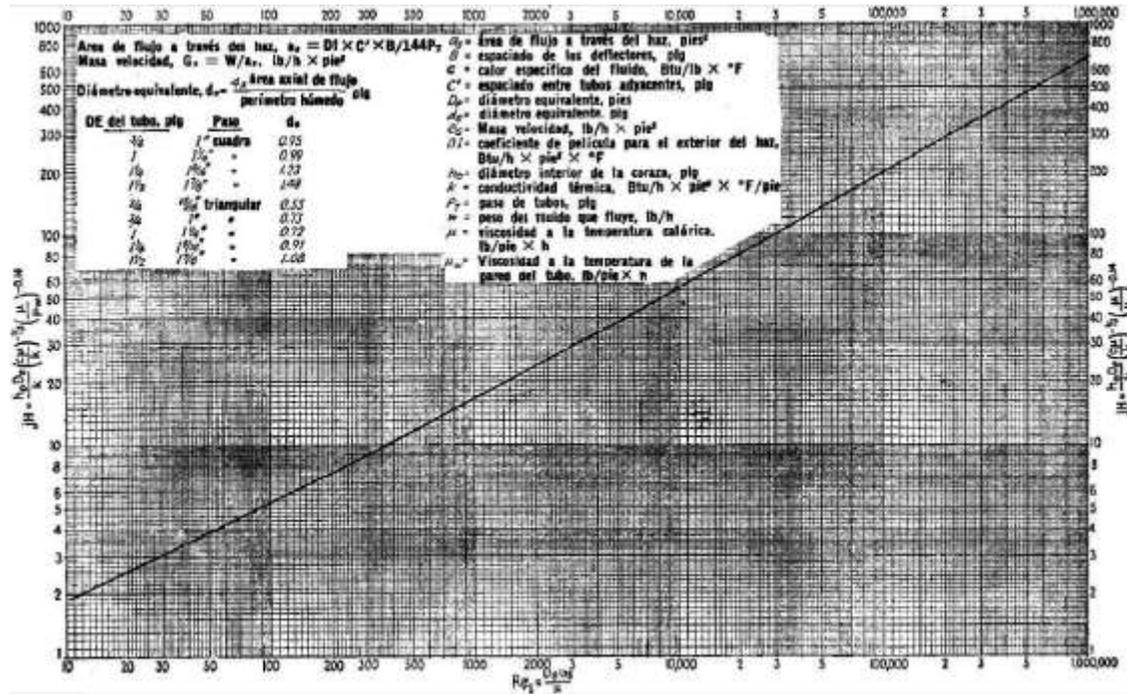
### ANEXO H CURVA DE TRANSFERENCIA DE CALOR LADO TUBO



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999.

<b>NOTAS</b>	<b>CUADRO CATEGORIAL</b>	<b>ESPOCH</b>	<b>LADO TUBO</b>		
Factor de transferencia Vs Número de Reynolds	Por calificar <input type="checkbox"/> Para información <input checked="" type="checkbox"/> Por aprobar <input type="checkbox"/> Para archivar <input type="checkbox"/> Por eliminar <input type="checkbox"/> Certificado <input type="checkbox"/>	FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA <b>Realizado por:</b> Ana Intriago	LÁMINA    ESCALA    FECHA		
			8		06/07/2014

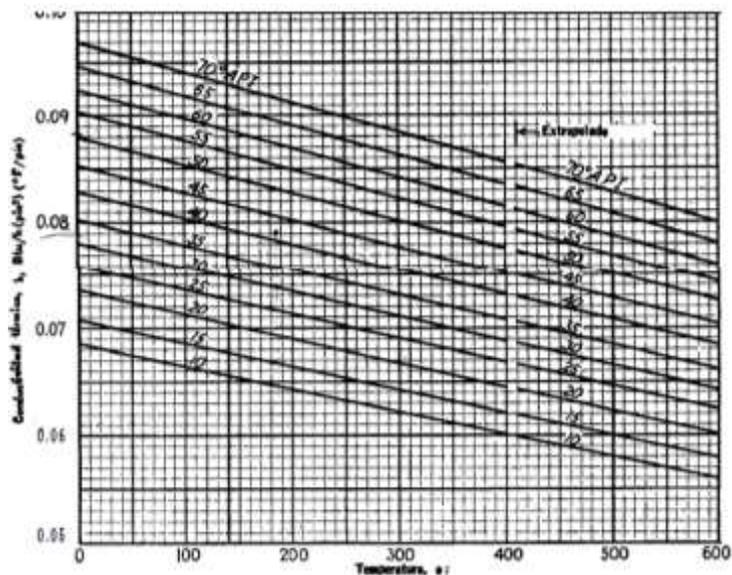
## ANEXO I CURVA DE TRANSFERENCIA DE CALOR LADO CORAZA



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999.

NOTAS	CUADRO CATEGORIAL	ESPOCH	LADO CORAZA		
Factor de transferencia Vs Número de Reynolds	Por calificar <input type="checkbox"/>	Para información <input checked="" type="checkbox"/>	FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA		
	Por aprobar <input type="checkbox"/>	Para archivar <input type="checkbox"/>			
	Por eliminar <input type="checkbox"/>	Certificado <input type="checkbox"/>	<b>Realizado por:</b> Ana Intriago	<b>Lámina</b> 9	<b>Escala</b>

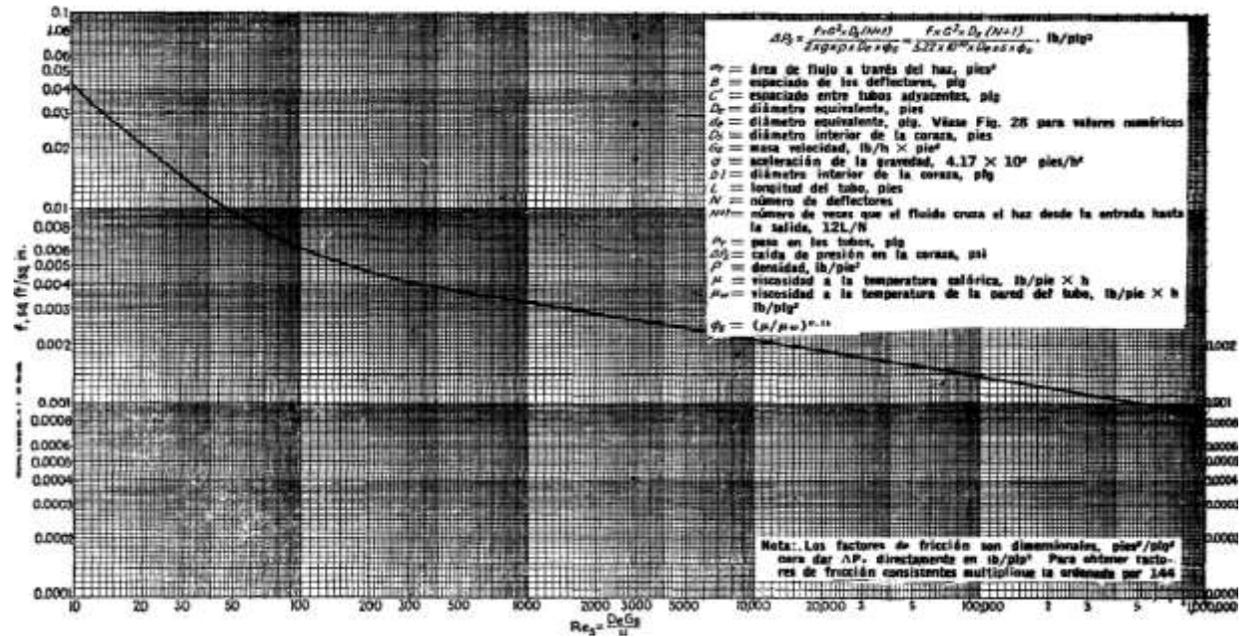
## ANEXO J CONDUCTIVIDAD TÉRMICA DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999.

NOTAS	CUADRO CATEGORIAL	ESPOCH	LADO TUBO		
Conductividad térmica Vs temperatura	Por calificar <input type="checkbox"/> Para información <input checked="" type="checkbox"/> Por aprobar <input type="checkbox"/> Para archivar <input type="checkbox"/> Por eliminar <input type="checkbox"/> Certificado <input type="checkbox"/>	<b>ESPOCH</b> FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA <b>Realizado por:</b> Ana Intriago	<b>LADO TUBO</b>		
			<b>Lámina</b>	<b>Escala</b>	<b>Fecha</b>
			10		06/07/2014

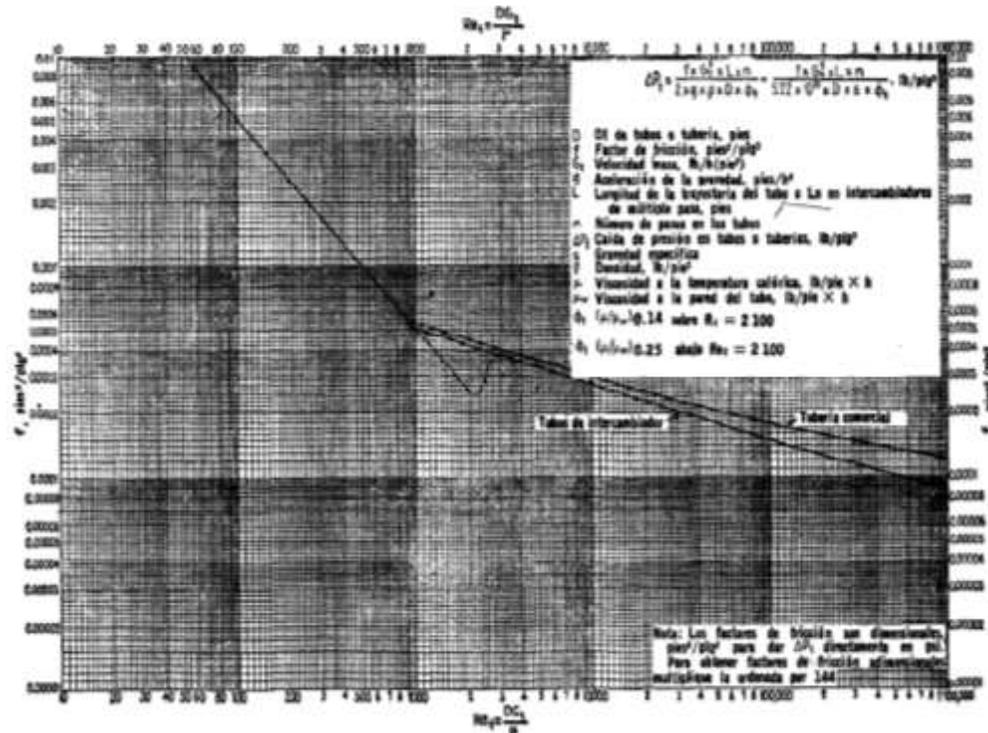
## ANEXO K FACTOR DE FRICCIÓN DEL LADO CORAZA



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999.

NOTAS	CUADRO CATEGORIAL	ESPOCH FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA	LADO CORAZA		
Factor de fricción Vs Número de Reynolds	Por calificar <input type="checkbox"/>	Para información <input checked="" type="checkbox"/>			
	Por aprobar <input type="checkbox"/>	Para archivar <input type="checkbox"/>	Lámina	Escala	Fecha
	Por eliminar <input type="checkbox"/>	Certificado <input type="checkbox"/>	Realizado por: Ana Intriago	11	06/07/2014

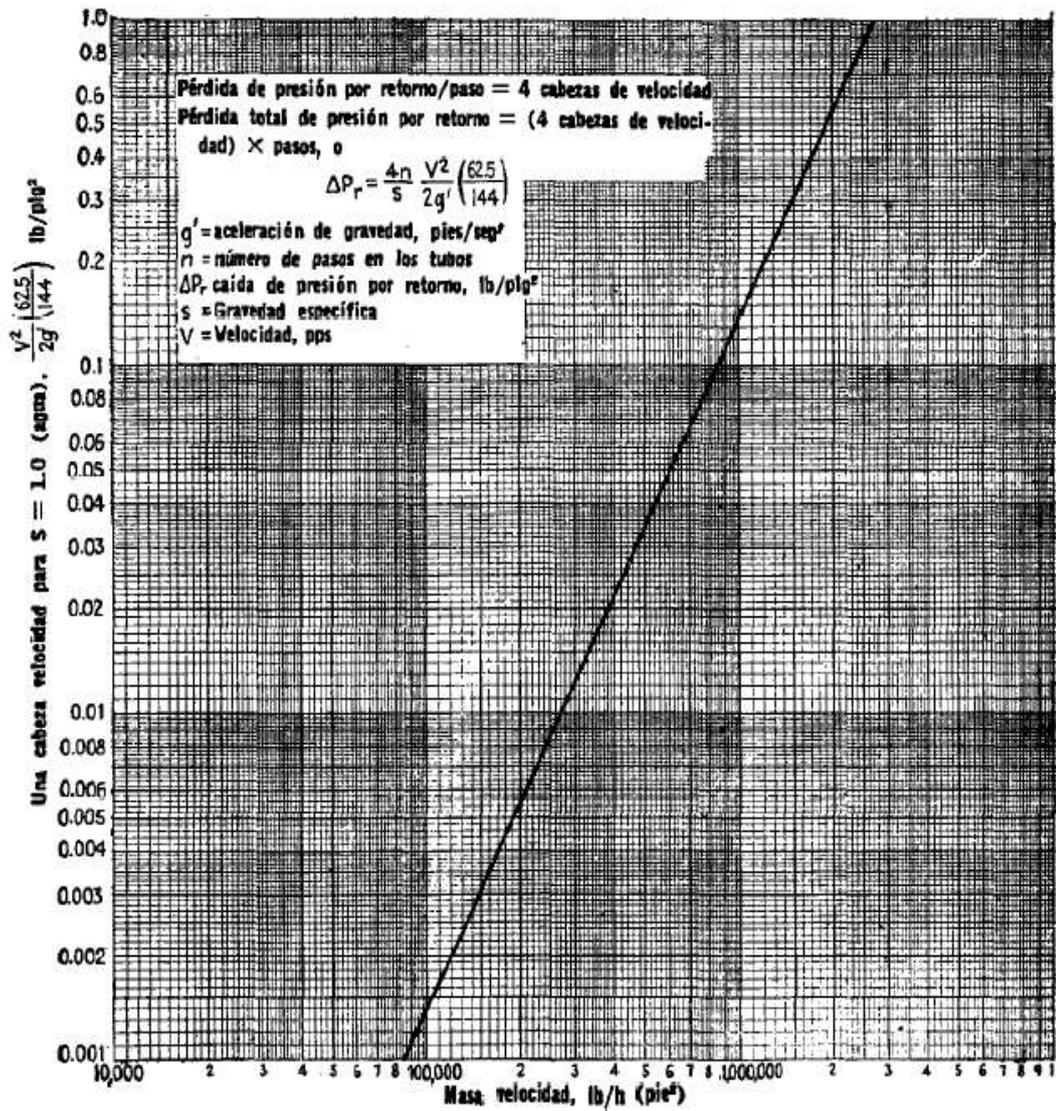
## ANEXO L FACTOR DE FRICCIÓN DEL LADO TUBO



Fuente: KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. 1999.

NOTAS	CUADRO CATEGORIAL	ESPOCH FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA Realizado por: Ana Intriago	LADO TUBO		
Factor de fricción Vs Número de Reynolds	Por calificar <input type="checkbox"/> Para información <input checked="" type="checkbox"/>				
	Por aprobar <input type="checkbox"/> Para archivar <input type="checkbox"/>		<b>Lámina</b>	<b>Escala</b>	<b>Fecha</b>
	Por eliminar <input type="checkbox"/> Certificado <input type="checkbox"/>		12		06/07/2014

## ANEXO M PÉRDIDA DE PRESIÓN POR RETORNO, LADO TUBO



<b>NOTAS</b>	<b>CUADRO CATEGORIAL</b>	<b>ESPOCH</b> FACULTAD DE CIENCIAS ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA	<b>LADO TUBO</b>		
Cabeza de velocidad Vs. Velocidad másica	Por calificar <input type="checkbox"/>	<b>Realizado por:</b> Ana Intriago	<b>Lámina</b>	<b>Escala</b>	<b>Fecha</b>
	Para información <input checked="" type="checkbox"/>		13		06/07/2014
	Por aprobar <input type="checkbox"/>				
Para archivar <input type="checkbox"/>	Por eliminar <input type="checkbox"/>				
Certificado <input type="checkbox"/>					