



**UNIVERSIDAD DE MATANZAS “CAMILO CIENFUEGOS”  
FACULTAD DE CIENCIAS TECNICAS  
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA**

**Evaluación del primer banco de intercambio de calor de  
la S-100 de la Refinería “Camilo Cienfuegos” con la dieta  
actual.**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en  
Tecnologías de refinación de petróleo**

**Autor:** Ing. Lisandra Rodríguez Becerra

**Matanzas**

**2018**



**UNIVERSIDAD DE MATANZAS**  
**“CAMILO CIENFUEGOS”**  
**FACULTAD DE CIENCIAS TECNICAS**  
**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E**  
**INGENIERÍA QUÍMICA**



**CENTRO POLITÉCNICO DEL**  
**PETRÓLEO**  
**SEDE: CIENFUEGOS**

**Evaluación del primer banco de intercambio de calor  
de la S-100 de la Refinería “Camilo Cienfuegos” con  
la dieta actual.**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en  
Tecnologías de refinación de petróleo**

**Autor:** Ing. Lisandra Rodríguez Becerra

**Tutor:** Dr. C. Yoney López Hervis

**Matanzas**

**2018**



# DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, Lisandra Rodríguez Becerra, mayor de edad, vecino de Calle Porvenir edificio A apt 6 E/ Wilson y Antonio Machado, Cumanayagua, Cienfuegos, identificado con CI-92102736331, actuando en nombre propio, en mi calidad de autor del presente trabajo denominado:

## **Evaluación del primer banco de intercambio de calor de los intercambiadores de la S-100 de la Refinería “Camilo Cienfuegos” con la dieta actual.**

Hago entrega del ejemplar respectivo y de sus anexos en formato, además de 2 copias impresas. Autorizo a la Universidad de Matanzas para que use en todas sus formas, los derechos patrimoniales de reproducción, comunicación pública, transformación y distribución que me correspondan como creador de la obra, objeto del presente documento. La presente autorización se hace extensiva no solo a las facultades y derechos de uso sobre la obra en formato o soporte material, sino también, para formato virtual, electrónico, digital, óptico, uso en red, internet e intranet.

Manifiesto que la obra objeto de la presente autorización, es original y se realizó sin violar o usurpar derechos de autor de terceros, por lo tanto, la obra es de su exclusiva autoría y detenta la titularidad sobre la misma.

Para constancia se firma el presente documento a los 29 días del mes Octubre de 2018.

## **EL AUTOR**

---

Lisandra Rodríguez Becerra

## Dedicatoria

*A mi familia,*

*especialmente mi mamá y mi papá, por ser mis guías, mi ejemplo; por hacer de mí la persona que soy, por enseñarme todo de la vida.*

## **Agradecimientos**

*A los profesores Santiago, Pablo y Orozco por su labor de instruirme y  
guíarme en los momentos más difíciles.*

*A mis compañeros de trabajo por estar a mi lado y apoyarme en las  
buenas y en las malas.*

*A todas aquellas personas que de una forma u otra contribuyeron para  
que este trabajo se realizara.*

## RESUMEN

Actualmente en la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos se tienen dificultades en la evaluación del área de intercambio de calor del banco de intercambiadores de la planta de destilación atmosférica. Esta investigación conlleva a determinar si será eficiente el funcionamiento de los intercambiadores de calor de la sección 100 con la dieta actual, para ello se caracterizaron los intercambiadores de calor del banco de intercambio de dicha sección. Seguidamente se determinó el coeficiente de variación de la temperatura de entrada y de salida, el cual no sobrepasa el 12% alrededor de la media, lo que significa que existe confiabilidad en los datos utilizados. Después se calculó la eficiencia mediante el termino S quedando en un rango de un 4-44%. Por último se realizó una prueba de hipótesis a las temperaturas de entrada y de salida de los ramales dando como resultado un rango establecido entre 33.5961 y 34.2039 para la entrada y 122.065 y 123.935 para la salida, cumpliéndose así con la norma.

## **ABSTRACT**

Currently in the Camilo Cienfuegos oil refinery there are difficulties in evaluating the heat exchange area of the exchanger bank of the atmospheric distillation plant. This investigation leads to determine if the operation of the heat exchangers of section 100 with the current diet will be efficient, for this the heat exchangers of the exchange bank of said section were characterized. Then the coefficient of variation of the inlet and outlet temperature was determined, which does not exceed 12% around the average, which means that there is reliability in the data used. After the efficiency was calculated by the term S being in a range of 4-44%. Finally, a hypothesis test was carried out at the entry and exit temperatures of the branches, resulting in a range established between 33.5961 and 34.2039 for the entrance and 122.065 and 123.935 for the exit, thus complying with the standard.



## Contenido

INTRODUCCIÓN .....	1
Capítulo 1. Análisis Bibliográfico .....	4
1.1 Intercambiadores de tubos y coraza.....	4
1.2 Aplicaciones industriales frecuentes de los intercambiadores de calor .....	4
1.2.1.    Aplicaciones de los intercambiadores de calor de coraza y tubos.....	5
1.3 Métodos de evaluación de intercambiadores de calor. Variables de operación.....	5
1.3.1 Coeficientes globales de transferencia de calor .....	6
1.3.2 Efectividad y Número de Unidades de Transmisión ( $\epsilon$ - NTU) .....	7
1.3.3 Método del Kern .....	8
1.4 Problemas Operacionales Típicos en los Intercambiadores de Calor .....	10
1.4.1 Factores de ensuciamiento en intercambiadores de calor .....	12
1.4.2 Tipos de ensuciamiento .....	13
1.4.3 Caída de presión en los intercambiadores de calor .....	14
1.5 Eficiencia de los intercambiadores de tubo y coraza .....	15
1.6 Metodología para la realización de la prueba de hipótesis .....	16
1.6.1 Procedimiento sistemático para una prueba de hipótesis de una muestra .....	17
Conclusiones Parciales .....	21
Capítulo 2. Materiales y Métodos.....	22
2.1. Descripción del proceso de la sección de destilación atmosférica.....	22
2.1.1 Descripción del caso de estudio.....	23
2.2 Metodología empleada para el tratamiento estadístico .....	24
2.2.1 Cartas de control .....	26
2.3 Metodología para prueba de hipótesis de medias.....	27
2.4 Evaluación de los intercambiadores de calor aplicando el método de Kern .....	28

## Contenido

2.5 Determinación de las propiedades físicas del crudo Sahara.....	33
Capítulo 3. Resultados y discusión .....	34
3.1 Resultado y análisis de la evaluación estadística de la operación actual de los intercambiadores de calor .....	34
3.2 Resultados de la eficiencia del intercambiador.....	36
3.3 Resultados de la prueba de hipótesis .....	37
Conclusiones Generales .....	40
Recomendaciones .....	41
Bibliografía .....	42
Anexos .....	55

## INTRODUCCIÓN

Como consecuencia de su origen, condiciones de evolución y antigüedad, los crudos tienen diferente composición en cuanto al tipo y cantidad de familias químicas hidrocarbonadas de las que están formadas. Las características físicas varían en función de esta composición e inciden en las posibilidades de refinación o aprovechamiento para la obtención de productos derivados, principalmente combustibles, lubricantes, asfaltos y materias primas para petroquímica, así como en su valoración económica.

La calidad de un crudo se especifica a través de una serie mínima de propiedades: su densidad, contenido en azufre, curva de destilación TBP, entre otras. El conocimiento de estas propiedades permite establecer diferencias entre los crudos en términos de ligero o pesado, según el valor de °API, rendimientos en destilación mediante la curva de TBP y/o el contenido en azufre que permite una primera valoración de sus dificultades de procesamiento.

En la refinería Camilo Cienfuegos, ubicada en la finca Carolina, se ha realizado un cambio en el crudo a procesar, inicialmente se procesaba una mezcla de crudo venezolano de origen oriental, constituida por blend Merey 16 y de Mesa 30.

Debido al déficit de este se comienzan a buscar alternativas con vistas a seguir con la producción, para ello se comienzan a procesar crudos de distinta índole, el primer crudo empleado fue el Leona, crudo venezolano de 22 °API. Este crudo cuenta con características particulares, pero lo más relevante es el alto contenido de azufre en el crudo. Esto puede ocasionar corrosión e incremento en el contenido de azufre de los productos, en la acidez del crudo, lo que puede provocar un aumento en la corrosión en los topes de las torres y en la acidez de los productos y el consiguiente aumento en el consumo de químicos.

Además provoca altos rendimientos de residuo, lo que afecta la economía del proceso, debido a la degradación de productos de mayor valor comercial para ajustar la viscosidad del fuel oil

Con estas particularidades los intercambiadores de forma general están expuestos a sufrir una mayor cantidad de incrustaciones.

Debido a todos estos contratiempos se hace un nuevo cambio en el crudo a procesar para el cual se emplea la mezcla de crudos Sahara-Merey. El Sahara cuenta con características particulares como 43,90 °API, densidad de 800 kg/m<sup>3</sup> y viscosidad de 0,5 cst, bajo contenido de azufre (hasta 0,060 WT% en el blend 28).

En la sección de destilación atmosférica de la Refinería Camilo Cienfuegos existe una serie de intercambiadores de calor que en su conjunto conforman el tren de precalentamiento. Este se encarga de transferir el calor de diferentes corrientes de productos destilados de las torres atmosférica al crudo que ingresa a esta unidad, con la finalidad de disminuir la temperatura de estos productos antes de ir a almacenamiento o ser usados en las diferentes unidades, y de aumentar la temperatura del crudo antes de que pase por el proceso de desalación y, posteriormente, entre en la torre atmosférica para su destilación.

Los fluidos que pasan a través de los intercambiadores de calor en muchos casos pueden estar arrastrando sólidos en suspensión que tienden a depositarse en los tubos de los intercambiadores, lo que conlleva al ensuciamiento de los mismos. En consecuencia de esto ocurre un incremento de la resistencia a la transferencia de calor que degrada el funcionamiento de estos equipos de forma progresiva.

El ensuciamiento de los intercambiadores de calor, puede producirse por cristalización, sedimentación, reacciones químicas, polimerización, coquización, crecimiento de materia orgánica como algas y por corrosión; estas causas pueden ocurrir en conjunto o de forma independiente. La deficiencia en la transferencia de calor ocasionaría que el crudo a la entrada de los desaladores llegue con una temperatura menor a la requerida (120-140°C), lo cual dificultaría en gran medida mantener de forma continua la eficiencia de los desaladores. Esto provoca problemas operacionales como corrosión en el tope de la torre, en los enfriadores del tope de la torre, en los hornos, incrustaciones en los intercambiadores, etc. Sin embargo, el que más resalta es el aumento súbito de la presión en la torre de destilación atmosférica, ocasionado por la vaporización del agua contenida en la carga de crudo al entrar en la cámara pre-flash.

Por tal motivo este trabajo está dirigido a evaluar los intercambiadores de calor para determinar el comportamiento de su eficiencia, para esta nueva mezcla de crudos alimentada.

De acuerdo a lo expuesto anteriormente este trabajo está encaminado a dar solución al siguiente problema técnico.

**Problema:** Como evaluar la eficiencia del funcionamiento del primer banco de intercambiadores de calor de la sección 100 con la dieta actual de crudo.

**Hipótesis:** Si se evalúa la eficiencia del primer banco de intercambiadores de calor de la sección de destilación atmosférica se podrá determinar la eficacia con que operan los mismos.

**Objetivo General:** Evaluar el área de intercambio de calor del banco de intercambiadores de calor de la sección 100 con la dieta actual para determinar la eficiencia con que opera.

**Objetivos específicos:**

Caracterizar los intercambiadores de calor del banco de intercambio de la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo.

Caracterizar estadísticamente la operación actual de los intercambiadores de calor

Evaluar el funcionamiento de los intercambiadores de calor de la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo.

## Capítulo 1. Análisis Bibliográfico

### 1.1 Intercambiadores de tubos y coraza

Los intercambiadores de tubo y coraza son los más utilizados en la industria química y con las consideraciones de diseño mejor definidas. Consisten en una estructura de tubos pequeños colocados en el interior de un casco de mayor diámetro. Las consideraciones de diseño están estandarizadas por *The Tubular Exchanger Manufacturers Association* (TEMA) (Branan, 2002; Bejan y Allan, 2004; Perry, 2007).

Los intercambiadores de calor de tubo y coraza se clasifican en tres tipos de acuerdo a los estándares generales que contienen información sobre diseño, fabricación y materiales de construcción del equipo (TEMA):

- Clase R para petróleo y aplicaciones relacionadas
- Clase C para aplicaciones de propósitos generales
- Clase B servicios químicos

Independientemente del tipo, los intercambiadores de acuerdo a su construcción mecánica, pueden ser de cabezal fijo, de tubos en forma de U y de cabezal flotante.

Según Sinnot (2005) las ventajas de los intercambiadores de tubo y coraza son:

- La configuración da un área de superficie de calor grande en un volumen pequeño
- Buen diseño mecánico: una forma aceptable para la presión de operación
- Puede construirse de una gama amplia de materiales
- Fácil mantenimiento.

### 1.2 Aplicaciones industriales frecuentes de los intercambiadores de calor

Algunas de las aplicaciones más comunes se encuentran en calentamiento, ventilación, sistemas de acondicionamiento de espacios, radiadores en máquinas de combustión interna, calderas, condensadores, y precalentadores o enfriamiento de fluidos (Jimenez, 2011).

Según Kern (1999) las aplicaciones de los intercambiadores de calor son muy variadas y reciben diferentes nombres:

- Intercambiador de Calor: Realiza la función doble de calentar y enfriar dos fluidos.

- Condensador: Condensa un vapor o mezcla de vapores.
- Enfriador: Enfría un fluido por medio de agua.
- Calentador: Aplica calor sensible a un fluido
- Rehervidor: Conectado a la base de una torre fraccionadora proporciona el calor de reebullición que se necesita para la destilación. (Los hay de termosifón, de circulación forzada, de caldera)
- Vaporizador: Un calentador que vaporiza parte del líquido

Los intercambiadores son ampliamente usados en todas las industrias, los más comunes en los procesos de tratamiento de petróleo son de tubo y coraza y de placas en espiral (Dosinda González, 2012). En este epígrafe se proporcionarán las aplicaciones más importantes de los intercambiadores de tubo y coraza, que son los usados en el área de la refinería Camilo Cienfuegos en la que se va a desarrollar el caso de estudio.

### **1.2.1. Aplicaciones de los intercambiadores de calor de coraza y tubos**

Los intercambiadores de tubo y coraza son los más versátiles y ampliamente usados en todo tipo de industria (Walas, 2004). Se utilizan principalmente para sistemas líquido-líquido (Saavedra, 2015; Kern, 1999; Holman, 2002).

Algunos tipos específicos como el de tubos fijos se utilizan para condensar, en sistemas gas-gas, gas-líquido, para enfriar y calentar horizontal o vertical, que tiene como limitante 95°C de temperatura; el de tubos con cabezal flotante cuando existen diferenciales de temperatura altos, aproximadamente 95°C, pero tienen como limitante que las empaquetaduras interiores ofrecen peligro de fuga y son peligrosos los fluidos corrosivos en el lado de la coraza (Branan, 2002).

### **1.3 Métodos de evaluación de intercambiadores de calor. Variables de operación**

Para predecir el rendimiento de un intercambiador de calor, es esencial relacionar la transferencia total de calor con las temperaturas de entrada y salida del fluido, el coeficiente

global de transferencia de calor y el área superficial total para la transferencia (Incropera, 2006).

Los métodos de evaluación de intercambiadores de calor que generalmente se usan son:

- Método de la diferencia media logarítmica ( $F_T$ -LMTD).
- Método de la efectividad y el número de unidades de transferencia de calor ( $\epsilon$  - NTU)

### 1.3.1 Coeficientes globales de transferencia de calor

El coeficiente global de transferencia de calor depende de los coeficientes peliculares de transferencia de calor ( $h_{io}$ ) en las dos caras de la superficie que separa los fluidos, de las propiedades físicas de los fluidos y de cómo éstas dependen la temperatura, además de la geometría de la pared y de sus propiedades físicas (Incropera, 2006). Tiene en cuenta las resistencias individuales y globales a la transferencia, incluida la de la pared ( $R_w$ ) que generalmente no se tiene en cuenta porque se trata de metales con alta conductividad térmica (Branan, 2002).

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + R_w + \frac{1}{h_o}} \quad (1.1)$$

La resistencia de la pared depende de la conductividad térmica del material, y los coeficientes individuales de las propiedades físicas de los fluidos.

No se puede dejar de mencionar, que en un intercambiador de calor, además de la transferencia de calor entre los dos fluidos, existe transferencia de calor con el medio circundante, a la cual se le denomina pérdidas de calor. Aunque en general este flujo de calor hay que tenerlo en cuenta, la práctica habitual es minimizarlo recubriendo la superficie exterior con aislamiento térmico. Para el cálculo del flujo de calor entre ambos fluidos, y el área de intercambio que los separa, no se suelen incluir estas pérdidas.

La ecuación básica de transferencia de calor es: (Perry, 2008)

$$Q = U A F_T \text{ (LMTD)} \quad (1.2)$$

Donde:

Q - flujo de calor transferido (W)

U - Coeficiente global de transferencia de calor ( $W/m^2 \text{ } ^\circ C$ )



*LMTD*- Diferencia media logarítmica de temperatura (°C)

A - Área de intercambio

### 1.3.2 Efectividad y Número de Unidades de Transmisión ( $\epsilon$ - NTU)

La efectividad de transferencia de calor se define como la razón de la transferencia de calor lograda en un intercambiador de calor a la máxima transferencia posible, si se dispusiera de área infinita de transferencia de calor.

En el caso del contra flujo, es aparente que conforme se aumenta el área del intercambiador de calor, la temperatura de salida del fluido mismo se aproxima a la temperatura de entrada del fluido máximo en el límite conforme el área se aproxima al infinito.

En el caso del flujo paralelo, un área infinita solo significa que la temperatura de ambos fluidos sería la lograda si se permitiera que ambos se mezclaran libremente en un intercambiador de tipo abierto.

Según Çengel (2007) la efectividad de la transferencia de calor se define como:

$$\epsilon = \frac{Q}{Q_{m\acute{a}x}} \quad (1.3)$$

$$Q = \dot{m}c_{pc} (T_{c, sal} - T_{c, ent}) = \dot{m}c_{ph} (T_{h, ent} - T_{h, sal}) \quad (1.4)$$

Donde:

$\dot{m}$  - Flujo másico (kg/s)

$c_{pc}$  - Calor específico del fluido caliente (J/kg K)

$c_{ph}$  - Calor específico del fluido frío (J/kg K)

$T_c$  - Temperatura del fluido caliente (K)

$T_h$  - Temperatura del fluido frío (K)

$$Q_{m\acute{a}x} = C_{\min} (T_{h,ent} - T_{c,ent}) \quad (1.5)$$

Donde:

$C_{\min}$  - es el menor entre  $C_h$  y  $C_c$

$C_h$  y  $C_c$  - capacidades calóricas de los fluidos fríos y calientes

El método fue desarrollado por Nusselt en 1931, que le dio el nombre de Número de Unidades de Transmisión, el cual fue perfeccionado más tarde por London y Kays en 1984. Es un procedimiento para evaluar el funcionamiento de un intercambiador de calor ya existente. Puede ser determinado cuando el área de transferencia de calor y los detalles de la construcción son conocidos. Consiste en determinar el intercambio de calor por cada grado de diferencia de temperatura. (Sinnott, 2009).

$$NTU = \frac{UA}{C_{\min}} \quad (1.6)$$

Donde:

NTU - Número de Unidades de Transmisión (adimensional)

$C_{\min}$  - Capacidad calórica mínima (W / °C)

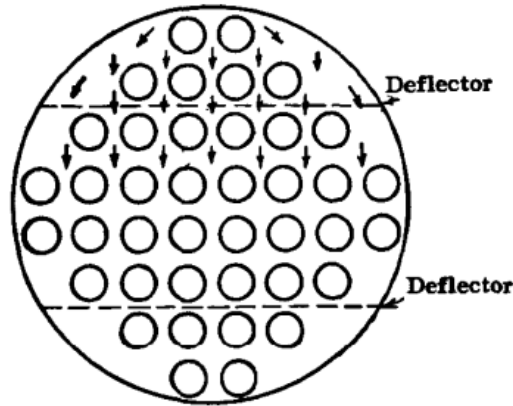
Mientras mayor sea el NTU, más grande es el intercambiador de calor. (Çengel, 2007)

### **1.3.3 Método de Kern**

Los primeros intentos de proporcionar métodos para calcular la caída de presión del lado de la coraza y el coeficiente de transferencia de calor fueron aquellos en los que se desarrollaron correlaciones basadas en datos experimentales para intercambiadores de calor típicos. El método Kern, que fue un intento de correlacionar datos para intercambiadores estándar mediante una ecuación simple análoga a las ecuaciones para flujo en tubos.

Sin embargo, este método está restringido a un corte fijo de bafle de un 25% y no puede explicar adecuadamente en el bafle las fugas de la coraza y del tubo al deflector. Sin embargo, aunque la ecuación de Kern no es particularmente precisa, permite realizar un cálculo muy simple y rápido de los coeficientes del lado de la coraza y la caída de presión.

Los coeficientes de transferencia de calor fuera del haz de tubos se refieren como coeficientes del lado de la coraza. Los mayores coeficientes de transferencia se originan por un aumento en la turbulencia. En un arreglo cuadrado, como se ve en la Fig. 1.1, la velocidad del fluido está sometida a continuas fluctuaciones debido a la reducción en área entre los tubos adyacentes comparada con el área de flujo entre las hileras sucesivas. En los arreglos triangulares hay todavía mayor turbulencia debido a que el fluido que fluye entre los tubos adyacentes a alta velocidad golpea directamente en la hilera siguiente.



**Fig. 1.1: Flujo a través de un haz de tubos**

Esto indicaría que, cuando la caída de presión y limpieza son de pocas consecuencias, el arreglo triangular es superior para alcanzar valores altos del coeficiente de película en el lado de la coraza. Este es actualmente el caso, y bajo condiciones comparables de flujo y tamaño de tubos, los arreglos triangulares dan coeficientes cercanos al 25% mayor que el arreglo en cuadro.

No hay verdadera área de flujo mediante la cual la masa velocidad pueda ser computada puesto que el área de flujo varía a través del diámetro del haz de tubos con las diferentes tolerancias para los tubos en cada hilera longitudinal de ellos. La correlación obtenida para los fluidos que fluyen dentro de los tubos obviamente no es aplicable a los fluidos fluyendo sobre un banco de tubos con deflectores segmentados, de hecho, esto se comprueba por experimentos.

Sin embargo, al establecer un método de correlación se retuvo el factor de transferencia de calor

$$j_h = \left(\frac{hD}{k}\right) \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14} v_s * \frac{DG}{\mu} \quad (1.7)$$

de acuerdo con la sugerión de McAdams, pero usando valores ficticios para el diámetro equivalente  $D_e$ , y velocidad másica  $G_g$ .

$$D_e = \frac{4 * \text{área libre}}{\text{perímetro húmedo}} \quad (1.8)$$

$$d_e = \frac{4 * \left(P^2 T - \frac{\pi d_o^2}{4}\right)}{\pi d_o} \quad (1.9)$$

Donde:

$P_T$  : espaciado entre los tubos

$d_o$  : diámetro exterior del tubo

Para valores de Re de 2 000 a 1 000 000, los datos se representan por la ecuación:

$$\frac{h_o D_e}{k} = 0.36 \left( \frac{D_e G_g}{\mu} \right)^{0.55} \left( \frac{c \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (1.10)$$

La diferencia verdadera de temperatura  $At$  en un intercambiador 1-2. Una gráfica típica de temperatura VS longitud para un intercambiador que tiene un paso en la coraza y dos en los tubos. Respecto al fluido de la coraza, un paso en los tubos está en contracorriente y el otro en paralelo. El intercambiador 1-2 es una combinación de flujo paralelo y en contracorriente, y la MLDT para contracorriente o flujo paralelo no puede ser la diferencia verdadera de temperatura para un arreglo contracorriente-paralelo. Así que es necesario desarrollar una nueva ecuación para el cálculo de la diferencia verdadera de temperatura efectiva  $At$  que reemplace la MLDT en contracorriente. (Kern, 1999)

Cualquiera de estos métodos adecuadamente modificados puede ser empleado para la evaluación de un intercambiador de calor, precisando cuales son los datos necesarios.

## **1.4 Problemas Operacionales Típicos en los Intercambiadores de Calor**

Los problemas operacionales que se presentan con más frecuencia en los intercambiadores de calor son los siguientes:

- **Vibración:**

La vibración es la causa más seria y frecuente de falla de los intercambiadores de calor, especialmente cuando se trata de unidades grandes, con altas tasas de flujo o altas velocidades en el lado coraza. La vibración puede ser transmitida mecánicamente, o a través del fluido en forma de pulsaciones provenientes de un flujo a elevadas velocidades (Jimenez, 2011).

La vibración es otra causa de fugas, y puede ser causada por el propio fluido. Una placa de impacto a menudo se coloca en la entrada del flujo de la cáscara para evitar que el fluido a alta velocidad incida directamente sobre los tubos y causando la vibración. Pulsaciones del

fluido causadas por suministro irregular también pueden causar vibraciones. Los tubos vibrantes pueden desgastar la placa de tubos, produciendo fugas. (Pettigrew, 2003)

- **Corrosión y Erosión:**

La corrosión y la erosión se generan por la pérdida del material de construcción del equipo debido a reacciones químicas o electroquímicas con impurezas en los fluidos, y a la alta velocidad o cambios en la dirección del flujo. La corrosión y la erosión de los tubos son unas de las causas más frecuentes de problemas en los intercambiadores de calor debido a que el desgaste del material de los tubos puede llevar a su pérdida total de la transferencia de calor por fugas internas y mezcla de los fluidos que fluyen por el equipo. (Carlos Alberto, 2013).

Por esta razón se hace necesaria la revisión periódica de los intercambiadores de calor y mantener un exhaustivo control en los sistemas anticorrosivos y de las propiedades de los fluidos y sus velocidades a fin de evitar pérdidas de producción de forma innecesaria debido al deterioro de los equipos de forma parcial o absoluta. Por lo tanto es de vital importancia el monitoreo y evaluación de las condiciones de operación de los intercambiadores de calor para mantener controlados posibles problemas por corrosión y erosión. (Jimenez, 2011)

- **Derrame de Fluidos:**

El derrame de fluidos en un intercambiador de calor puede ser causado por los cambios térmicos constantes en el equipo que generarían expansión térmica y vibración de los tubos y de las empacaduras del intercambiador. El derrame de fluidos ocasiona grandes pérdidas de producción, de altos costos de operación y de mantenimiento. Por lo cual se debe mantener una revisión constante de los equipos para detectar posibles puntos que por desgaste operacional puedan fallar y terminar en un no deseable derrame de fluidos en el intercambiador de calor. (TEMA, año).

- **Ensuciamiento:**

El ensuciamiento es la acumulación de sustancias indeseables en la superficie de intercambio de calor; dicho ensuciamiento influye directamente en la eficiencia del intercambiador debido a la reducción en el intercambio de calor por la resistencia adicional causada. (Amy Rodríguez, 2017)

La predicción del ensuciamiento es muy difícil debido a que su efecto neto es el resultado de muchos fenómenos que no actúan individualmente, y por la complicación adicional de su dependencia con el tiempo.

#### **1.4.1 Factores de ensuciamiento en intercambiadores de calor**

Estos son normalmente proporcionados por el cliente basándose en su experiencia con el funcionamiento de su planta en producción o proceso, pero si éstos no son definidos o acotados apropiadamente dentro de ciertos niveles pueden hacer totalmente inútil la labor del ingeniero por muy hábil que sea en el diseño del intercambiador. (Andrade, 2004)

Representan la resistencia teórica al flujo de calor debido a la acumulación de una capa de suciedad o cualquier otra sustancia en uno o los dos lados de las superficies del tubo, pero a menudo se “engruesan” por el usuario final, en un intento de minimizar la frecuencia de las paradas para limpieza del intercambiador. (Jiménez, 2011)

Los mecanismos por los cuales se produce el ensuciamiento varían con la aplicación, pero pueden ser ampliamente clasificados en cuatro tipos claramente identificables. (Ledezma, 2004)

El valor del Factor de Ensuciamiento ( $R_d$ ), es el valor que presenta la resistencia al tiempo en el cual se ha planificado realizar el mantenimiento del equipo, el cual es típicamente de un año o año y medio. Al cabo de este tiempo, el valor del ensuciamiento es mayor, y por tanto el calor neto que se intercambia es menor al de diseño; por esta razón la Asociación de Fabricantes de intercambiadores de Calor (T.E.M.A.) provee listas de valores típicos los cuales son probablemente el recurso más citado de factores de ensuciamiento utilizados en el diseño de intercambiador de calor. En la tabla 1.1 (Anexo 1) se encuentran algunos valores reportados por TEMA.

Otra forma de incrustación, la cual es común en la industria de procesos químicos, es la corrosión y otra la incrustación química. En este caso las superficies se incrustan por la acumulación de los productos de las reacciones químicas sobre ellas. (Çengel, 2007)

Los factores de suciedad se tienen que obtener experimentalmente, la determinación de los valores de “U” del intercambiador de calor, tanto en condiciones de limpieza como en suciedad.

### 1.4.2 Tipos de ensuciamiento

- Ensuciamiento químico, en el que cambios químicos en el fluido causan que se deposite una capa de ensuciamiento sobre la superficie (interna o externa) de los tubos. Cuando se presenta este tipo de ensuciamiento normalmente es eliminado mediante tratamiento químico o procesos mecánicos (cepillos de acero, taladros o incluso pistolas de agua a alta presión en algunos casos).
- Ensuciamiento biológico, causado por el crecimiento de organismos en el fluido que se depositan en la superficie. Este tipo también está fuera del control del diseñador del intercambiador, pero puede verse influido por la elección de los materiales ya que algunos, notablemente los latones no ferrosos, son venenosos para algunos organismos. Cuando se presenta este tipo de ensuciamiento normalmente es eliminado mediante tratamiento químico o procesos mecánicos abrasivos. (HRS, 2016)
- Ensuciamiento por depósito, en el que las partículas en el fluido se acumulan en la superficie cuando la velocidad cae por debajo de cierto nivel crítico. Esto está en gran medida bajo el control del diseñador ya que la velocidad crítica de cualquier combinación fluido/partícula puede ser calculada para permitir un diseño en el que la velocidad mínima sea siempre mayor que la crítica. Montar el intercambiador de calor verticalmente también puede minimizar los efectos ya que la gravedad tiende a llevar las partículas fuera del intercambiador, fuera de la superficie de intercambio térmico. Cuando se presenta este tipo de ensuciamiento normalmente es eliminado mediante procesos de cepillado mecánico. (Jimenez, 2011)
- Ensuciamiento por corrosión, en el que una capa producto de la corrosión se acumula en la superficie del tubo, formando una capa extra, normalmente de material con un alto nivel de resistencia térmica. Mediante la elección adecuada de los materiales de construcción los efectos pueden ser minimizados ya que existe a disposición del fabricante de intercambiadores un amplio rango de materiales resistentes a la corrosión basados en acero inoxidable. (HRS, 2016)

La composición de las incrustaciones en los intercambiadores de calor que operan en los procesos de refinación de petróleo cambia en dependencia de la composición de los crudos,

que a su vez varía en dependencia de las dietas de alimentación del proceso. Pueden citarse como las más frecuentes: cloruro de amonio, sulfuro de amonio, óxido de hierro, azufre y sulfuro de hierro.

### **1.4.3 Caída de presión en los intercambiadores de calor**

Según Kern 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. Cuando se ha designado una caída de presión definida para un intercambiador como parte de un circuito de bombeo, deberá siempre utilizarse tan completamente como sea posible en el intercambiador, pues de otra forma deberá disiparse mediante un reductor de presión.

- Caída de presión en el lado de los tubos,  $\Delta P_T$

Existen dos causas principales para la pérdida de presión en el lado de los tubos en un intercambiador de coraza y tubos: las pérdidas por fricción en los tubos y las pérdidas debido a las expansiones y contracciones y en los retornos que experimenta el flujo del fluido al pasar a través del arreglo de los tubos.

Las pérdidas de presión debido a la contracción en la entrada a los tubos, la expansión a la salida y el retorno del flujo en los cabezales, puede ser una parte significativa de la pérdida total de presión en el lado de los tubos. Las pérdidas en términos de la velocidad en los cabezales se pueden estimar computando el número de expansiones, contracciones y retornos, y usando los factores para accesorios de tuberías para estimar el número de velocidad y pérdidas en los cabezales, para dos pasos en el lado de los tubos, habrá dos contracciones, dos expansiones y un retorno del flujo.

Otra causa de la pérdida de presión será la contracción y expansión del flujo a la entrada y salida del intercambiador en los acoplamientos. Esto puede estimarse adicionando el valor de la velocidad para la entrada y 0,5 el valor de la velocidad para la salida, basada en la velocidad en los acoplamientos. Las pérdidas en los acoplamientos normalmente será, significativa solamente para gases a presión sub-atmosférica.

- Caída de presión en el lado de la carcasa,  $\Delta P_s$

El modelo de flujo en el casco de un intercambiador con pantallas segmentadas, es complejo y esto hace la predicción del coeficiente total de transferencia de calor y la caída de presión mucho más difícil que para el lado de los tubos.



## 1.5 Eficiencia de los intercambiadores de tubo y coraza

En muchas situaciones lo único que se conoce es la descripción física del intercambiador, como el número y tamaño de los tubos, número de pasos de tubos, número de pasos por la carcasa y las temperaturas de entrada de los fluidos  $T_{C1}$  y  $T_{F1}$ . Se puede obtener una ecuación de la transferencia de calor en la que no intervenga ninguna de las temperaturas de salida de los fluidos, haciendo uso del concepto de eficacia  $\varepsilon$  del intercambiador que se define en la forma:

$$\varepsilon = \frac{\text{Velocidad real de transferencia de calor en un intercambiador determinado}}{\text{Velocidad máxima posible de transferencia de calor}} \quad (1.14)$$

La eficiencia  $\varepsilon$  compara la velocidad de transferencia térmica real, que es la absorbida por el fluido que se calienta, con la velocidad de transferencia térmica máxima que podría transmitirse en un intercambiador en contracorriente de superficie de intercambio infinita, cuyos límites viene impuestos por el Segundo Principio de la Termodinámica, que tiene en cuenta los focos térmicos a las temperaturas extremas  $T_{h_1}$  (foco frío) y  $T_{c_1}$  (foco caliente).

En un intercambiador en contracorriente de superficie de intercambio infinita con  $C_h < C_c$  resulta que  $T_{h_2} \rightarrow T_{c_1}$ , y el valor de:

$$Q_{\text{máx}} = C_h (T_{h_2} - T_{h_1}) = C_h (T_{c_1} - T_{h_1}) \quad (1.15)$$

En un intercambiador en contracorriente de superficie de intercambio infinita con  $C_c < C_h$  resulta que  $T_{c_2} \rightarrow T_{h_1}$  y el valor de:

$$Q_{\text{máx}} = C_c (T_{c_1} - T_{c_2}) = C_c (T_{c_1} - T_{h_1}) \quad (1.16)$$

Por lo que si se pone que  $C_{\text{mín}} = \text{mín}(C_c, C_h)$ , resulta que la máxima transferencia de calor en cualquier tipo de intercambiador es:

$$Q_{\text{máx}} = C_{\text{mín}} (T_{c_1} - T_{h_1}) \quad (1.17)$$

Observándose que es la corriente cuya capacidad térmica de flujo es menor la que establece el límite de la cantidad de calor que se puede transferir.

En consecuencia se puede poner:

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\text{máx}}} = \frac{Q}{C_{\text{mín}}(T_{c_1} - T_{h_1})} = \frac{C_h(T_{h_2} - T_{h_1})}{C_{\text{mín}}(T_{c_1} - T_{h_1})} = \frac{C_c(T_{c_1} - T_{c_2})}{C_{\text{mín}}(T_{c_1} - T_{h_1})} \quad (1.18)$$

Siendo  $C_{mín}$  la menor de las capacidades caloríficas  $C_c$  o  $C_h$ . La velocidad máxima posible de transferencia térmica descrita en el denominador es la que se obtendría en un intercambiador de calor en contracorriente, con superficie de transferencia térmica infinita.

Los intercambiadores de calor de tubo y coraza presentan facilidad para el mantenimiento y reparación; y además, poseen eficiencias máximas ( $\approx 0,9$ ).

Algunos expertos como Koontz y Weihrich (2004) aseguran que la eficiencia consiste en el logro de aquellas metas que se ha propuesto una empresa utilizando para ello la menor cantidad posible de recursos. Por su parte, Robbins y Coulter (2005), dicen que es obtener resultados de una magnitud importante invirtiendo la mínima cantidad posible en ella; mientras que Reinaldo O. Da Silva (2002) se inclina a decir que eficiencia implica operar de una determinada forma en la cual todos los recursos se utilicen de la manera más adecuada posible. (Julián Pérez, 2008)

Según Luciano Andrenacci (2004) la eficiencia no es más que el logro de los objetivos esperados, en el tiempo previsto, con la calidad esperada y al menor costo posible.

Según Kern (1999), la eficiencia se define como el rendimiento fraccional de un aparato que desarrolle menos que el estándar. La eficiencia para un intercambiador como la razón de la cantidad de calor removido a un fluido a la máxima que puede ser removida. Empleando la nomenclatura usual, lo que es idéntico con el grupo de temperatura  $S$ .

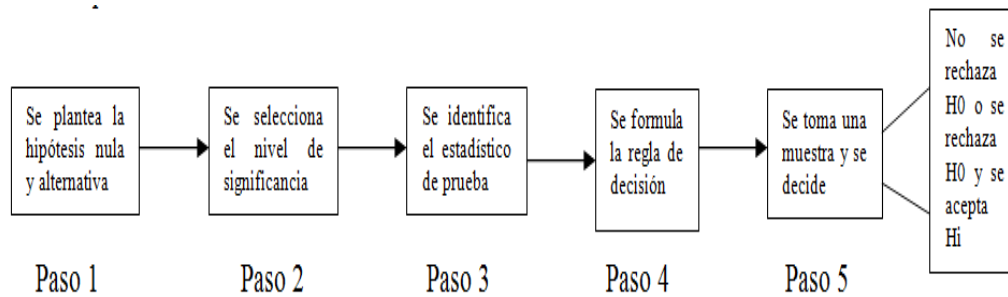
$$\epsilon = \frac{wc(t_2-t_1)}{wc(T_1-t_1)} = \frac{(t_2-t_1)}{(T_1-t_1)} \quad (1.19)$$

## **1.6 Metodología para la realización de la prueba de hipótesis**

Una prueba de hipótesis es una regla que especifica si se puede aceptar o rechazar una afirmación acerca de una población dependiendo de la evidencia proporcionada por una muestra de datos.

Una prueba de hipótesis examina dos hipótesis opuestas sobre una población: la hipótesis nula y la hipótesis alternativa. La hipótesis nula es el enunciado que se probará. Por lo general, la hipótesis nula es un enunciado de que "no hay efecto" o "no hay diferencia". La hipótesis alternativa es el enunciado que se desea poder concluir que es verdadero de acuerdo con la evidencia proporcionada por los datos de la muestra.

Prueba de una hipótesis: se realiza mediante un procedimiento sistemático de cinco pasos:



**Fig 1.2: Pasos para realizar un aprueba de hipótesis**

Siguiendo este procedimiento sistemático, al llegar al paso cinco se puede o no rechazar la hipótesis, pero se debe tener cuidado con esta determinación ya que en la consideración de estadística no proporciona evidencia de que algo sea verdadero. Esta prueba aporta una clase de prueba más allá de una duda razonable.

El objetivo de la prueba de hipótesis no es cuestionar el valor calculado del estadístico (muestral), sino hacer un juicio con respecto a la diferencia entre estadístico de muestra y un valor planteado del parámetro.

### **1.6.1 Procedimiento sistemático para una prueba de hipótesis de una muestra**

#### **.Paso 1: Plantear la hipótesis nula $H_0$ y la hipótesis alternativa $H_1$ .**

La hipótesis nula ( $H_0$ ) se refiere siempre a un valor especificado del parámetro de población, no a una estadística de muestra. La letra H significa hipótesis y el subíndice cero no hay diferencia. Por lo general hay un "no" en la hipótesis nula que indica que "no hay cambio" Podemos rechazar o aceptar  $H_0$ . (Armando Pedro, 2011)

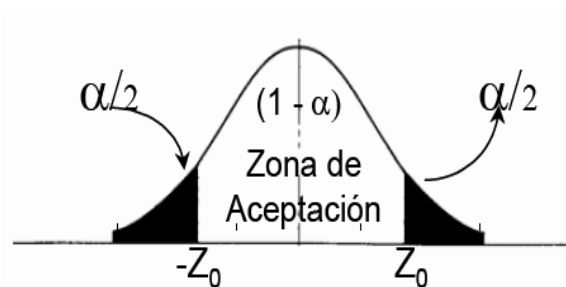
La hipótesis nula es una afirmación que no se rechaza a menos que los datos muestrales proporcionen evidencia convincente de que es falsa. El planteamiento de la hipótesis nula siempre contiene un signo de igualdad con respecto al valor especificado del parámetro.

La hipótesis alternativa ( $H_1$ ) es cualquier hipótesis que difiera de la hipótesis nula. Es una afirmación que se acepta si los datos maestres proporcionan evidencia suficiente de que la hipótesis nula es falsa. Se le conoce también como la hipótesis de investigación. El planteamiento de la hipótesis alternativa nunca contiene un signo de igualdad con respecto al valor especificado del parámetro.

**Paso 2: Seleccionar el nivel de significancia.**

Nivel de significancia: Probabilidad de rechazar la hipótesis nula cuando es verdadera. Se le denota mediante la letra griega  $\alpha$ , también es denominada como nivel de riesgo, este término es más adecuado ya que se corre el riesgo de rechazar la hipótesis nula, cuando en realidad es verdadera. Este nivel está bajo el control de la persona que realiza la prueba.

Si suponemos que la hipótesis planteada es verdadera, entonces, el nivel de significación indicará la probabilidad de no aceptarla, es decir, estén fuera de área de aceptación. El nivel de confianza  $(1-\alpha)$ , indica la probabilidad de aceptar la hipótesis planteada, cuando es verdadera en la población. (Jorge Luis, 2005)



**Fig 1.3: Probabilidad de aceptar la hipótesis planteada**

La distribución de muestreo de la estadística de prueba se divide en dos regiones, una región de rechazo (conocida como región crítica) y una región de no rechazo (aceptación). Si la estadística de prueba cae dentro de la región de aceptación, no se puede rechazar la hipótesis nula.

La región de rechazo puede considerarse como el conjunto de valores de la estadística de prueba que no tienen posibilidad de presentarse si la hipótesis nula es verdadera. Por otro lado, estos valores no son tan improbables de presentarse si la hipótesis nula es falsa. El valor crítico separa la región de no rechazo de la de rechazo. (Alicia Takemoto, 2005)

- **Tipos de errores**

Cualquiera sea la decisión tomada a partir de una prueba de hipótesis, ya sea de aceptación de la  $H_0$  o de la  $H_a$ , puede incurrirse en error:

Un error tipo I se presenta si la hipótesis nula  $H_0$  es rechazada cuando es verdadera y debía ser aceptada. La probabilidad de cometer un error tipo I se denomina con la letra alfa  $\alpha$

Un error tipo II, se denota con la letra griega  $\beta$  se presenta si la hipótesis nula es aceptada cuando de hecho es falsa y debía ser rechazada.

En cualquiera de los dos casos se comete un error al tomar una decisión equivocada.

Para que cualquier ensayo de hipótesis sea bueno, debe diseñarse de forma que minimice los errores de decisión. En la práctica un tipo de error puede tener más importancia que el otro, y así se tiene a conseguir poner una limitación al error de mayor importancia. La única forma de reducir ambos tipos de errores es incrementar el tamaño de la muestra, lo cual puede ser o no ser posible. (Alicia Takemoto, 2005)

La probabilidad de cometer un error de tipo II denotada con la letra griega beta  $\beta$ , depende de la diferencia entre los valores supuesto y real del parámetro de la población. Como es más fácil encontrar diferencias grandes, si la diferencia entre la estadística de muestra y el correspondiente parámetro de población es grande, la probabilidad de cometer un error de tipo II, probablemente sea pequeña.

El estudio y las conclusiones que obtengamos para una población cualquiera, se habrán apoyado exclusivamente en el análisis de una parte de ésta. De la probabilidad con la que estemos dispuestos a asumir estos errores, dependerá, por ejemplo, el tamaño de la muestra requerida. Las contrastaciones se apoyan en que los datos de partida siguen una distribución normal

### **Paso 3: Cálculo del valor estadístico de prueba**

Valor determinado a partir de la información muestral, que se utiliza para determinar si se rechaza la hipótesis nula., existen muchos estadísticos de prueba para nuestro caso utilizaremos los estadísticos z y t. La elección de uno de estos depende de la cantidad de muestras que se toman, si las muestras son de la prueba son iguales a 30 o más se utiliza el estadístico z, en caso contrario se utiliza el estadístico t. (Armando Pedro, 2011)

### **Paso 4: Formular la regla de decisión**

Se establece las condiciones específicas en la que se rechaza la hipótesis nula y las condiciones en que no se rechaza la hipótesis nula. La región de rechazo define la ubicación de todos los valores que son tan grandes o tan pequeños, que la probabilidad de que se presenten bajo la suposición de que la hipótesis nula es verdadera, es muy remota. (Alicia Takemoto, 2005)



**Fig 1.4: Distribución muestral del valor estadístico z, con prueba de una cola a la derecha**

**Valor crítico:** Es el punto de división entre la región en la que se rechaza la hipótesis nula y la región en la que no se rechaza la hipótesis nula.

**Paso 5: Tomar una decisión.**

En este último paso de la prueba de hipótesis, se calcula el estadístico de prueba, se compara con el valor crítico y se toma la decisión de rechazar o no la hipótesis nula. Tenga presente que en una prueba de hipótesis solo se puede tomar una de dos decisiones: aceptar o rechazar la hipótesis nula. Debe subrayarse que siempre existe la posibilidad de rechazar la hipótesis nula cuando no debería haberse rechazado (error tipo I). También existe la posibilidad de que la hipótesis nula se acepte cuando debería haberse rechazado (error de tipo II). (Jorge Luis, 2005)

## Conclusiones Parciales

1. La eficiencia de la transferencia de calor en intercambiadores se puede calcular según el método de Kern, por el cálculo de  $\epsilon$  - NTU, por el cálculo de  $\mathcal{E}$  o por el cálculo de S, debido a los datos disponibles los el último es el más apropiados.
2. Las incrustaciones más comunes en el proceso de refinación pueden producirse por cristalización, sedimentación, reacciones químicas, polimerización, coquización, crecimiento de materia orgánica como algas y por corrosión; estas causas pueden ocurrir en conjunto o de forma independiente. La eficiencia del proceso se verá afectada por las mismas, ya que debido a estas deposiciones uno de los principales problemas va a ser que el crudo no saldrá con la temperatura requerida.
3. La eficiencia calculada mediante el termino S, resulta un buen indicador de la efectividad de la transferencia de calor, por lo que se puede usar para evaluar el comportamiento operacional de los intercambiadores.

## Capítulo 2. Materiales y Métodos

### 2.1. Descripción del proceso de la sección de destilación atmosférica

La sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo está destinada para el procesamiento del petróleo no estable. En resultado del proceso tecnológico se obtienen fracciones, algunas de las cuales después de mezclarlas son un inyecto para otras secciones de la planta combinada o componentes al mezclar los productos terminados.

El proceso se efectúa por medio de los métodos físicos-químicos: desalación, deshidratación, métodos físicos: rectificación, intercambio de calor. Todo este proceso se compone de las etapas siguientes:

1. Desalación eléctrica
2. Destilación atmosférica

La destilación del petróleo se efectúa por un esquema de dos torres, la gasolina no estable que se obtiene como resultado de la destilación atmosférica, esta fluye a la torre estabilizadora (T-104) donde por la parte superior se extrae la fracción PIE-70 °C y por el fondo la gasolina estable 70-120 °C.

Producto de la destilación atmosférica en la segunda torre se extraen los cortes laterales:

Fracciones: 120-180 °C, 180-230 °C, 230-270 °C, 270-350 °C.

Los primeros tres cortes se dirigen a cada torre despojadora (T-103/1, T-103/2, T103/3) con el fin de despojar las fracciones ligeras. Las distintas secciones de la torre tienen cargas distintas de vapor, de líquido y de números de reflujos.

Al tope de la torre de destilación atmosférica (T-102) se inyecta el reflujo profundo. Esta torre tiene I, II, III reflujos de circulación a cuenta del uso de calor de ellos se mejoran los índices energéticos del proceso. Mezclando las fracciones, se obtiene el inyecto para los procesos secundarios de la planta combinada.



La fracción 70-180 °C es el inyector de la sección 200, la fracción 120-230 °C, 120-270 °C, 180-350 °C son el inyector para la sección 300 respectivamente. La fracción inestable PIE-70 °C va a la sección 400. El mazut (fracción > 350 °C) extraído del fondo de la torre de destilación atmosférica (T-102) va al parque intermedio de almacenamiento para mezcla con el fin de obtener un producto terminado. En el anexo 4 se muestra el diagrama de flujo de la sección 100 en las figuras 2.1, 2.2, 2.3.

### **2.1.1 Descripción del caso de estudio**

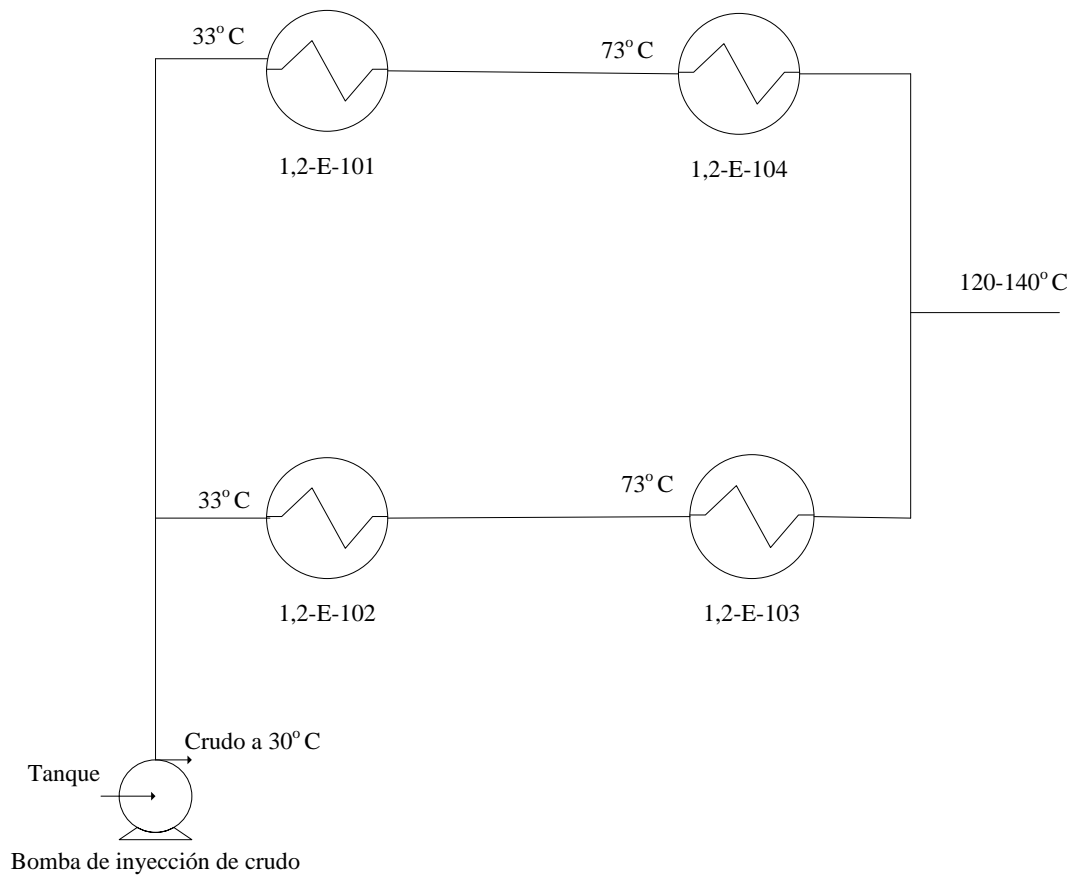
El crudo proveniente de la Estación de Bombeo de Crudo, a una temperatura de 30 °C y una presión de 3 a 8 kgf/cm<sup>2</sup>, es succionado por la bomba de inyección de crudo.

Posteriormente el flujo es descargado hacia el primer banco de intercambio, a una temperatura de 33 °C, y a una presión de 29,4 kgf/cm<sup>2</sup>. Este tren de intercambiadores cuenta con dos ramales en paralelo conformado, cada uno, por cuatro intercambiadores en serie, ya que cada intercambiador es doble, como se muestra en la figura 2.1.

El primer ramal, se calienta sucesivamente, en los intercambiadores 1,2-E-102 y 1,2-E-103. El segundo ramal, se calienta en los intercambiadores 1,2-E-101 y 1,2-E-104.

A la entrada de cada ramal se regula el flujo de crudo. Finalmente, ambos ramales se unen para llevar el crudo precalentado a una temperatura de 120-140 °C y a una presión de 12,5 kgf/cm<sup>2</sup>, al sistema de Desalación Eléctrica.

En el Anexo 5 se encuentra una tabla con las condiciones operacionales del primer banco de intercambiadores.



**Fig. 2.1: Diagrama detallado del caso de estudio**

## 2.2 Metodología empleada para el tratamiento estadístico

Esta se realizó a partir del procesamiento de los datos de entrada y salida de las temperaturas y flujos en el intercambiador, recopilados con la ayuda de técnicos, operadores, y tecnólogos de la planta, pertenecientes al período comprendido entre el 12 de septiembre del 2017 hasta el 2 de diciembre del 2017, con vistas a observar el comportamiento de dichos intercambiadores se decidió realizar tres muestras diarias con una diferencia de 4h cada una.

Este análisis se basa en el estudio estadístico a través de la media, desviación estándar, el coeficiente de variación y las cartas de control, con el objetivo de obtener criterios que definan de forma estadística el funcionamiento normal del proceso para detectar desviaciones significativas.

- Media de la muestra

La media de la muestra se determina a través de la siguiente ecuación:

$$\bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i}{n} \quad (2.1)$$

Donde:

$x_i$  - Valor de la variable  $x$  en la medición  $i$

$n$  - Tamaño de la muestra.

- Desviación estándar

$$S = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n-1}} \quad (2.2)$$

Donde:

$\bar{x}$  - Valor medio de la variable  $X$  para  $n$  mediciones

Aunque la desviación estándar proporciona una medida de la dispersión de un conjunto de resultados alrededor del valor medio, no indica la forma de la distribución. Esta puede apreciarse fácilmente mediante un histograma; cuando es normal se muestran las medidas distribuidas de forma casi simétrica en torno a la media, con las medidas agrupadas hacia el centro.

- Coeficiente de variación.

El coeficiente de variación (CV) es otra medida de la variabilidad extensamente utilizada, también conocido como la desviación estándar relativa (DER). Se recomienda que sea menor que un 12%. Está definida por la siguiente ecuación:

$$CV = \frac{s}{\bar{x}} * 100 \quad (2.3)$$

- Cartas de control

Las cartas de control no son más que un gráfico cronológico de una variable que permite saber si se encuentra dentro de los límites del proceso apoyándose en experiencias pasadas. Su utilización eficaz permite la detección oportuna de desviaciones anormales en el proceso, así como la prevención de futuros problemas.

Existen dos tipos, las Cartas de Media y las Cartas de Rango. La correcta aplicación de esta herramienta aumenta la eficiencia y la productividad del trabajo. Se le realizan cartas de control a los datos de temperaturas de entrada y salida, así como al flujo del intercambiador de calor, para conocer si existen desviaciones significativas de sus parámetros de diseño.

Para la realización de las mismas se dispondrá del Statgraphics XVII, para ello usaremos el comando Special, una vez ahí optaremos por Quality Control, luego Variables Control Charts y por último se escoge el tipo de carta que se desea realizar, en este caso es la X-bar and R.

Para la determinación de la media de la muestra, la desviación estándar y el coeficiente de variación se emplea el Excel, para ello se introduce la fórmula de cada uno de dichos coeficientes para un mejor manejo de los datos y obtener un resultado más exacto.

### **2.2.1 Cartas de control**

La idea básica de una carta de control es observar y analizar gráficamente el comportamiento sobre el tiempo de una variable de un producto, o de un proceso, con el propósito de distinguir en tal variable sus variaciones debidas a causas comunes de las debidas a causas especiales (atribuibles). El uso adecuado de las cartas de control permitirá detectar cambios y tendencias importantes en los procesos.

La línea central de una carta de control representa el promedio de la variable que está graficando, cuando el proceso se encuentra en control estadístico. Las otras dos líneas se llaman límites de control, superior e inferior, y están en una posición tal que, cuando el proceso está en control estadístico, ay una alta probabilidad de que prácticamente todos los valores de la variable (puntos) caigan dentro de los límites. De esta manera, si todos los puntos están dentro de los límites, entonces se supone que el proceso está en control estadístico. Por el contrario, si al menos ay un punto fuera de los límites de control, entonces el proceso está fuera de control estadístico, por lo que es necesario investigar cual es la causa de este comportamiento o cambio especial.

#### **2.2.1.1 Interpretación de las cartas de control**

Las gráficas de control se usan entre otras cosas:

- Para verificar que los datos obtenidos poseen condiciones semejantes.
- Para observar un proceso productivo, a fin de poder investigar las causas de un comportamiento anormal.

- Al distinguir entre las causas especiales y las causas comunes de variación, dan una buena indicación de cuándo un problema debe ser corregido localmente y cuando se requiere de una acción en la que deben de participar varios departamentos o niveles de la organización.

Las cartas de control de media no son más que la sumatoria de todos los subgrupos divididos entre el número de muestras, mientras que el rango es el valor máximo menos el valor mínimo.

Los gráficos x-R se utilizan cuando la característica de calidad que se desea controlar es una variable continua.

Para facilitar la identificación de patrones no aleatorios lo primero que se hace es dividir la carta de control en seis zonas o bandas iguales, cada una con una amplitud similar a una desviación estándar de la variable que se grafica.

### 2.3 Metodología para prueba de hipótesis de medias


Caso I	Caso II	Caso III
$H_0: \mu = \mu_0$	$H_0: \mu = \mu_0$	$H_0: \mu = \mu_0$
$H_0: \mu < \mu_0$	$H_0: \mu \neq \mu_0$	$H_0: \mu > \mu_0$

**Estadística de prueba:**

$$Z = \frac{\bar{X} - \mu_0}{\frac{\sigma}{\sqrt{n}}} \quad (2.4)$$

Decisión		
Si $Z_{cal} < -Z_a$ entonces se rechaza $H_0$	Si $ Z_{cal}  > \frac{Z_a}{2}$ entonces se rechaza $H_0$	Si $Z_{cal} > Z_a$ entonces se rechaza $H_0$

**Tabla 2.1: Fórmulas de prueba de hipótesis de la media a utilizar de acuerdo a la población y tamaño de la muestra (Kazmier, 1999).**

Población	Tamaño de Muestra	$\sigma$ conocida	$\sigma$ desconocida
Con Distribución Normal 	Grande( $n \geq 30$ )	$z = \frac{x - \mu_0}{\sigma / \sqrt{n}}$	$t = \frac{x - \mu_0}{S / \sqrt{n}}$ $\circ$ $z = \frac{x - \mu_0}{\sigma / \sqrt{n}}$ *
	Pequeña( $n < 30$ )	$z = \frac{x - \mu_0}{\sigma / \sqrt{n}}$	$t = \frac{x - \mu_0}{S / \sqrt{n}}$
Sin Distribución Normal	Grande( $n \geq 30$ )	$z = \frac{x - \mu_0}{\sigma / \sqrt{n}}$ *	$t = \frac{x - \mu_0}{S / \sqrt{n}}$ $\circ$ $z = \frac{x - \mu_0}{\sigma / \sqrt{n}}$ *
	Pequeña( $n < 30$ )	Se usaria pruebas no paramétricas	

**Intervalo de confianza:**

$$\mu \in \left( \bar{x} - z \cdot \frac{\sigma}{\sqrt{n}}, \bar{x} + z \cdot \frac{\sigma}{\sqrt{n}} \right) \quad (2.5)$$

**Región de aceptación:**

$$\bar{x} \in \left( \mu - z \cdot \frac{\sigma}{\sqrt{n}}, \mu + z \cdot \frac{\sigma}{\sqrt{n}} \right) \quad (2.6)$$

**Con valores normalizados:**

$$Z = \frac{\bar{X} - \mu_0}{\frac{\sigma}{\sqrt{n}}} \in (-z, z) \quad (2.7)$$

## 2.4 Evaluación de los intercambiadores de calor aplicando el método de Kern

Condiciones de proceso requeridas:

Fluido caliente:  $T_1, T_2, W, c, s, \mu, k, R_d, \Delta P$

Fluido frío:  $t_1, t_2, w, c, s, \mu, k, R_d, \Delta P$

Para el intercambiador se deben conocer los siguientes datos:

Lado de la coraza

Lado de los tubos

DI

Número y longitud

Espaciado de los deflectores

DE, BWG, y arreglo

Pasos

Pasos

**1. Calor transferido:  $Q$**

$$Q = WC(T_1 - T_2) = wc(t_2 - t_1) \quad (2.8)$$

Dónde:

W: Peso del flujo del fluido caliente (lb/h)

w: Peso del flujo del fluido frío (lb/h)

C: Calor específico del fluido caliente (Btu/ (lb) ( $^{\circ}$ F))

$T_1$ : Temperatura de entrada del fluido caliente ( $^{\circ}$ F)

$T_2$ : Temperatura de salida del fluido caliente ( $^{\circ}$ F)

$t_1$ : Temperatura de entrada del fluido frío ( $^{\circ}$ F)

$t_2$ : Temperatura de salida del fluido frío ( $^{\circ}$ F)

**2. Diferencia verdadera de temperatura  $A_t$ :**

$$\text{MLDT, } \mathbf{R} = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \mathbf{S} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (2.9)$$

$$\Delta t = \text{MLTD} * F_T (F_T \text{ de la fig. 18 de Kern (1999)}) \quad (2.10)$$

Dónde:

$\Delta t$ : Diferencia de temperatura verdadera o efectiva

$T_1$ : Temperatura de entrada del fluido caliente ( $^{\circ}$ C)

$T_2$ : Temperatura de salida del fluido caliente ( $^{\circ}$ C)

$t_1$ : Temperatura de entrada del fluido frío ( $^{\circ}$ C)

$t_2$ : Temperatura de salida del fluido frío ( $^{\circ}$ C)

S: Eficiencia

MLDT: media logarítmica de la diferencia de temperaturas ( $^{\circ}$ F)

3. **Temperatura calórica  $T_c$  y  $t_c$**

El uso de las temperaturas calóricas está en contradicción parcial con la derivación de la diferencia de temperatura para un intercambiador 1-2 en flujo paralelo-contracorriente en el cual se supuso  $U$  constante. El uso de las temperaturas calóricas presume que una variación lineal de  $U$  con respecto a  $t$  puede considerarse en el cálculo del producto  $U_{\text{calórica}} A_t$ , donde  $A_t$  es la diferencia verdadera de temperatura en el proceso paralelo-contracorriente cuando  $U$  es constante.

**3.1 Fluido caliente: lado de la coraza**

1. Área de flujo

$$a_s = DI * \frac{CB}{144P_T} \tag{2.11}$$

Donde:

$a_s$ : Área de flujo (pies<sup>2</sup>)

DI: diámetro interno

2. Velocidad másica

$$G_g = \frac{W}{a_g} \tag{2.12}$$

$G_g$ : Velocidad másica (lb/ (h) (pie<sup>\*</sup>))

\*: Una gráfica conveniente de  $k\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$  vs.  $\mu$  Para fracciones de petróleo se da en la fig.16 de Kern (1999).

3. Obtener  $D_e$  de la figura 28 de Kern (1999).

4. Obtener  $\mu$  a  $T_c$ , lb/ (pie)(h)=cp\*2.42

$$Re_g = \frac{D_e G_g}{\mu} \tag{2.13}$$

5. Obtener  $j$  de fig. 28 de Kern (1999).

6. A  $T_c$  obtener  $c$ , Btu/(lb) y  $k$ , Btu/(h)(pie<sup>2</sup>)

Compute  $\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$

$$h_o = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \Phi_g \tag{2.14}$$

Donde:



$h_o$ : Coeficientes de transferencia de calor para fluido exterior (Btu/ (h) (pie<sup>2</sup>))

$k$ : Conductividad térmica (Btu// (h) (pie<sup>2</sup>) (°F/pie))

$j_H$ : Factor de transferencia de calor

$D$ : Diámetro interior (pies)

$\mu$ : Viscosidad a la temperatura calórica, centipcises\*2.42=lb/ (pie) (h)

7. Temperatura de la pared del tubo,  $t_w$

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_{gT}}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_g}} (T_c - t_c) \quad (2.15)$$

8. Obtener  $\mu_w$  y  $\phi_g = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$

9. Coeficiente corregido

$$h_o = \frac{h_o \phi_g}{\phi_g} \quad (2.16)$$

### 3.2 Fluido frío: lado de los tubos

1. Área de flujo

$$a_t = \frac{N_o \cdot \text{de tubos} \cdot \text{área de flujo/tubo}}{N_o \cdot \text{de pasos}} = \frac{N_t a'_t}{144n} \quad (2.17)$$

Donde:

$a_t$ : Área de flujo (pies<sup>2</sup>)

$N_t$ : Número de tubos

$a'_t$ : Área de flujo por tubo  $a'_t$  de la tabla de Kern (1999).

2. Velocidad másica

$$G_t = \frac{w}{a_t} \quad (2.18)$$

Donde:

$G_t$ : Velocidad másica (lb/ (h) (pie<sup>2</sup>))

3. Obtener  $D$  de la tabla 10 de Kern (1999), pies

4. Obtener  $\mu$  a  $t_c$ , lb/ (pie)(h)=cp\*2.42

$$R_e = \frac{DG_t}{\mu} \quad (2.19)$$

Donde:

$R_e$ : Número de Reynolds para transferencia de calor

D: diámetro interior de los tubos (pies)

5. Obtener  $j$  de fig. 24 de Kern (1999).

6. A  $t_c$  obtener  $c$ , Btu/(lb)(°F) y  $k$ , Btu/(h)(pie<sup>2</sup>)(°F/pie)

Compute  $\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$

$$h_i = j_H \frac{k}{D_o} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \Phi_t \quad (2.20)$$

Donde:

$h_i$ : Coeficiente de transferencia de calor dl fluido interior (Btu)/ (h) (pie<sup>2</sup>)

$\Phi_t$ : Razón de viscosidad  $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$

$$\frac{h_{io}}{\Phi_t} = \frac{h_i}{\Phi_t} * \frac{DI}{DE} \quad (2.21)$$

Donde:

$h_{io}$ : Valor de  $h_i$  cuando se refiere al diámetro exterior del tubo (Btu/ (h) (pie<sup>2</sup>))

7. La temperatura de la pared del tubo se obtiene por la ecuación para el fluido caliente

8. Obtener  $\mu_w$  y  $\Phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$

9. Coeficiente corregido

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\Phi_p} \Phi_p \quad (2.22)$$

10. Coeficiente total limpio  $U_c$ :

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io}+h_o} \quad (2.23)$$

11. Coeficiente total de diseño  $U_D$ : Obtener la superficie externa/ pie lin a'' de la tabla 10 del apéndice del Kern (1999).

Área de transferencia de calor

$$A = a'LN_t \quad (2.24)$$

Donde:

$a''$ : superficie externa por pie lineal (pies)

L: longitud de tubo (pie)

$$U_D = \frac{Q}{A\Delta t} \quad (2.25)$$

12. Factor de obstrucción  $R_d$ :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} \quad (2.26)$$

Si  $R_d$  iguala o excede al factor de obstrucción requerido, siga con la caída de presión.

## 2.5 Determinación de las propiedades físicas del crudo Sahara-Merey.

Los crudos más ligeros y más volátiles tienden a ser altamente fluidos y se extienden con rapidez además de desprender un fuerte olor, tener una elevada velocidad de evaporación y ser normalmente inflamables. Penetran en los substratos porosos pero no tienden a adherirse a las superficies duras y pueden resultar altamente tóxicos.

La mayor parte de los recursos de petróleo del mundo corresponde a hidrocarburos viscosos y pesados, que son difíciles y caros de producir y refinar. Por lo general, mientras más pesado o denso es el petróleo crudo, menor es su valor económico. Los crudos pesados tienden a poseer mayores concentraciones de metales y otros elementos, lo que exige más esfuerzos y erogaciones para la extracción de productos utilizables y la disposición final de los residuos.

Las siguientes tablas muestran las propiedades del crudo Sahara Blend y del Merey 16, suministrados por el assay, este es un documento suministrado por la compañía proveedora, el caso de estudio está basado en una mezcla del crudo Sahara Blend y Merey 16, este se procesa en la siguiente proporción 70% del Sahara Blend y 30 % del Merey 16, los datos mostrados en la siguiente tabla serán empleados posteriormente en la evaluación de los intercambiadores.

**Tabla 2.2: Propiedades del crudo Sahara**

Crudo	API	% de azufre (WT%)	Viscosidad (cst)	Densidad (kg/l)
Sahara	44.75	0.065	5.6	0.8024

**Tabla 2.3: Propiedades del crudo Merey**

Crudo	API	% de azufre (WT%)	Viscosidad (cst)	Densidad (kg/l)
Merey	15.9	2.73	0.8	0.7512

## Capítulo 3. Resultados y discusión

En este capítulo se exponen y analizan los resultados obtenidos a partir de las metodologías planteadas en los epígrafes del capítulo 2.

### 3.1 Resultado y análisis de la evaluación estadística de la operación actual de los intercambiadores de calor

A partir de la metodología expuesta en el capítulo 2, se realiza la caracterización estadística de la operación de los intercambiadores de calor con datos de flujo, temperaturas de entrada y de salida de los equipos. Para aprobar la elección de la toma de muestra se analizan estadísticamente las variables medidas a partir de los valores promediados. El procesamiento de los datos medidos arroja resultados que se muestran en la tabla 3.1.

Leyenda:

X- Promedio

SD- Desviación estándar

CV- Coeficiente de variación

**Tabla 3.1 Caracterización estadística para las temperaturas de entrada**

Variable	Media	Desviación estándar	Coeficiente de variación
T <sub>1-E-101</sub>	33.91	2.42	7.15 %
T <sub>2-E-101</sub>	51.24	4.40	8.59 %
T <sub>1-E-102</sub>	33.91	2.42	7.15 %
T <sub>2-E-102</sub>	60.02	3.91	6.52 %
T <sub>1-E-103</sub>	79.13	4.43	5.60 %
T <sub>2-E-103</sub>	95.47	2.97	3.11 %
T <sub>1-E-104</sub>	72.48	3.63	5 %
T <sub>2-E-104</sub>	105.62	2.69	2.55 %

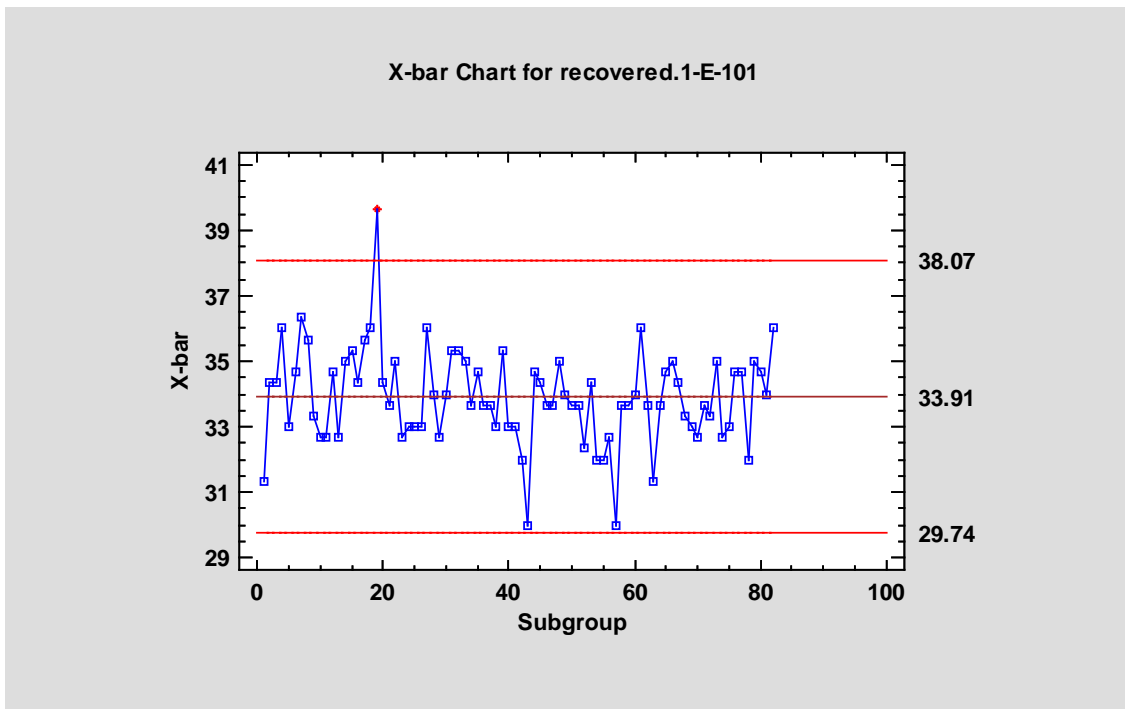
**Tabla 3.2 Caracterización estadística para las temperaturas de salida**

Variable	Media	Desviación estándar	Coeficiente de variación
T <sub>1-E-101</sub>	51.24	4.40	8.59 %
T <sub>2-E-101</sub>	72.48	3.63	5 %

$T_{1-E-102}$	60.02	3.91	6.52 %
$T_{2-E-102}$	79.13	4.43	5.60 %
$T_{1-E-103}$	95.47	2.97	3.11 %
$T_{2-E-103}$	123.09	7.89	6.41 %
$T_{1-E-104}$	105.62	2.69	2.55 %
$T_{2-E-104}$	123.09	7.89	6.41 %

Se puede apreciar cómo en los días analizados, el coeficiente de variación de la temperatura de entrada y de salida, no sobrepasan el 12% alrededor de la media, lo que significa que existe confiabilidad en los datos utilizados. En la temperatura de salida, el 3.9% oscila entre el 8 y 12%, el 13.2% entre el 4 y 8% y el resto no exceden el 4%. Mientras que en la temperatura de entrada el 3.5% oscila entre el 8 y 12%, el 14.3% entre el 4 y 8% y el resto no exceden el 4%, lo que indica confiable la muestra seleccionada.

Además se realizaron cartas de control de media y rango a cada parámetro para determinar si existen anomalías operacionales en el equipo.



**Figura 3.1 Carta de Control para media de la temperatura de entrada del intercambiador 1-E-101.**

En las figuras 3.1 se observa la carta de control para la temperatura de entrada del intercambiador 1-E-101. Se puede apreciar que existe un punto fuera de los límites de control, por lo que en la distribución, podemos declarar que el proceso está fuera de control al nivel de confianza del 95%.

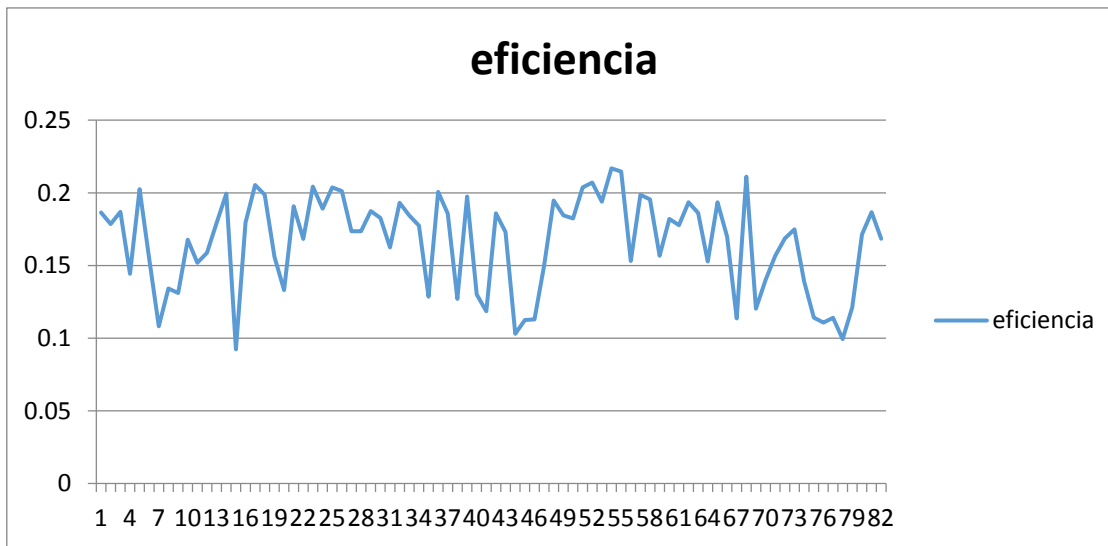
Este parámetro se encuentra fuera de los límites de control debido a que el tanque de inyecta a la planta recibe el slop de recirculación de la misma, por lo que el producto aumenta la temperatura hasta 80 °C y el mismo demora varios días en enfriarse, al usarlo antes del tiempo previsto se producen disturbios en la temperatura.

Las cartas de control para el resto de los parámetros analizados se encuentran del Anexo 6 al 20. No se acepta la hipótesis de que el proceso está en un estado de control estadístico porque hay puntos fuera de los límites en algunos de los equipos a analizar, por lo que se acepta la hipótesis de que en el proceso existen desviaciones significativas de los parámetros de diseño para un nivel de confianza del 95%. Debido a que las cartas de control están fuera de control no hay necesidad de realizar las cartas de rango.

En estos gráficos se observan cómo las variables analizadas se varían en un rango determinado, es decir no se mantienen estables, en algunos casos lo hacen hasta salir de los límites establecidos, este fenómeno es un caso típico de inestabilidad de los parámetros de operación del sistema.

### **3.2 Resultados de la eficiencia del intercambiador**

En la **figura 3.2** se muestra el comportamiento de la eficiencia en el tiempo analizado para el intercambiador E-1-101.



**Figura 3.2: Análisis de la eficiencia del intercambiador E-1-101 en el tiempo analizado**

Como se puede observar sigue un comportamiento que oscila entre el 10-20% , el crudo no sale del equipo con las condiciones de temperatura requeridas para el proceso por lo que entra a los demás intercambiadores de calor para garantizar así que este alcance la temperatura deseada. En los anexos 21-28 aparecen los análisis de los intercambiadores restantes en lo que respecta a la eficiencia, donde se puede apreciar que la misma es bastante baja, por lo que se puede decir que la diferencia de temperatura del fluido caliente con respecto al frío no se aprovecha en su mayor parte en la transferencia de calor realizada.

### **3.3 Resultados de la prueba de hipótesis**

Este análisis muestra los resultados de realizar una prueba de hipótesis sobre la media ( $\mu$ ) de una distribución normal.

Las dos hipótesis a ser probadas para la temperatura de entrada de los ramales son:

Hipótesis nula:  $\mu = 30.0$

Hipótesis alternativa:  $\mu <> 30.0$

**Tabla 3.3 Prueba de hipótesis para la temperatura a la entrada de los ramales.**

Parámetros	Resultados
Media muestral	33.9
Desviación estándar de la muestra	2.42
Tamaño de la muestra	246
Intervalo de confianza del 95.0% para la media	33.9 +/- 0.303912 [33.5961,34.2039]
Hipótesis nula	30.0

Dada una muestra de 276 observaciones con una media de 33.9 y una desviación estándar de 2.42, la hipótesis nula se rechaza al nivel de confianza del 95.0%. El intervalo de confianza muestra que los valores de  $\mu$  soportados por los datos se encuentran entre 33.5961 y 34.2039. Por lo que se cumple con la norma.

Las dos hipótesis a ser probadas para la temperatura de salida de los ramales son:

Hipótesis nula:  $\mu = 130.0$

Hipótesis alternativa:  $\mu \neq 130.0$

**Tabla 3.5 Prueba de hipótesis para la temperatura a la salida de los ramales.**

Parámetros	Resultados
Media muestral	123.0
Desviación estándar de la muestra	7.89
Tamaño de la muestra	246
Intervalo de confianza del 95.0% para la media	123.0 +/- 0.934947 [122.065,123.935]
Hipótesis nula	130.0



Dada una muestra de 276 observaciones con una media de 123.0 y una desviación estándar de 7.89, la hipótesis nula se rechaza al nivel de confianza del 95.0%. El intervalo de confianza muestra que los valores de  $\mu$  soportados por los datos se encuentran entre 122.065 y 123.935. Por lo que se cumple con la norma

## Conclusiones Generales

1. El coeficiente de variación de la temperatura de entrada y de salida, no sobrepasan el 12% alrededor de la media, lo que significa que existe confiabilidad en los datos utilizados.
2. No se acepta la hipótesis de que el proceso está en un estado de control estadístico porque hay puntos fuera de los límites en algunos de los equipos a analizar, por lo que se acepta la hipótesis de que en el proceso existen desviaciones significativas de los parámetros de diseño para un nivel de confianza del 95%.
3. La eficiencia calculada mediante el termino S de forma general se encuentra en un rango de un 4-44%, por lo que no se aprovecha al máximo la transferencia de calor.
4. En la prueba de hipótesis el intervalo de confianza muestra que los valores de  $\mu$  soportados por los datos se encuentran en el rango establecido para la temperatura de entrada de 33.5961 y 34.2039, mientras que para la de salida se encuentran entre 122.065 y 123.935, por lo que se cumple con la norma.

## Recomendaciones

1. Profundizar en los estudios de la evaluación de los intercambiadores de calor del primer banco de intercambio de la planta de destilación atmosférica.

## Bibliografía

1. ABEDINI, 2010. Modeling and simulation of condensed sulfur in catalytic beds of Claus process: rapid estimation. *Bulletin 14*, no. Chemical Engineering Research, pp. 110-114.
2. ALLAN, BEJAN, 2004. *The Heat transfer Handbook*. S.l.: s.n.
3. AMADOR, MAYA, A., 2007. *Diseño de un cabezal de 3 tuberías para la recuperación de hidrocarburos en el vaciado de intercambiadores en la planta primaria #3 de la refinería "General Lázaro Cárdenas"*. tesis profesional para obtener el Título de Ing. Químico Petrolero. México: s.n.
4. ANDRADE, PABLO ALEJANDRO HUIZA, 2004. *Simulación y evaluación de los intercambiadores de calor de carcasa y tubos del tren de precalentamiento de crudo de la unidad de destilación atmosférica del complejo mejorador de crudo extrapesado de Sincor*. Tesis de Grado. Caracas, Venezuela: Universidad Metropolitana.
5. ANSI/API STANDARD 610., 2004. *entrifugal pumps for petroleum, petrochemical and natural gas industries*. octubre 2004. S.l.: s.n.
6. ASPEN TECHNOLOGY, I., 2015. AspenTech. [en línea]. Disponible en: <http://www.aspentech.com/products/aspenone-engineering/>.
7. AXENS, 2010. *IFP-Group Technologies. International provider of technologies (process licenses), products (catalysts and adsorbents) and services (technical assistance, training, consulting) to the refining, petrochemical to the refining, petrochemical and gas process*. Institut Francaise du Pétrole (IFP-Group Technologies). Francia: s.n.
8. BAJUELO, REY, A. DAYANA, 2013. *Análisis del cambio de capacidad en la unidad de Destilación Atmosférica en la Refinería de Petróleo "Camilo Cienfuegos"*. Trabajo de Diploma. Cienfuegos, Cuba: Carlos Rafael Rodríguez.
9. BLANCO, J., BAHAMONDE, A., & ET.AL., 1997. *Advances in NOx/SOx Reduction*. Instituto de Catalisis y Peroleoquímica, CSIC. Madrid, España: s.n.

10. BRANAN, C, 1998. *Rules of Thumb for Chemical Engineers: A Manual of Quick, Accurate Solutions to Everyday Process Engineering Problems*. Segunda Edición. Houston, USA: Gulf Publishing Co.
11. BRANAN, C. R., 2000. *Soluciones prácticas para el Ingeniero Químico*. Primera edición. México: McGraw-Hill.
12. BRIONES, ANA JULIA INTRIAGO, 2014. *Optimización del sistema de intercambiadores de calor del tren de precalentamiento de crudo de la unidad no catalítica II en la refinería estatal Esmeraldas*. Tesis de Grado. Riobamba-Ecuador: Facultad de ciencias, Escuela superior politécnica de Chimborazo.
13. BUONICORE, A. y THEODORE, L., 1975. *Industrial control equipment for gaseous pollutants*. Cleveland, Ohio, USA: CRC Press, Inc.
14. BUTTERWORTH-HEINEMANN., 2004. *heat Transfer and Heat Exchangers*. [aut. libro] Stanley M. Walas. S.l.: CHEMICAL PROCESS EQUIPMENT.
15. CASTILLO, Y, 2014. *Equipos utilizados en humidificación*. Venezuela: Universidad de Los Andes, Escuela de Ingeniería Química.
16. CATON, J.A., 2012. *An introduction to thermodynamic cycle simulations for internal combustion engines*. University college TX. Texas. USA: s.n.
17. ÇENGEL, YUNUS A. 2007, 2007. *Transferencia de calor y masa. un enfoque práctico*. Tercera Edición. S.l.: Pablo Eduardo Roig Vázquez.
18. CHEMATEK S.P.A., 2013. *Estudio técnico-económico para la instalación de una Unidad de Recuperación de Azufre*. 2013. S.l.: s.n.
19. CHEN J. CHOW T. y WONG V., 2002. *Desulfurizing fuels: Know the basic. Chemical Engineering*. S.l.: s.n.
20. CITMA-RES-132, 2009. *Resolución 132/2009. reglamento del procesos de evaluación de impacto ambiental*. 2009. S.l.: s.n.
21. CITMA-RES-136, 2009. *Resolución 136/2009. Reglamento para el manejo integral de desechos peligrosos*. 2009. S.l.: s.n.
22. CLAVELO ROBINSON, P, 2003. *Simulación del sistema de generación de vapor y equipos de depuración de SO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub>*. S.l.: s.n.
23. CLAYTON., 2008. *Intercambiadores de calor*. S.l.: s.n.
24. COKER, A, 1991. *Understanding the basics of packed-column desing*. S.l.: s.n.

25. CONSEJO DE ESTADO., 2013. *Decreto Ley No. 309/2013 de la seguridad química*. 2013. S.l.: s.n.
26. COOPER D, ALLEY, 2011. *Air Pollution Control: A Design Approach*. 4th edition. S.l.: Waveland Press.
27. CORDOVA, EGOICHEAGA, J. L., 2005. *Apunte de clases, Maestría en Ingeniería de Sistemas*. 2005. S.l.: Alfaomrga.
28. CORTÉS, R. M, 2016. *Propuesta de mejora tecnológica en la recuperación de azufre de la refinería de petróleo de Cienfuegos*. Trabajo en opción al título de Ingeniero Químico,. Cienfuegos, Cuba: Universidad de Cienfuegos.
29. CRUZ, RAMÍREZ, A. P., 2011. *Maestría en Ingeniería de Sistemas*. Tesis de Maestría. Lima, Perú: Universidad Inca Garcilaso de la Vega.
30. CUPET, 2013. *Precios e insumos de reactivos para la organización del petróleo*. 2013. S.l.: s.n.
31. DE LA HOZ SIEGLER, H. J, 2003. *Diseño de un módulo para el dimensionamiento hidráulico de torres empacadas*. Tesis para optar por el grado de Ingeniero Químico. Colombia: Universidad Nacional de Colombia, Departamento de Ingeniería Química, Bogotá.
32. DEBORA-MIRA, L, 2015. *Evaluación de alternativas para la recuperación de aguas industriales en la refinería Camilo Cienfuegos*. Tesis de Grado en opción del título de Ingeniero Químico. Cienfuegos, Cuba: Universidad de Cienfuegos «Carlos Rafael Rodríguez».
33. DECOOPMAN.F, 2002. *Petroleum Conversion Processes*. Paris, Francia: Leprince.
34. DICKERSON, R., 1992. *Reacciones inorgánicas. Principios de química*. S.l.: Reverté.
35. DIDIER.V.J., 2010. *Período de recuperación de la inversión (PRI)*. S.l.: s.n.
36. E. KORC, M, 2001. *Curso de orientación para el control de la contaminación del aire*. . S.l.: s.n., pp. 3.
37. ELSNER.ET.AL, 2003. *The Claus process: teaching an old dog new tricks*. S.l.: s.n.
38. EPA, U.S.ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY, [sin fecha]. *Control Technologies for Hazardous Air Pollutants*. North Carolina, USA: s.n.

39. ESTRUCPLAN CONSULTORA S.A., 2004. *Eliminación de NOx en gases de combustión. Reducción catalítica selectiva - 2da Parte* [en línea]. S.l.: s.n.  
Disponible en: [www.estrucplan.com.ar/Producciones/entrega.asp?IdEntrega=6](http://www.estrucplan.com.ar/Producciones/entrega.asp?IdEntrega=6).
40. *Factores de ensuciamiento en intercambiadores de calor* [en línea], 2016. 17 agosto 2016. S.l.: s.n. Disponible en: [www.hrs-heatexchangers.com/es/recursos/factores-de-ensuciamiento-en-intercambiadores-de-calor/](http://www.hrs-heatexchangers.com/es/recursos/factores-de-ensuciamiento-en-intercambiadores-de-calor/).
41. FARRAR, G, 2012. *Indexes for selected equipment items*. [en línea]. S.l.: E. Perspective. Disponible en: [www.ogj.com/articles/print/volume-112/issue-12/processing/nelson-farrar-monthly-cost-indexes.html](http://www.ogj.com/articles/print/volume-112/issue-12/processing/nelson-farrar-monthly-cost-indexes.html).
42. FONG, A. T., 2012. *El petróleo y su proceso de refinación*. Maestría de Administración Industrial. Panamá: Universidad Tecnológica de Panamá.
43. FONG, I. A, 2005. *El Petróleo y su proceso de Refinación*. 2005. S.l.: s.n.
44. GARCÍA, I., 2014. *Absorción en columnas de relleno. Operaciones Básicas de Transferencia de Materia*. [en línea]. 2014. S.l.: s.n. Disponible en: [www.uco.es/dptos/ing-quimica/ing-q/unid.../obtm\\_tema\\_6.pdf](http://www.uco.es/dptos/ing-quimica/ing-q/unid.../obtm_tema_6.pdf).
45. GARY, H. J. y HANDWERK, G. E., 2006. *Petroleum Refining-Technology and Economics* [en línea]. Fourth. New York, USA: Marcel Dekker, Inc. Disponible en: [www.dekker.com](http://www.dekker.com).
46. GONZÁLEZ ALVAREZ, J. G, 2012. *Valoración de alternativas para la fabricación de azufre técnico a partir de sulfuro de hidrógeno en la refinería «Camilo Cienfuegos»*. Departamento de Química e Ingeniería Química. Facultad de Ingeniería., Matanzas, Cuba: Universidad de Matanzas «Camilo Cienfuegos».
47. GONZÁLEZ, Z, 2014. *Análisis prospectivo medioambiental en la refinería de petróleo de Cienfuegos y las tecnologías de eliminación de azufre en el agua de sus procesos*. Departamento de Química. Cienfuegos, Cuba: Universidad de Cienfuegos «Carlos Rafael Rodríguez».
48. GONZALEZ-MENDIZABAL, DOSINDA, 2012. *Guía de Intercambiadores de Calor: Tipos Generales y Aplicaciones*. [en línea]. Universidad Simón Bolívar. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transferencia. Sartajenas: s.n.  
Disponible en: [es.slideshare.net/yumardiaz/intercambiadores-decalortiposgeneralesyaplicaciones](https://es.slideshare.net/yumardiaz/intercambiadores-decalortiposgeneralesyaplicaciones).

49. GPSA, G. P., 1994. *Engineering DataBook*. 10th. Oklahoma, Estados Unidos: s.n.
50. HEKTOR, K. y UDAQUIOLA, S. M., [sin fecha]. Diseño y cálculo de tren de lavado de gases provenientes de la incineración de residuos patógenos. 13 *Congreso Argentino de Saneamiento y Medio Ambiente*. San Juan, Argentina: s.n.,
51. HENAO, C., 2002. *Uso del paquete de simulación HYSYS.Process*. En *Manual del laboratorio diseño de procesos químicos*. 2002. S.l.: s.n.
52. HEREDIA MOCTEZUMA, M. E., 2011. *Simulación del proceso de endulzamiento de gas natural*. Tesis de Grado. Orizaba, Veracruz, Venezuela: Universidad Veracruzana, Facultad de Ciencias Químicas.
53. H.PERRY, ROBERTO, 2001. *Manual del Ingeniero Químico*. S.l.: s.n.
54. IFC, 2007. *Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad para la refinación de petróleo*. 2007. S.l.: s.n.
55. INCROPERA, FRANK P., 1999. *Fundamentos de transferencia de calor*. Cuarta Edición. Universidad Simón Bolívar.: Pablo Eduardo Roig Vázquez.
56. INTEVEP. PDVSA., 2015. *Características del crudo compuesto por 12 % de Merey 16 y 88 % de Mesa 30*. 2015. S.l.: s.n.
57. ISTP, I. S., 2014. *Sulphur Recovery Unit. Basic Design and General Process Duty Specification*. 2014. S.l.: s.n.
58. JIMENEZ, JUAN PABLO JESUS NAVARRO., 2011. *Evaluación de los intercambiadores de calor pertenecientes al tren de precalentamiento en frío de la unidad de crudo del mejorador petropiar en el complejo José Antonio Anzoategui*. Universidad de Oriente, Cuba: s.n.
59. KAZMIER, J. LEONARD, 1999. *Estadística aplicada a la administración y a la economía*. S.l.: McGraw-Hill. ISBN 970-10-1962-8.
60. KERN, DONALD Q., 1999. *Procesos de transferencia de calor*. CONTINENTAL, S.A. DE C.V. México: s.n.
61. KHOL y NIELSEN, 1997. *Gas purification*. 5th Edition. Houston, Texas, USA: Gulf Publishing Company.
62. LAFARGE, 2004. *La industria del refino en España*. S.l.: s.n.
63. LEDEZMA, GABRIEL ANTONIO IXTEPAN, 2004. *Reducción del factor de ensuciamiento en intercambiadores de calor de un solo paso mediante la aplicación*



- de un óptimo tratamiento químico al agua de enfriamiento*. Tesis de Grado.  
Caracas, Venezuela.: Universidad Veracruz.
64. LEPRINCE, P, 2002. *Petroleum Refining III Conversion Processes*. 2002. S.l.: I. F. Publications, Ed., & T. b. Balvet, Trad.
65. LEVENSPIEL, 1993. *Flujo de fluidos e intercambio de calor*. S.l.: Reverté, S.A.
66. LEVENSPIEL, O, 1987. *Ingeniería de las reacciones químicas*. Segunda Edición. Oregón, México: D. Tojo-Barreiro, Ediciones Repla, S.A.
67. LIENHARD, JHON H, 2002. *A Heat Transfer Textbook*. Phlogiston Press. Cambridge Massachusetts, USA.: s.n.
68. LINDEGROUP, 2012. *Sulfur Process Technology* [en línea]. 2012. S.l.: s.n.  
Disponible en: [www.scribd.com/.../Sulfur-Process-Technology](http://www.scribd.com/.../Sulfur-Process-Technology).
69. LOBELLES, G. O, 2014. *Metodología de gestión del agua residual sulfurosa, con enfoque de economía ecológica para los procesos de refinación de petróleo*. Tesis en opción al Grado de Doctor en Ciencias. Facultad de Química y Farmacia, Santa Clara, Villa Clara, Cuba: Universidad Central de las Villas «Marta Abreus».
70. LOBELLES-SARDIÑAS, G, 2016. *Evaluación de variantes tecnológicas del proceso Claus para disminuir la contaminación atmosférica en una refinería de petróleo*. S.l.: s.n.
71. LOBELLES-SARDIÑAS, G. O., 2012. *Estrategia para el uso racional del agua y su energía asociada, desde la perspectiva de la economía ecológica, para el proceso de refinación de petróleo*. 2012. S.l.: s.n.
72. LÓPEZ C, CARLOS ALBERTO, 2013. Análisis de Falla por Corrosión bajo Tensión en la Tubería de un Intercambiador de Calor. *Revista Politécnica*, vol. 9, no. 19, pp. 39-46. ISSN 1900-2351.
73. LURGI., 2012. *Heat and Materials Balance for the Sulphur Recovery Unit*. Frankfurt. Germany: s.n.
74. MADDOX y MORGAN, J, 1998. *Gas Conditioning and Processing*. 4th. USA: s.n.
75. MALONEY, JAMES O., 2008. *Perry Manual del Ingeniero Químico*. Octava Edición. USA: Roberto H.Perry.
76. MARTÍNEZ ALVARADO, J. C y MORALES MENDIVELSO, D. F, 2012. *Torres empacadas* [en línea]. Universidad Industrial de Santander, Laboratorio de

- Procesos, Bucaramanga: s.n. Disponible en:  
[www.academia.edu/8001869/TORRES\\_EMPACADAS](http://www.academia.edu/8001869/TORRES_EMPACADAS).
77. MARTÍNEZ, R. C, 2016. *Propuesta de mejora tecnológica en la recuperación de azufre de la refinería de petróleo de Cienfuegos*. Trabajo en opción al título de Ingeniero Químico. Facultad de Ingeniero, Cienfuegos, Cuba: Universidad de Cienfuegos.
78. MASANET, M, 2000. *Desarrollo e integración de los Sistemas de Información Contable en la gestión medioambiental de la Empresa*. 2000. S.l.: s.n.
79. MEYERS, R. A., 2008. Industria del petróleo. [en línea], Disponible en: [industria del petroleo.lacomunidadpetrolera.com/2008/12/petroleo-referencial-industria.html](http://industria.del.petroleo.lacomunidadpetrolera.com/2008/12/petroleo-referencial-industria.html).
80. MIJEEV, M. A. E I. M. MIJEEVA, 1979. *Fundamentos de termotransferencia*. Moscú, Rusia: s.n.
81. MISARI-CUESTA, M. y ORIHUELA-SOLIER, E, 2011. *Evaluación del efecto del tipo de relleno (anillo Rasching y montura Berl de cerámico) sobre el factor de reacción en la absorción química del dióxido de carbono puro con hidróxido de sodio en la columna de absorción del LOPU-FIQ-UNCP*. título profesional de Ingeniero Químico. Facultad de Ingeniería Química, Huancayo, Perú: Universidad Nacional del Centro de Perú.
82. MJ PETTIGREW y CE TAYLOR, 2003a. *Vibration analysis of shell-and-tube heat exchangers: an overview*. S.l.: Journal of Fluids and Structures.
83. MJ PETTIGREW y CE TAYLOR, 2003b. *Vibration analysis of shell-and-tube heat exchangers: an overview—Part 2: vibration response, fretting-wear, guidelines*. S.l.: Journal of Fluids and Structures.
84. *Modeling and simulation of condensed sulfur in catalytic beds of Claus process* [en línea], 2010. Chemical Engineering Research Bulletin. S.l.: s.n. Disponible en: [www.banglajol.info/index.php/CERB](http://www.banglajol.info/index.php/CERB).
85. MONNERY.ET.AL, 2000. *New experimental data and kinetic rate expression for the Claus reaction*. S.l.: Chemical Engineering Science.
86. MONTEAGUDO.J.P, 2004. *Eficiencia energética en la competitividad de las empresas*. 2004. S.l.: s.n.

87. MONTENEGRO-SILVA, I. y MONCAYO-OLALLA, A, 2006. *Diseño y construcción de un prototipo de sistema para reducir la concentración de SO<sub>2</sub> de los gases de cola generados en el proceso de desulfuración del refinamiento de crudo en la refinería estatal Esmeralda*. Proyecto Previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico. Facultad de Ingeniería Mecánica, Sangolquí: Escuela Politécnica del Ejército.
88. MONTGOMERY, GOLDSMAN, H , PORTO, J., 2005. *Probabilidad y Estadística para Ingeniería*. 4<sup>a</sup> Edición. México: s.n.
89. MUSSATTI, D. C., 2002. *Manual de costos de control de contaminación del aire de la EPA*,. 2002. S.l.: s.n.
90. NAZAROFF y ALVAREZ-COHEN, M, 2014. *Flue-gas desulfurization («Scrubbers»)*. 2014. S.l.: s.n.
91. NC-18001, 2005. *Seguridad y salud en el trabajo. Sistema de gestión de seguridad y salud en el trabajo*. 2005. S.l.: s.n.
92. NC-ISO-9000, 2008. *Sistemas de gestión de la calidad. Requisitos. ISO 9001:2008, Traducción Certificada. IDT*. 2008. S.l.: s.n.
93. NC-ISO-14001., 2004. *Sistemas de gestión ambiental. Requisitos con orientación para su uso. ISO 14001:2004, Traducción certificada. IDT*. 2004. S.l.: s.n.
94. NC-ISO-50001, 2011. *Sistemas de gestión de la energía. Requisitos con orientación para su uso. ISO 50001:2011, Traducción certificada. IDT*. 2011. S.l.: s.n.
95. NC-TS-803:2010, 2010. *Air quality — Admissible maximum emissions of pollutants to the atmosphere in specific fixed sources of electricity and steam generating facilities*. 2010. S.l.: s.n.
96. NERGA, FERNANDO GONZALEZ, 2008. *Determinación experimental del coeficiente de convección y el factor de fricción de un intercambiador de placas*. España: Universidad Carlos III.
97. NEVERS, N., 1998. *Ingeniería de control de la contaminación del aire*. México: McGraw-Hill.
98. NIELSEN, K, 1997. *Gas purification*. 5th Edition. Houston, Texas, USA: Gulf Publishing Company.

99. NOM-148-SEMARNAT, 2006. *Contaminación atmosférica. Recuperación de azufre proveniente de los procesos de refinación del petróleo*. 2006. S.l.: s.n.
100. NORTON CHEMICAL PROCESS PRODUCT CO, 2001. *Packed Towers Internals Guide*. Akron, OH, USA: Saint Gobain.
101. O.CORTAZAR, C. T., 2000. *Fundamentos de Destilación*. S.l.: s.n.
102. OLIVEIRA, DA SILVA R., 2002. *Teorías de la Administración*. S.l.: International Thomson Editores.
103. OLMEDO-TOLEDO, T, 2010. *Análisis y selección de a mejor tecnología del proceso de recuperación de azufre para gases de cola en refinerías de México*. TEHUANTEPEC, OAXACA, MÉXICO: Universidad del ISTMO.
104. PACHECO, H. S., 2006. *Evaluación del software para la simulación de procesos químicos*. 2006. S.l.: s.n.
105. PALENCIA, M. C, 2007. *Mejoramiento del proceso de recuperación de azufre de una refinería*. Trabajo de Grado para optar al Grado Académico de MAGÍSTER SCIENTIARUM EN INGENIERÍA QUÍMICA. Maracaibo, Republica Bolivariana de Venezuela: Universidad de Zulia.
106. PEAVY, H., ROWE, D. y TCHOBANOGLOUS, G, 1985. *Environmental Engineering*. 1st Edition. S.l.: McGraw-Hill.
107. PERALTA.ET.AL, 2011. *Obtención de azufre a partir de los gases residuales del proceso de refinación de crudo*. Universidad de las Villas. Santa Clara, Villa Clara, Cuba: s.n.
108. PEREZ, NERY SAAVEDRA., 2015. *Propuesta de un sistema de lavado y remoción de sales en el proceso de Hidrotratamiento del diesel*. Trabajo Final en Opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de Refinación de Petróleo. Cuba: Universidad de Matanzas.
109. PERRY, R. H. y GREEN, D. W., 2007. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8th Edition. New York, USA: McGraw-Hill Companies. Inc.
110. PETERS M. y TIMMERHAUS, K, 1991. *Plant Desing and Economics for Chemical Engineers. Chemical and Petroleum Engineering Series*. New York, USA: McGraw-Hill international Editions.

111. PICÓ, G, 2012. *Contaminación atmosférica* [en línea]. S.l.: UNED. Disponible en: [books.google.com](https://books.google.com).
112. PICON, LAURA ANDREA FONSECA., 2009. *Diseño térmico y mecánico de intercambiadores de calor de casco y tubo*. Trabajo de grado. España: Facultad de ingenierías fisicomecánicas, Universidad Industrial de Santander.
113. PIRE RIVAS, S, 2002. *Contaminación atmosférica*. Centro de Ingeniería de Procesos, CUJAE, Ciudad de La Habana, Cuba: s.n.
114. POLLUTIONS SYSTEMS, 2015. *Air Pollutions Control Systems* [en línea]. 2015. S.l.: s.n. Disponible en: [www.pollutionsystems.com/wet-scrubbers.htm](http://www.pollutionsystems.com/wet-scrubbers.htm).
115. PROSERMAT., 2014. *Basic desing of sulphur recovery unit*. International Sulphur Technology Providers, Paris, Francia.: s.n.
116. PROVIDER., S.-S, 2014. *Heat & Materials Balance for the Sulphur Recovery Unit*. 2014. S.l.: s.n.
117. QUINLAN, M., 2004. *Handbook of Petroleum Refining Processes*. S.l.: M. G. Hill.
118. R.A., 1940. *Landmark writings in western mathematics*. S.l.: Grattan-Guinness.
119. RAMESHNI, MAHIN, y STREET, R, 2001. The new standard for Claus performance. *Sulfur recoveru symposium*. Canmore, Alberta, Canadá: s.n.,
120. RAO, SINGIRESU, S., 1996. *Engineering Optimization*. USA: Editorial John Wiley & Sons, Inc.
121. R.BRANAN., 2002. *Soluciones practicas para el ingeniero químico*. Segunda Edición. S.l.: s.n.
122. R.K.SINNOTT., 2005. *Chemical Engineering Desing*. Cuarta Edición. S.l.: Coulson And Richardson´s.
123. RODRIGUEZ, AMY, 2017. *Factores de ensuciamiento de un intercambiador de calor*. [en línea]. 21 febrero 2017. S.l.: s.n. Disponible en: [www.puomotores.com/13119202/factores-de-ensuciamiento-en-un-intercambiador-de-calor](http://www.puomotores.com/13119202/factores-de-ensuciamiento-en-un-intercambiador-de-calor).
124. RODRÍGUEZ, C, 1990. *Aplicación del diagnóstico y pronóstico del estado técnico al mantenimiento del generador de vapor de la central termoeléctrica "Antonio Guiteras"*. Tesis presentada en opción al Grado Científico de Doctor en

- Ciencias Técnicas. Especialidad Ingeniería Química. Matanzas, Cuba: Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”.
125. RODRÍGUEZ, NOGUEIRA, T., 2005. *El Mantenimiento Predictivo con Enfoque de Producción más Limpia en Agregados del Generador de Vapor de Centrales Termoeléctricas*. 2005. S.l.: s.n.
126. SANCHEZ, J.L, 1990. *Desarrollo y aplicación del diagnóstico y pronóstico técnico al mantenimiento del sistema centralizado de aire acondicionado*. Tesis presentada en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Especialidad Ingeniería Química. S.l.: Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”.
127. SASSI y GUPTA, 2008. *Sulfur recovery from Acid Gas using the Claus Process and High Temperature Air Combustion (HiTAC)*. USA: American Journal of Environmental sciences.
128. SCENNA, N. J., 1999. *Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos*. S.l.: s.n.
129. SIIRTEC.NIGI-S.P.A, 2014. *Heat & Materials Balance for the Sulphur Recovery Unit*. Roma. Italia: s.n.
130. SILLA, H, 2003. *Chemical process engineering desing and economics*. New Jersey. USA: Marcel Dekker, Inc.
131. SINNOT, R., 2009. *Chemical Engineering Design. Principles and Practice and Economics of Plant and Process Design*. S.l.: S. T. Rights.
132. SINNOT, R.K., 2005. *Chemical Ingineering desing*. Cuarta Edición. S.l.: s.n.
133. SLANENS A., 2007. *A novel pairing of technologies to achieve today’s sulphur emission stringency with minimum facility investment*. S.l.: Black & Veatch.
134. SOLANO, R., 2014. *Evaluación integral de alternativas para la eliminación de sulfuro de hidrógeno en la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos*. Departamento de Química. Facultad de Ingeniería, Cienfuegos, Cuba: Universidad de Cienfuegos «Caelos Rafael Rodríguez».
135. STREET, D., 1995. Alkanolamines: Operational issues and desing considerations. *Sulfur Recovery Symposium*. Vail Colorado, USA: s.n.,

136. STRIGLE, R., 1987. *Random Packings and Packed Towers, desing applications*. Houston, Texas, USA: Gulf Publishing Company.
137. STRIGLE, R., 1994. *Packed Tower Design and Aplications: Random and Structured Packings*. Second Edition. Houton, USA: Gulg Publishing Co.
138. *Superclaus/Euroclaus. The latest developments.*, 2003. Banff, Canadá: s.n.
139. TAKEMOTO, A, 2005. *Probabilidad y Estadística para Ingeniería, Trabajo de Curso de Estadística UNFV*. Cuarta. Lima, Perú: CECSA.
140. TECNOTECA, 2002. *Tecnologías de control de contaminantes procedentes de fuentes estacionarias*. 2002. S.l.: s.n.
141. TORRES, R, 2014. *Propuesta de metodología para evaluar variantes de tratamientos para eliminar la contaminación del agua por azufre en los procesos de refinación en la refinería Camilo Cienfuegos*. Facultad de Ingeniería, Cienfuegos, Cuba: Universidad de Cienfuegos «Carlos Rafael Rodríguez».
142. TREYBAL, R. E, 1999. *Operaciones de Trasferencia de Masa*. 2nd Edition. USA: McGraw Hill.
143. US EPA, 2010. *40 CFR Part 60 Standard of Performance for New Stationary Sources.Federal Regulations. Rule 62-204.800, 2010. F.A.C. Subpart Ja— Standards of Performance for Petroleum Refineries for Which Construction, Reconstruction, or Modification Commenced*. 2010. S.l.: s.n.
144. VERA-FIGUEROA, J. P, 2005. *Diseño de un sistema de remoción de contaminates del aire generados desde un incinerador de desaechos hospitalarios*. Tesis de Grado previo a la obtención del Título de Ingeniero Mecánico. Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la Producción, Guayaquil, Ecuador: Escuela Superior Politécnica del Litoral.
145. WEIHRICH,HEINZ y KOONTZ, HAROLD, 2004. *Administración una Perspectiva Global*. S.l.: McGraw-Hill Interamericana.
146. YERA, E, 2015. *Propuesta de mejora para torre de absorción en la hidrofinación del diesel en la refinería “Camilo Cienfuegos”*. Tesis en opción al título de Ingeniero Químico. Departamento de Ingeniería Química, Cienfuegos, Cuba: Universidad de Cienfuegos.

147. ZARENEZHAD , B. y HOSSEINPOUR , N, 2008. Evaluation of different alternatives for increasing the reaction furnace temperature of Claus SRU by chemical equilibrium calculations. *Applied Thermal Engineering*, pp. 7.

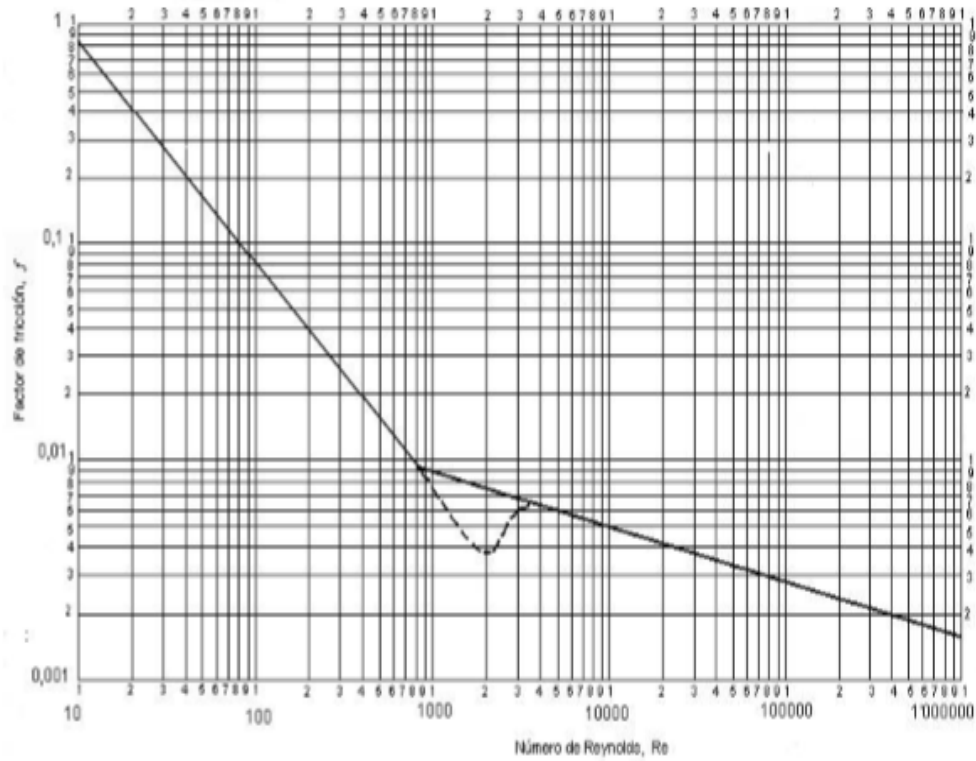


## Anexos

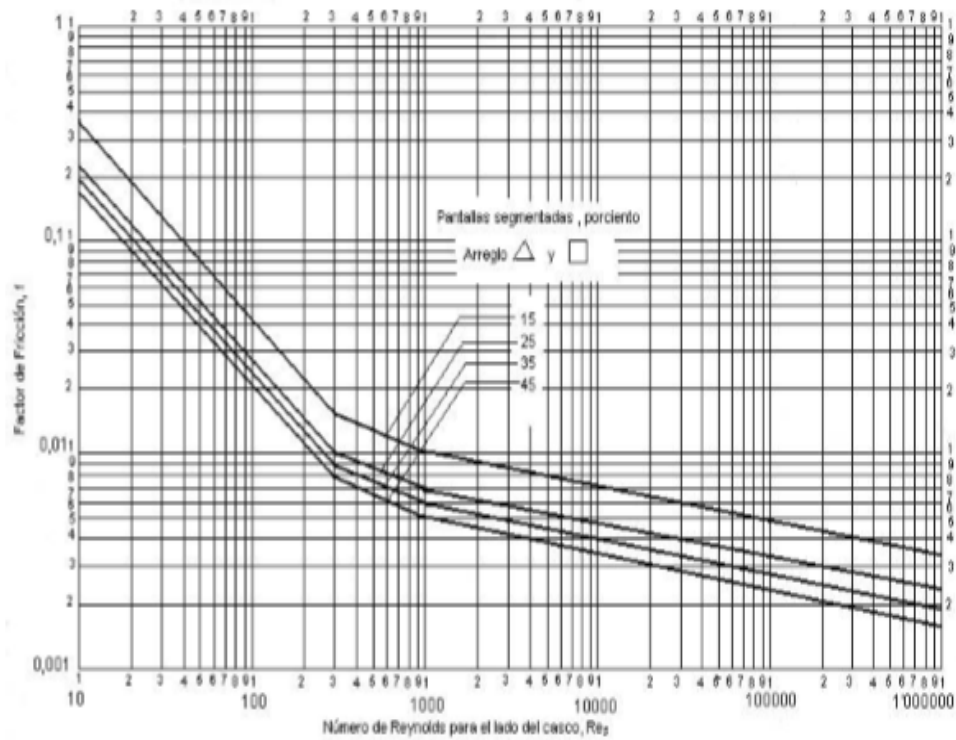
### Anexo 1: Ensuciamiento aportado por algunos fluidos

Lado de la cubierta (o coraza)	Lado de los tubos	U de diseño	Incluye la suciedad total	Lado de la cubierta (o coraza)	Lado de los tubos	U de diseño	Incluye la suciedad total
Medios de líquido-líquido				Medios de gas-líquido			
Aroclor 1248	Combust. para jet	100-150	0.0015	Aire, N <sub>2</sub> , etc. (comprimidos)	Agua o salmuera	40-80	.005
Asfalto diluido	Agua	10-20	.01	Aire, N <sub>2</sub> , etc., A	Agua o salmuera	10-50	.005
Agua desmineralizada	Agua	300-500	.001	Agua o salmuera	Aire, N <sub>2</sub> (comprimido)	20-40	.005
Soluciones de 10-25% de etanolamino (MEA o DEA)	Soluciones de agua, DEA o MEA	140-200	.003	Agua o salmuera	Aire, N <sub>2</sub> , etc., A	5-20	.005
Combustóleo	Agua	15-25	.007	Agua	Mezclas de gas natural que contienen hidrógeno	80-125	.003
Combustóleo	Petróleo	10-15	.008	Vaporizadores			
Gasolina	Agua	80-100	.003	Amoniaco anhidro	Condensación de vapor	150-300	.0015
Aceites pesados	Aceites pesados	10-40	.004	Cloro	Condensación de vapor	150-300	.0015
Aceites pesados	Agua	15-50	.005	Cloro	Aceite ligero de transferencia de calor	40-60	.0015
Corriente reformadora rica en hidrógeno	Corriente reformadora rica en hidrógeno	90-120	.002	Propano, butano, etc.	Condensación de vapor	200-300	.0015
Queroseno o gasoil	Agua	25-50	.005	Agua	Condensación de vapor	250-400	.0015
Queroseno o gasoil	Petróleo	20-35	.005				
Queroseno o comb. para jet	Tricloroetileno	40-50	.0015				
Agua para la cubierta	Agua	230-300	.002				
Aceite lub. (baja viscosidad)	Agua	25-50	.002				
Aceite lub. (alta viscosidad)	Agua	40-80	.003				
Aceite lubricante	Petróleo	11-20	.006				
Nafta	Agua	50-70	.005				
Nafta	Petróleo	25-35	.005				
Disolventes orgánicos	Agua	50-150	.003				
Disolventes orgánicos	Salmuera	35-90	.003				
Disolventes orgánicos	Disolventes orgánicos	20-60	.002				
Derivados de aceite de resina, aceites vegetales, etc.	Agua	20-50	.004				

### Anexo 2: Factor de fricción para tubos



### Anexo 3: Factor de fricción para el lado del casco



## Anexo 4: Diagrama de flujo de la sección 100

DIAGRAMA DE FLUJOS MATERIALES Y CALORIFICOS SECCION-100 PLANO: 06-L-12189-E (PAGINA-1)

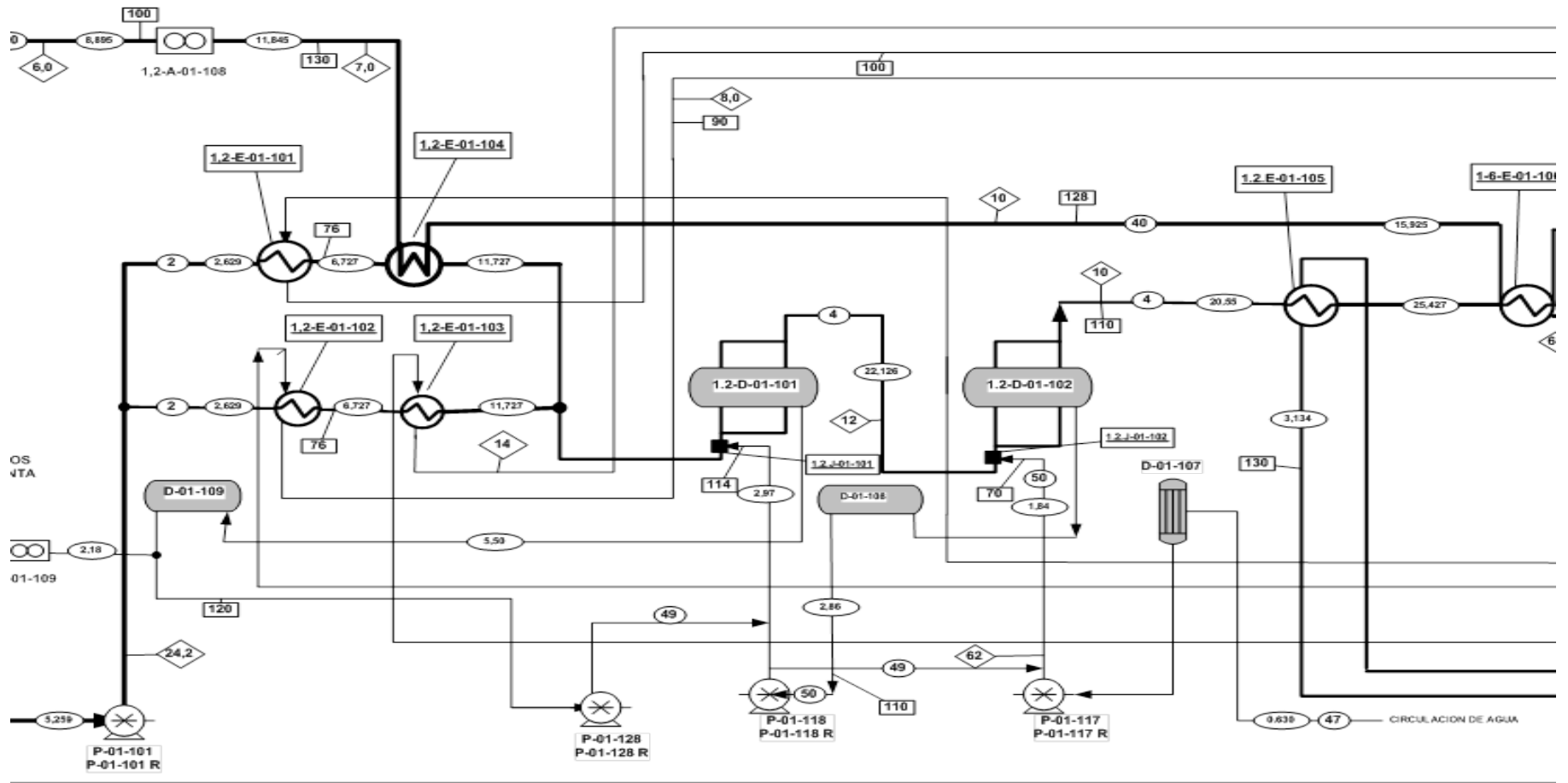


Fig. 2.1: Diagrama de flujo de la sección 100

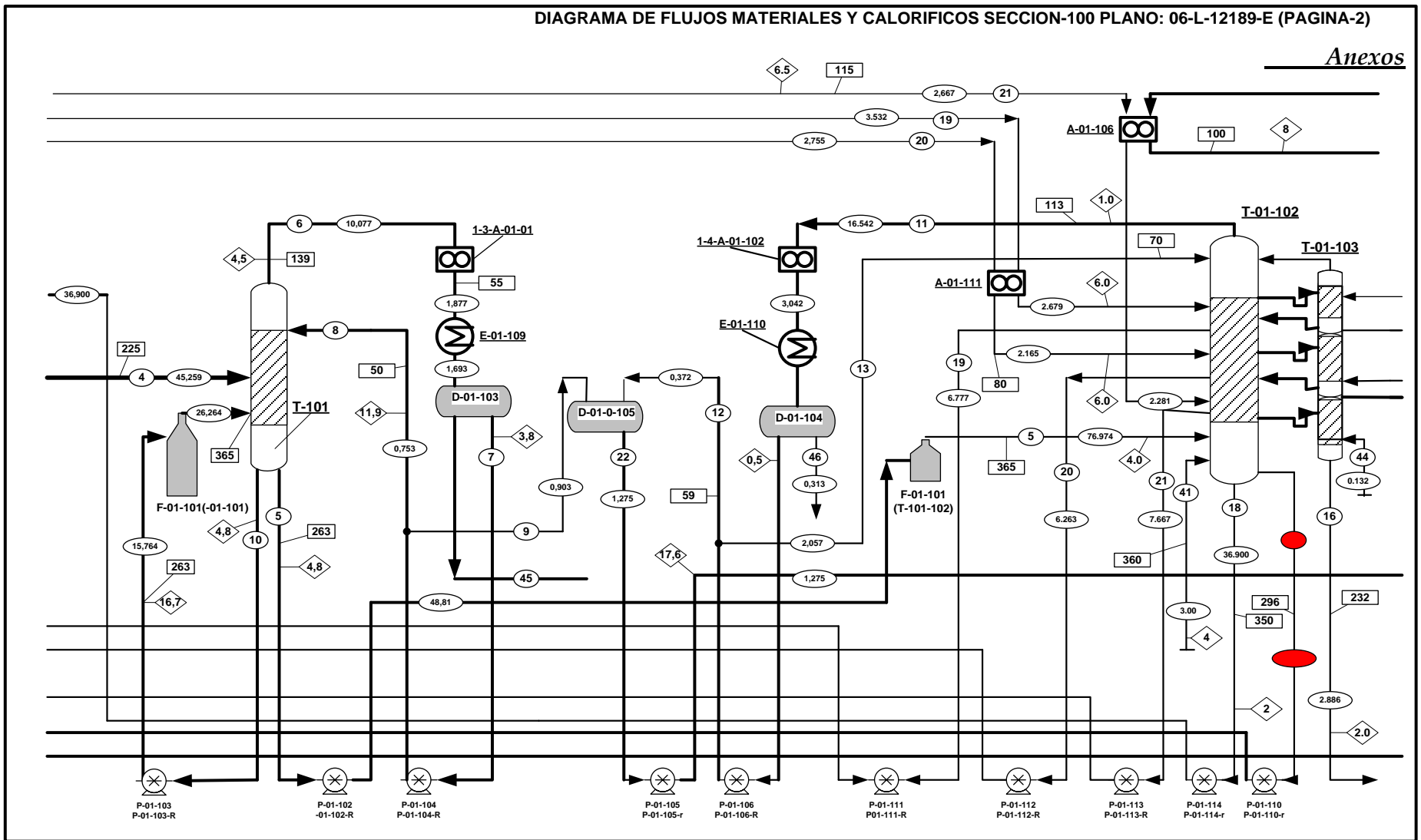


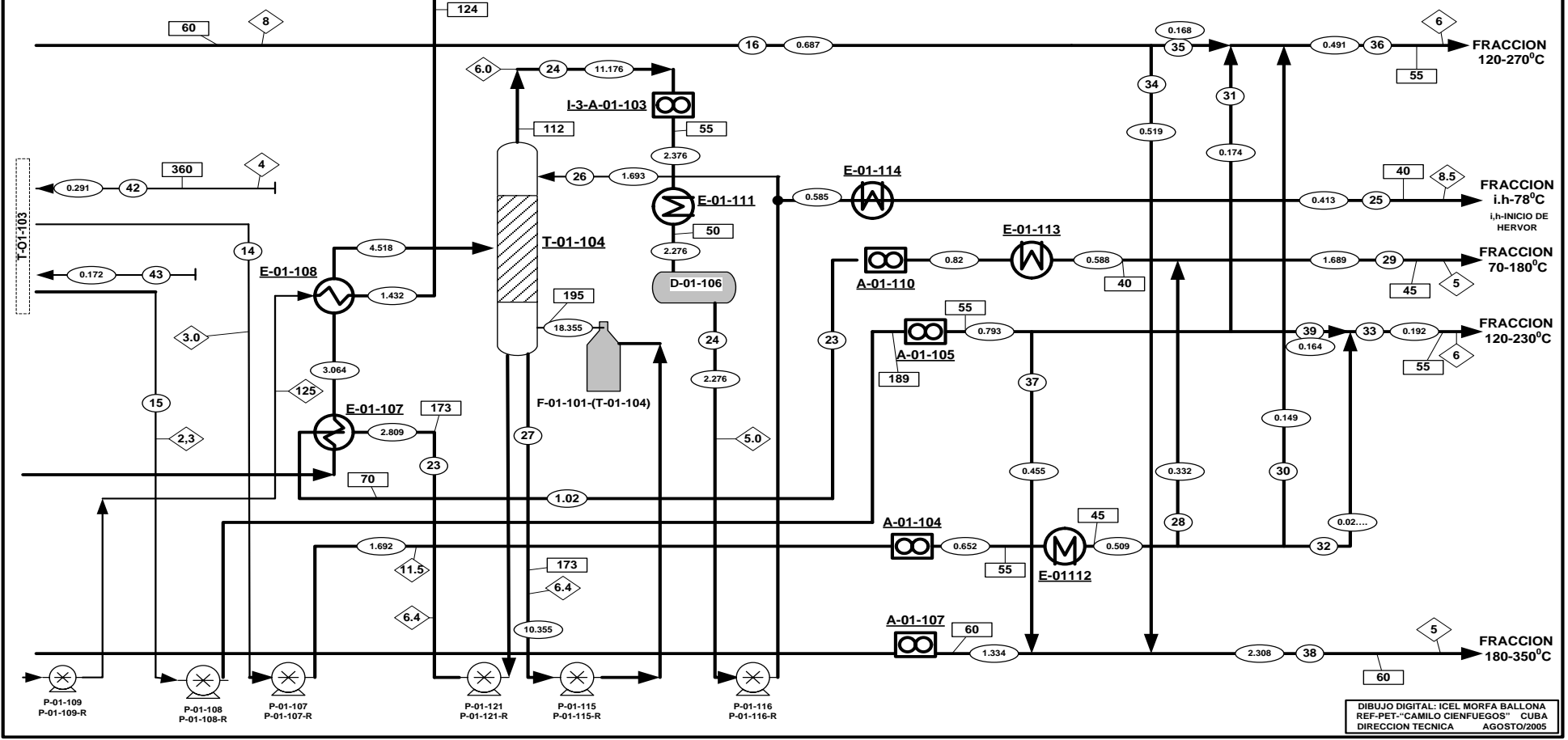
Fig. 2.2: Diagrama de flujo de la sección 100

DIAGRAMA DE FLUJOS MATERIALES Y CALORIFICOS SECCION-100 PLANO: 06-L-12189-E (PAGINA-3)

**SIMBOLOGIA**

○ NUMEROS DE PRODUCTOS      ◻ TEMPERATURA °C  
 ○ FLUJOS CALORIFICOS Gcal/hr.      ◻ 6.0 PRESION kgf/cm<sup>2</sup>

Flujos materiales y caloríficos corresponden a 1 % contenido de gas en petróleo teniendo en cuenta pérdidas



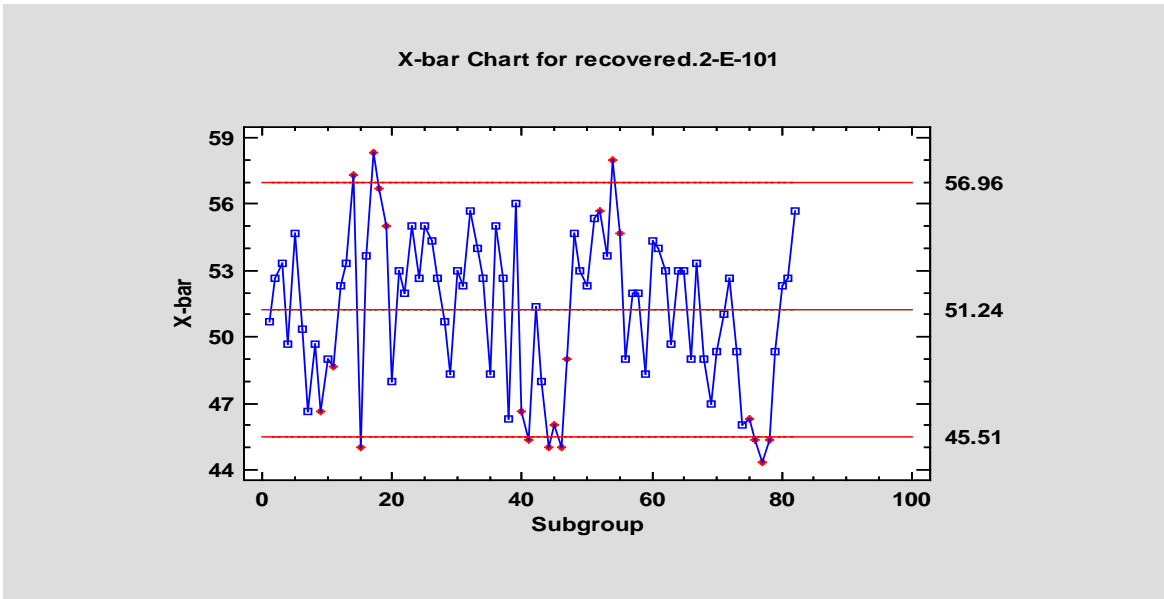
DIBUJO DIGITAL: ICIEL MORFA BALLONA  
 REF-PET-"CAMILO CIEÑUEGOS" CLUBA  
 DIRECCION TECNICA AGOSTO/2005

Fig. 2.3: Diagrama de flujo de la sección 100

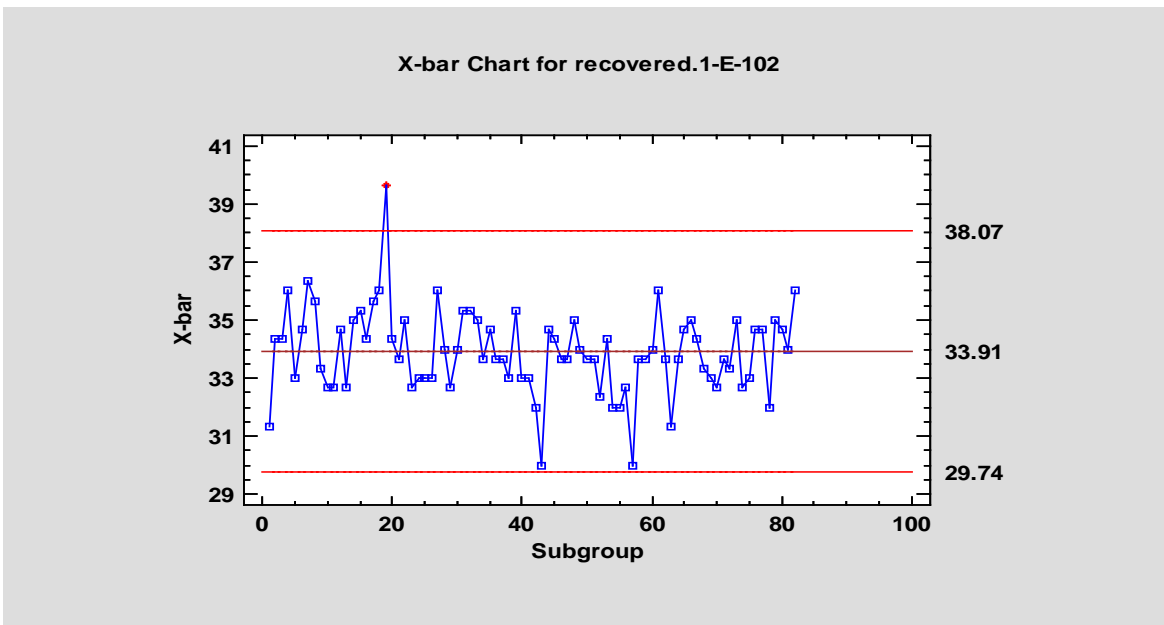
**Anexo 5: Condiciones operacionales del primer banco de intercambiadores**

<b>Intercambiador</b>	<b>Paso</b>	<b>Temperatura de Operación (°C)</b>	<b>Presión de Operación (Kgf/cm<sup>2</sup>)</b>
Entrada 1E-101/102	Por tubos	33	29,4
Entrada 1E-101	Por carcaza	136	11,7
Entrada 1E-102	Por carcaza	163	10,5
Entrada 2E-101	Por tubos	50	28,9
Entrada 2E-102	Por tubos	50	28,6
Entrada 2E-101	Por carcaza	170	11,9
Entrada 2E-102	Por carcaza	217	10,7
Entrada 1E-103	Por tubos	73	27,8
Entrada 1E-104	Por carcaza	70	28,1
Entrada 1E-103	Por carcaza	246	11,3
Entrada 1E-104	Por tubos	214	15,3
Entrada 2E-103	Por tubos	109	26,9
Entrada 2E-104	Por carcaza	88	26,7
Entrada 2E-103	Por carcaza	291	11,4
Entrada 2E-104	Por tubos	232	16,7
Salida 2E-103	Por tubos	134	26,7
Salida 2E-104	Por carcaza	111	25,5

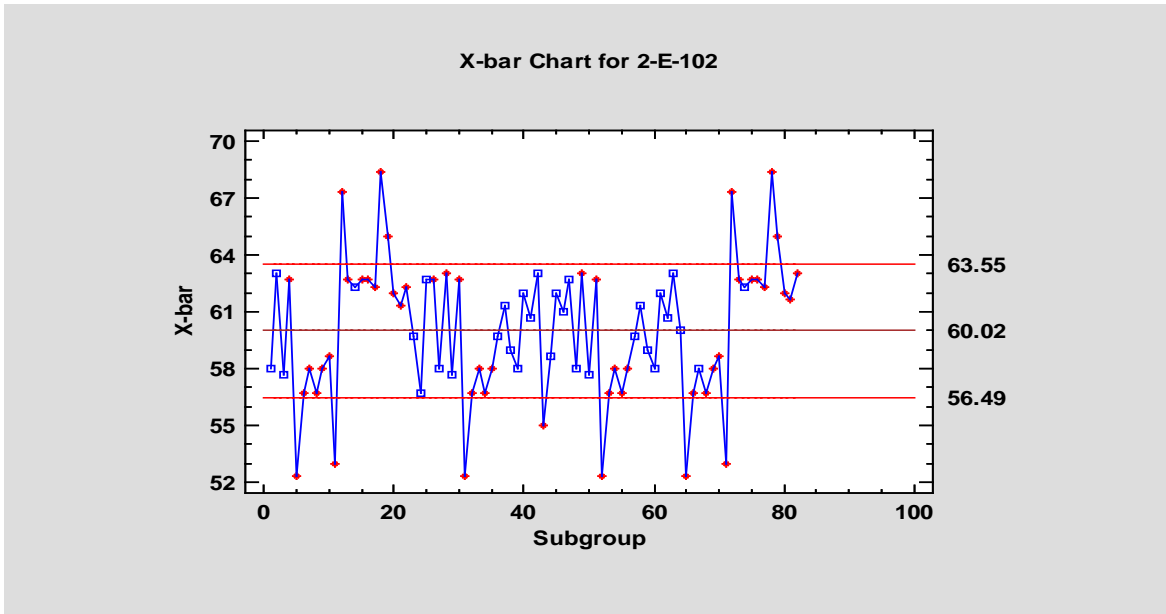
### Anexo 6: Cartas de control de media para temperatura de entrada del intercambiador E-2-101



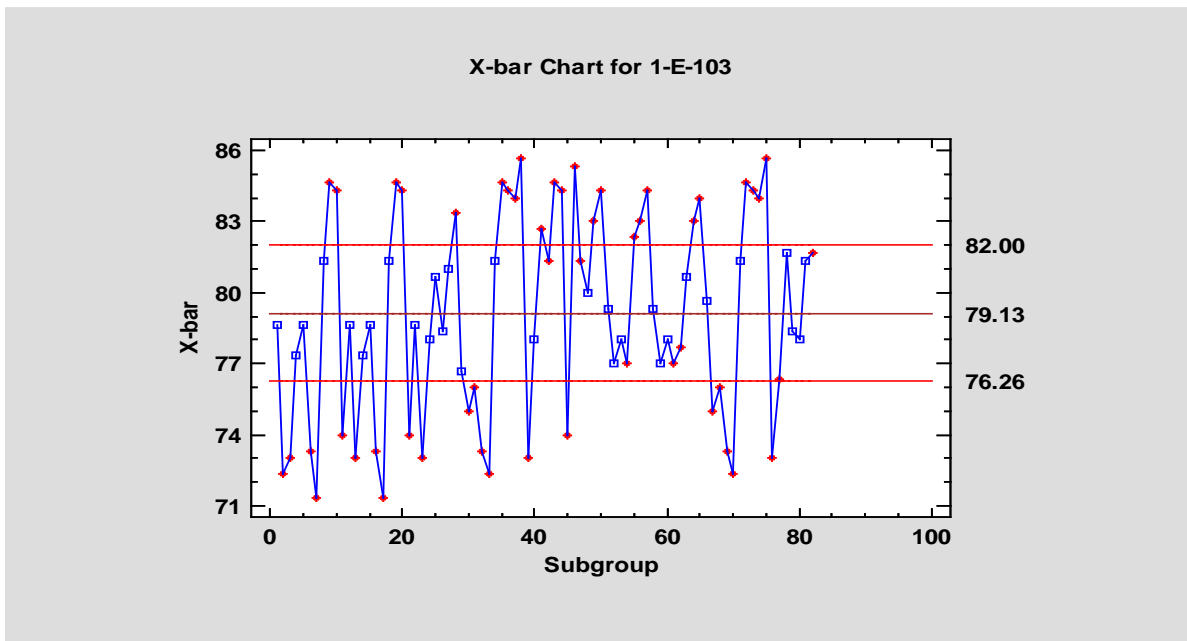
### Anexo 7: Cartas de control de media para temperatura de entrada del intercambiador E-1-102



### Anexo 8: Cartas de control de media para temperatura de entrada del intercambiador E-2-102

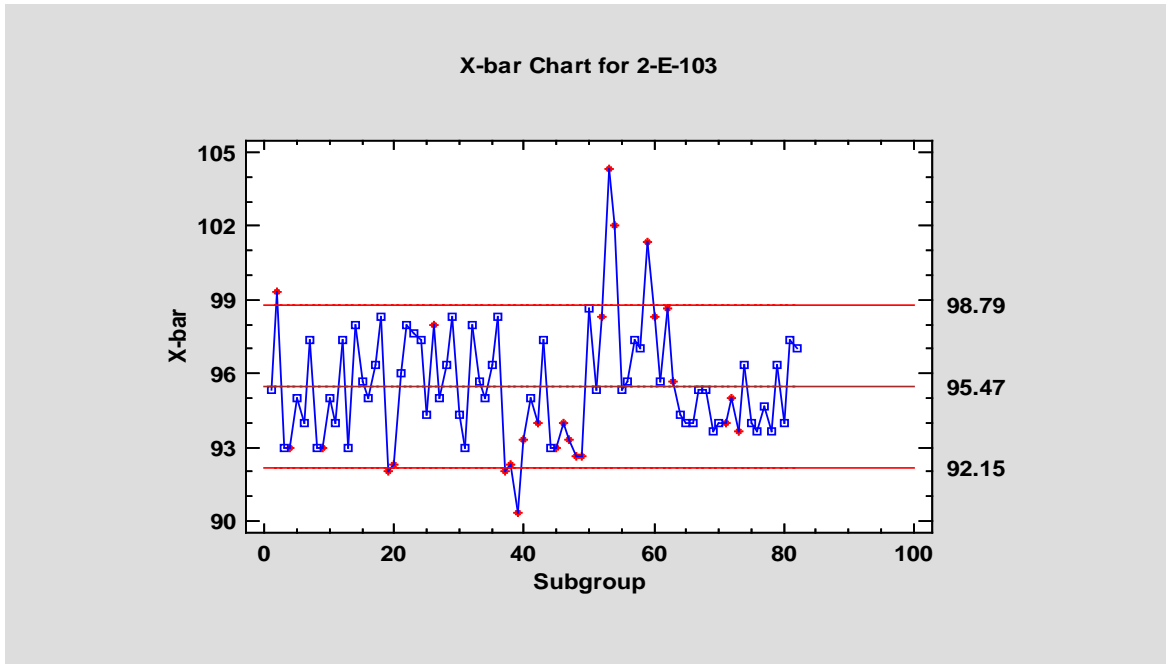


### Anexo 9: Cartas de control de media para temperatura de entrada del intercambiador E-1-103

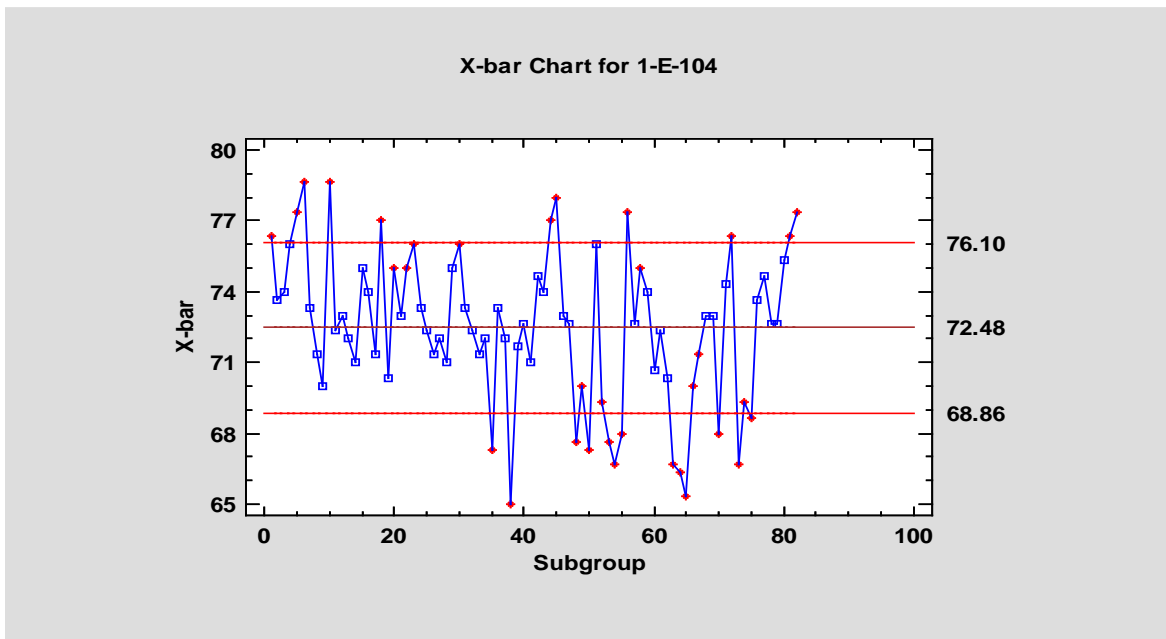




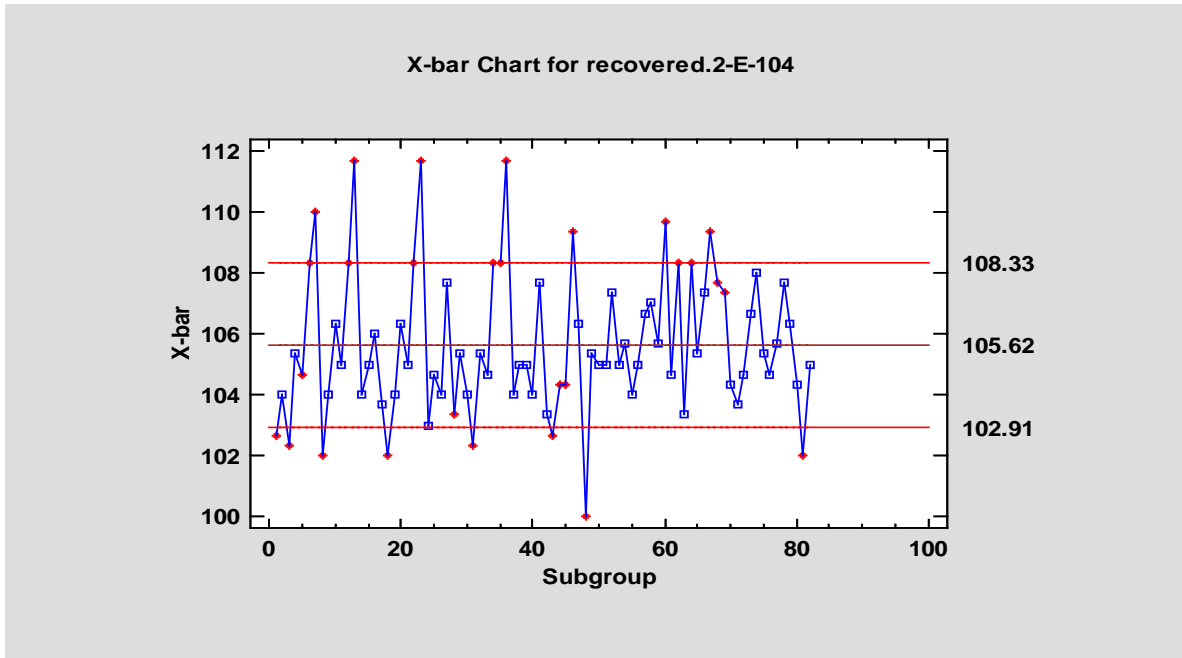
### Anexo 10: Cartas de control de media para temperatura de entrada del intercambiador E-2-103



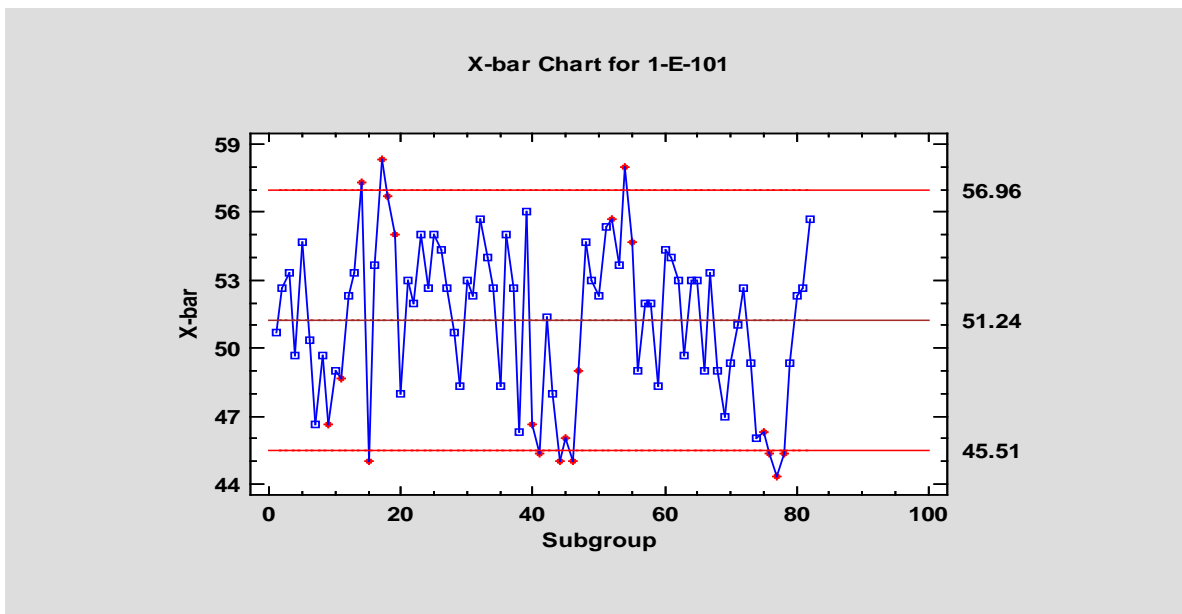
### Anexo 11: Cartas de control de media para temperatura de entrada del intercambiador E-1-104



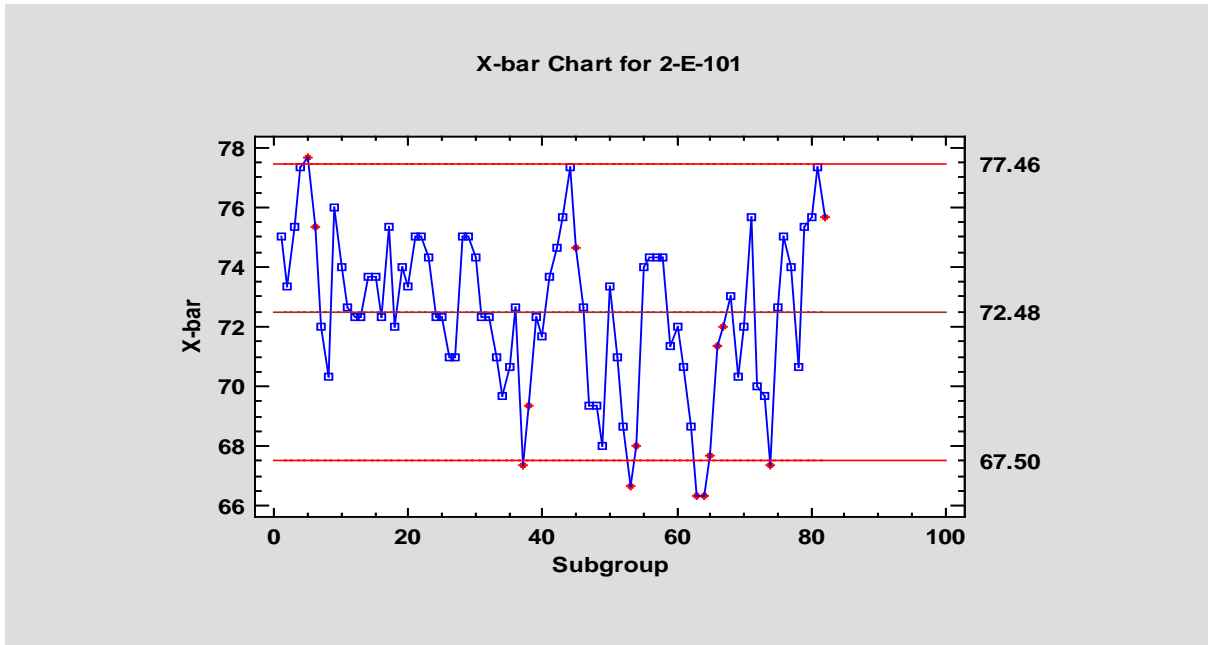
### Anexo 12: Cartas de control de media para temperatura de entrada del intercambiador E-2-104



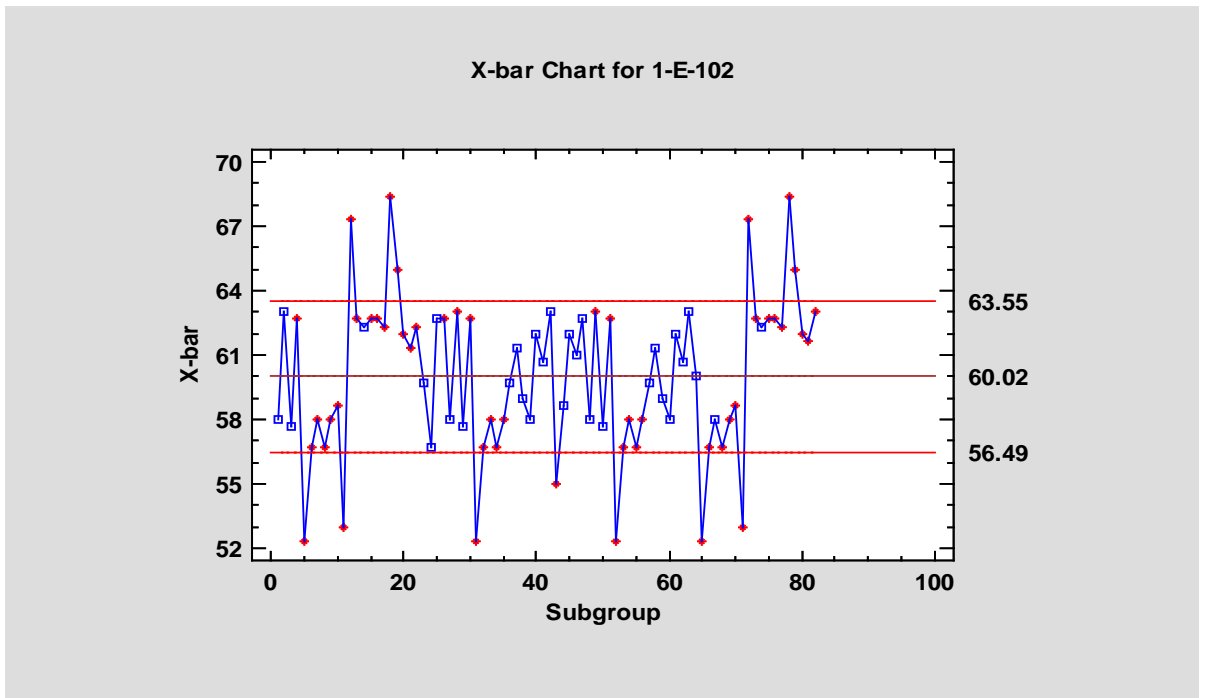
### Anexo 13: Cartas de control de media para temperatura de salida del intercambiador E-1-101



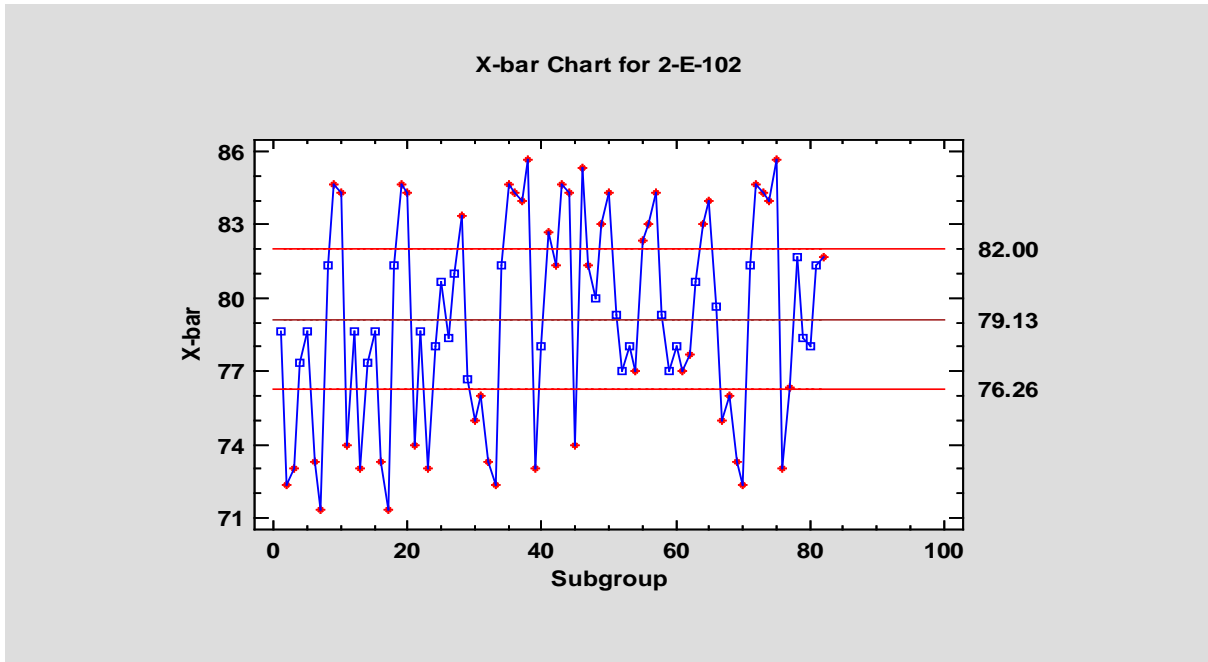
### Anexo 14: Cartas de control de media para temperatura de salida del intercambiador E-2-101



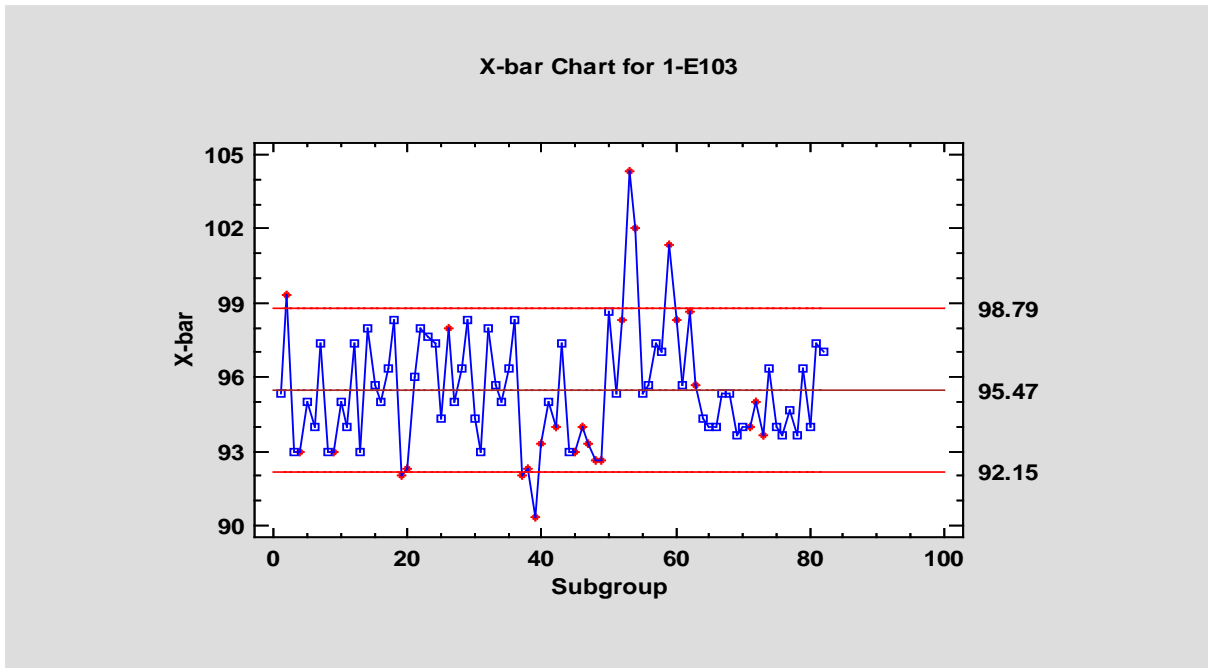
### Anexo 15: Cartas de control de media para temperatura de salida del intercambiador E-1-102



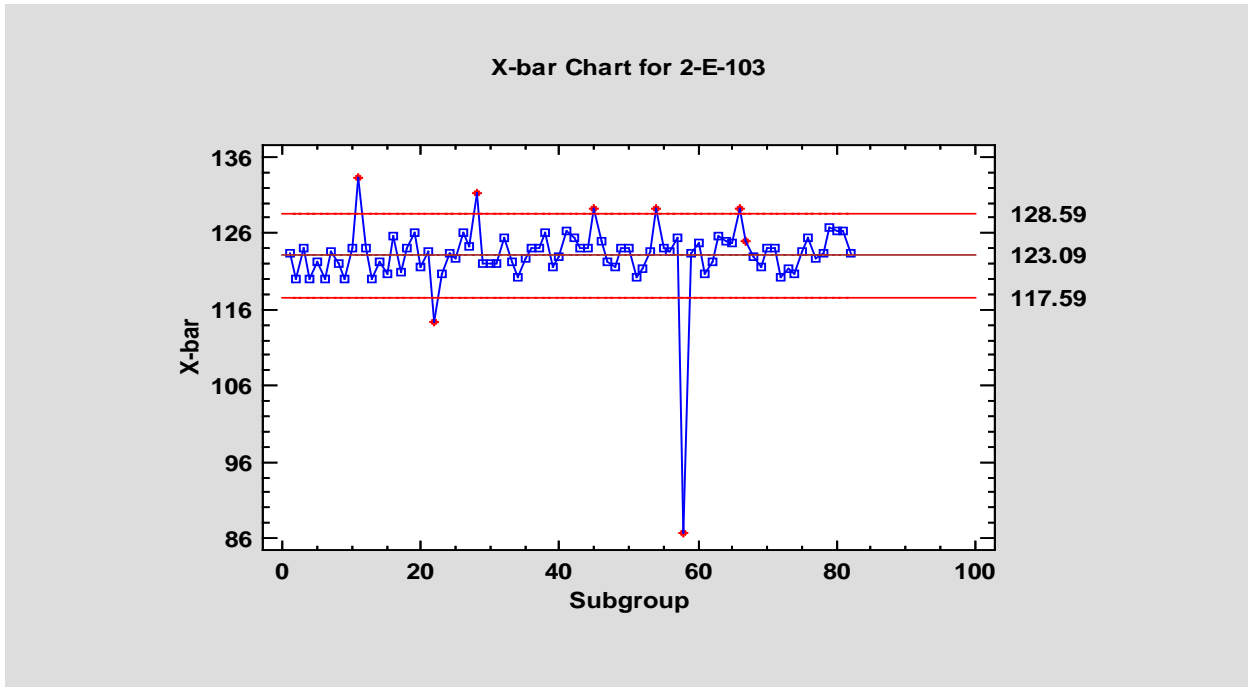
### Anexo 16: Cartas de control de media para temperatura de salida del intercambiador E-2-102



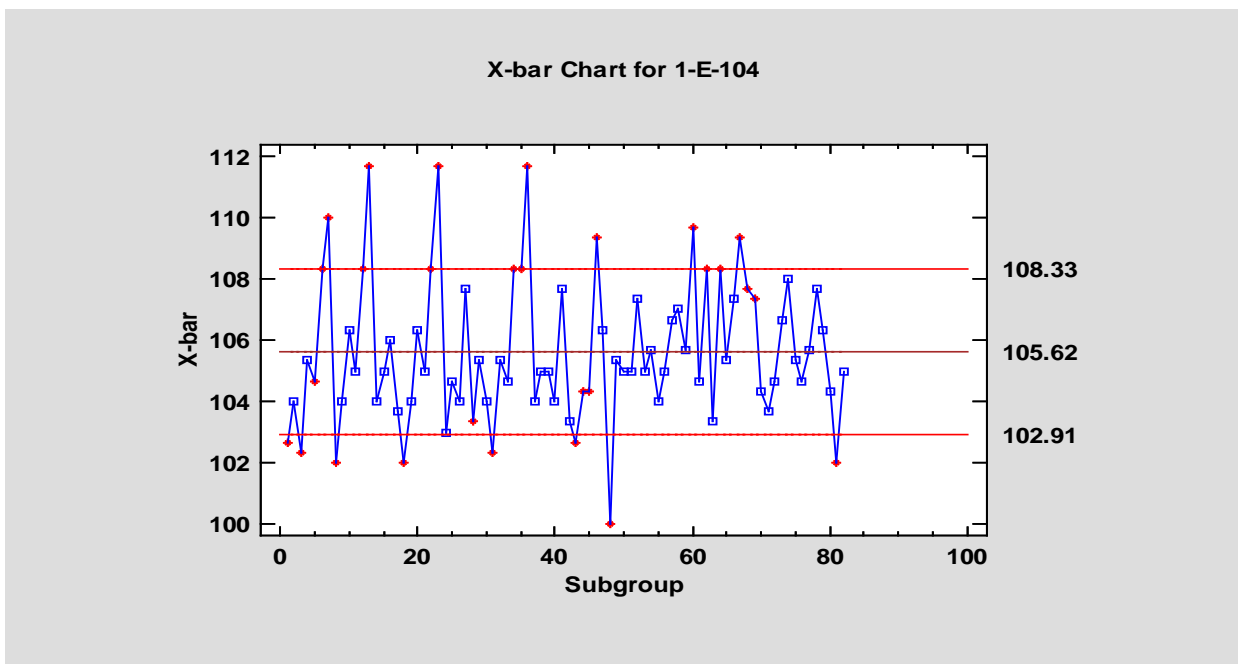
### Anexo 17: Cartas de control de media para temperatura de salida del intercambiador E-1-103



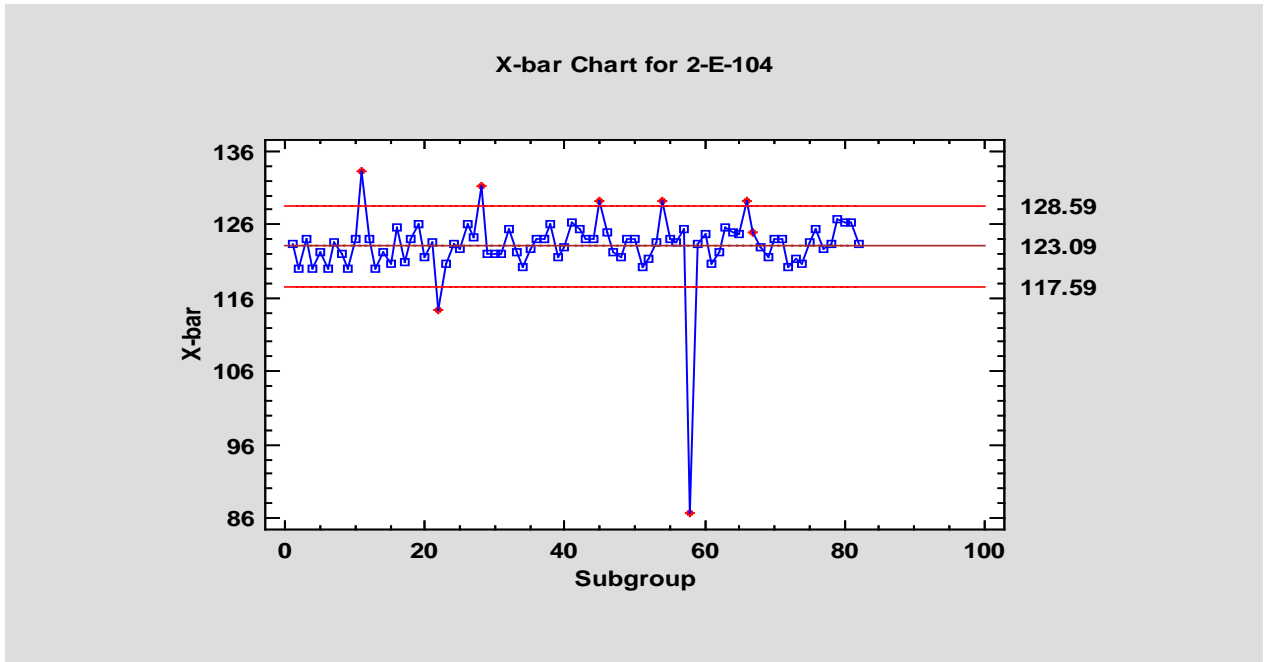
### Anexo 18: Cartas de control de media para temperatura de salida del intercambiador E-2-103



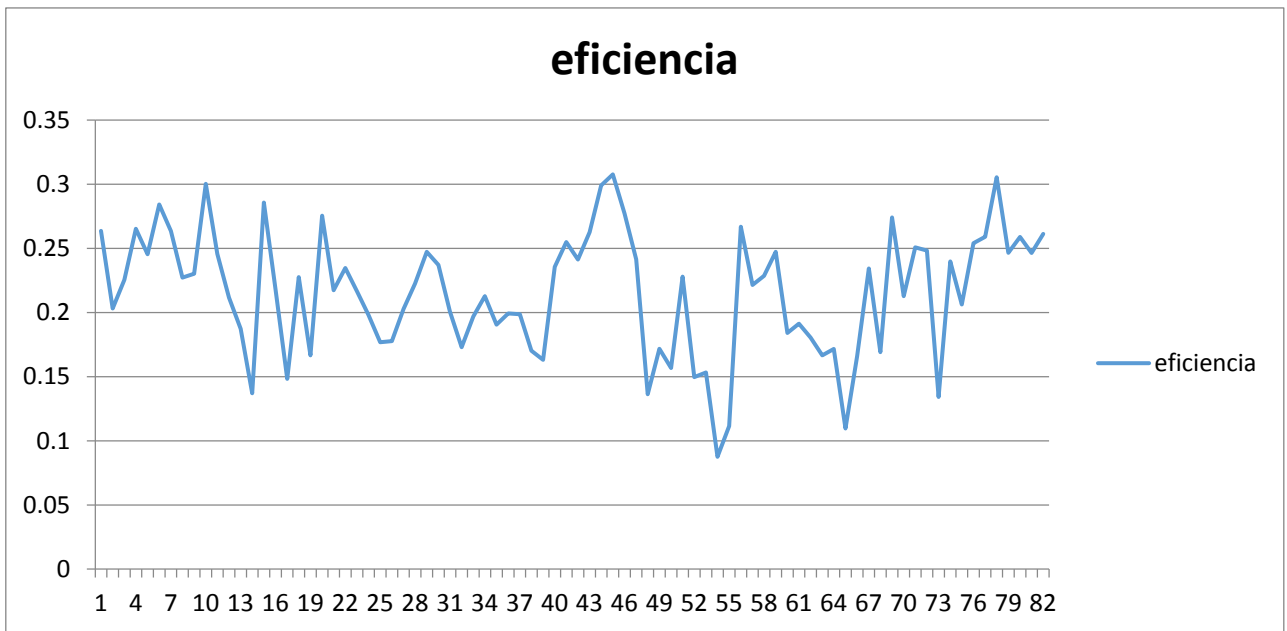
### Anexo 19: Cartas de control de media para temperatura de salida del intercambiador E-1-104



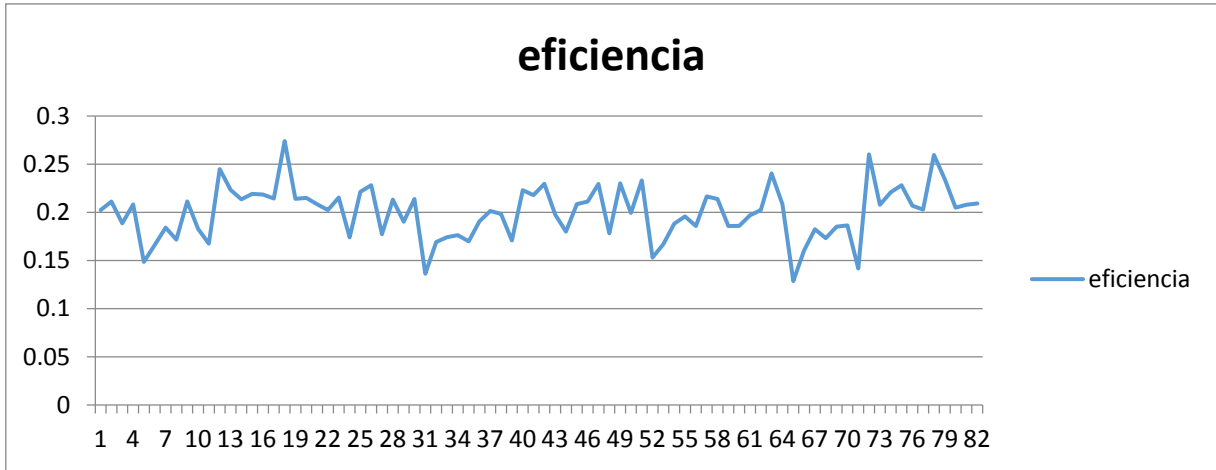
### Anexo 20: Cartas de control de media para temperatura de salida del intercambiador E-2-104



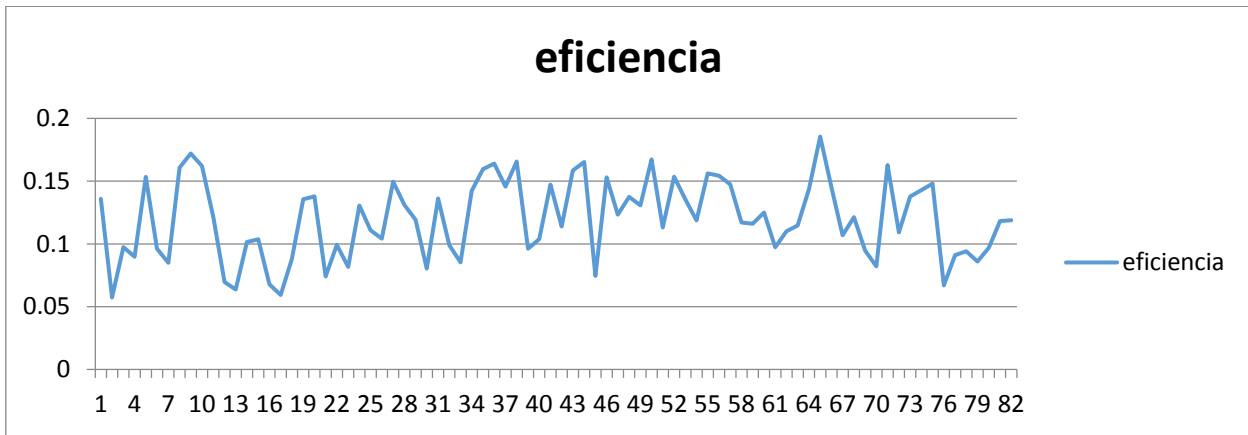
### Anexo 21: Análisis de la eficiencia del intercambiador E-2-101 en el tiempo analizado



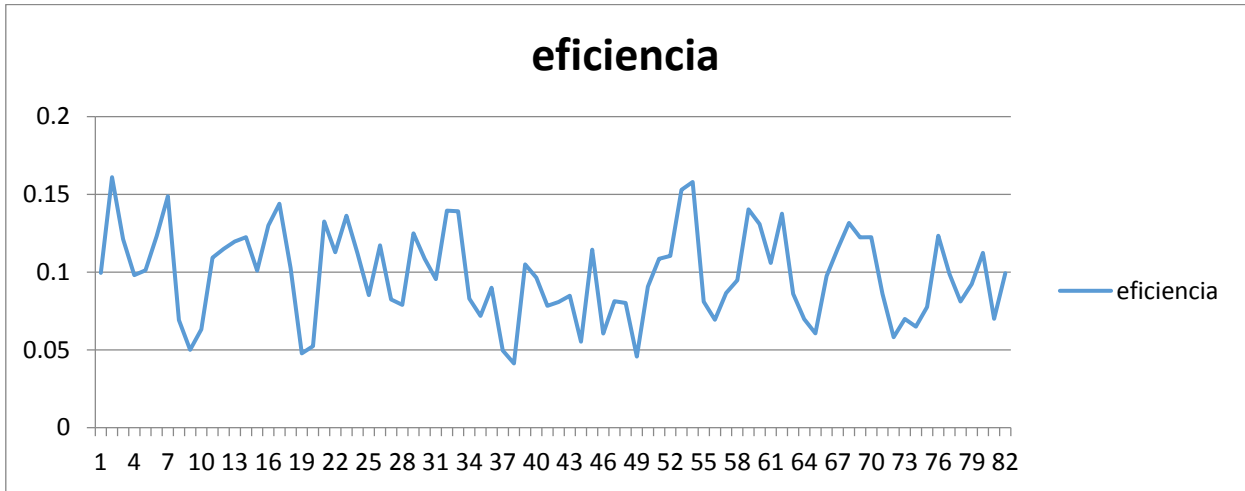
**Anexo 22: Análisis de la eficiencia del intercambiador E-1-102 en el tiempo analizado**



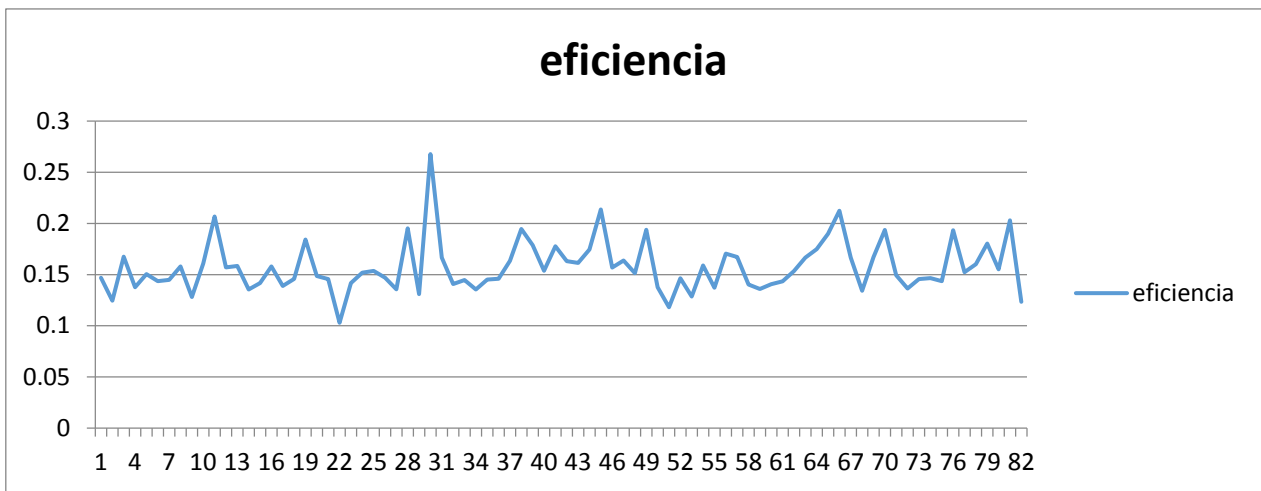
**Anexo 23: Análisis de la eficiencia del intercambiador E-2-102 en el tiempo analizado**



**Anexo 24: Análisis de la eficiencia del intercambiador E-1-103 en el tiempo analizado**



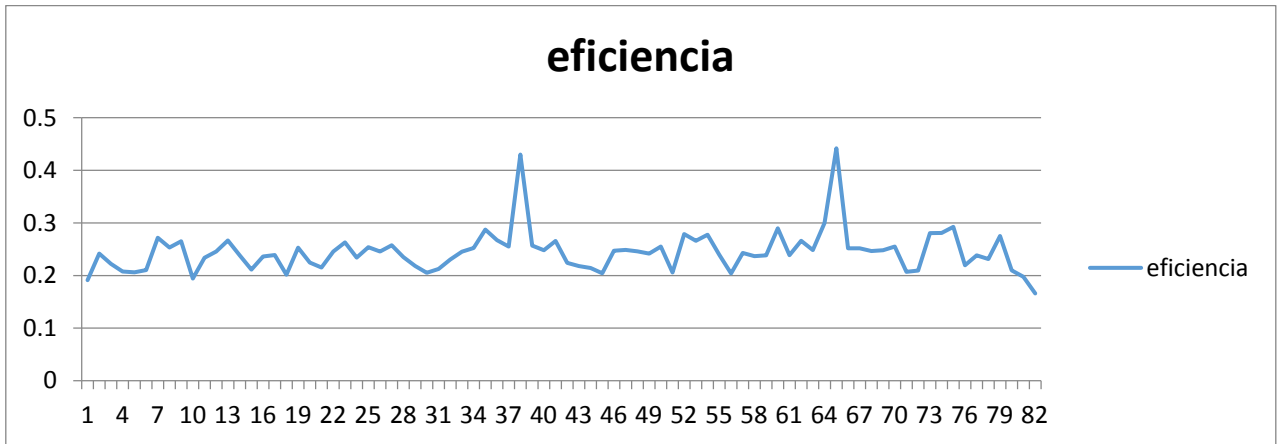
**Anexo 25: Análisis de la eficiencia del intercambiador E-2-103 en el tiempo analizado**





## Anexo 26: Análisis de la eficiencia del intercambiador E-1-104 en el tiempo analizado

### E-1-104



## Anexo 27: Análisis de la eficiencia del intercambiador E-2-104 en el tiempo analizado

