



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

TÍTULO DE LA TESIS

**ESTUDIO COMPARATIVO DE FLUJO DE CALOR EN EL ARREGLO DE
INTERCAMBIADORES DE CALOR EN EL PROCESO DE
DESULFURACIÓN DE GASOLINA CATALÍTICA.**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA

DATTOLI TELLO ARMANDO ALEJANDRO

MÉXICO, D.F.

AÑO 2011





Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE:	Profesor:	GUTIERREZ LARA MARIA RAFAELA
VOCAL:	Profesor:	JOSÉ FERNANDO BARRAGAN AROCHE
SECRETARIO:	Profesor:	NÉSTOR NOE LÓPEZ CASTILLO
1er. SUPLENTE:	Profesor:	ALFONSO DURAN MORENO
2° SUPLENTE:	Profesor:	ELISA FABILA MONTOYA

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

**LABORATORIO L-212, CIRCUITO INSTITUTO S/N, CD. UNIVERSITARIA, CONJUNTO E
FACULTAD DE QUÍMICA**

ASESOR DEL TEMA:

Dr. Néstor Noe López Castillo

SUSTENTANTE (S):

Dattoli Tello Armando Alejandro

INDICE

1. Objetivos
2. Hipótesis
3. Marco Teórico
 - 3.1. Balances de Energía
 - 3.2. Tipos de transferencia de calor
 - 3.2.1 Transferencia de calor por convección
 - 3.2.2 Transferencia de calor por radiación
 - 3.2.3 Transferencia de calor entre sólidos y fluidos: flujo laminar y flujo turbulento
 - 3.3. Intercambiadores de calor
 - 3.3.1. Coeficiente global de transferencia de calor
 - 3.3.2. Intercambiadores de calor de doble tubo
 - 3.3.3. Intercambiadores de tubo y coraza
 - 3.3.4. Arreglo de tubos
 - 3.3.5. Cambiador de placas
 - 3.3.6. Intercambiadores compactos
 - 3.3.7. Enfriadores con aire
 - 3.3.8. Calentadores a fuego directo
 - 3.4. Redes de intercambio de calor
 - 3.4.1. Principios para el diseño de redes de intercambio de calor
 - 3.4.2. Algoritmo de diseño
 - 3.5. Teoría de operación de planta desulfuradora de gasolina catalítica
4. Desarrollo
 - 4.1. Metodología
5. Resultados
6. Análisis
7. Conclusiones
8. Bibliografía

1. OBJETIVOS.

- Identificar los diferentes tipos de intercambio de calor en la industria.
- Identificar el arreglo de intercambio de calor para una planta desulfuradora de gasolina catalítica.
- Analizar el intercambio de calor producido por la red de intercambiadores de la planta desulfuradora de gasolina catalítica.
- Analizar las ventajas y desventajas del arreglo de la planta desulfuradora de gasolina catalítica.
- Realizar un estudio comparativo de intercambio de calor, dentro del cual se propondrá una optimización para el aprovechamiento de la energía intercambiada por los equipos.

2. HIPÓTESIS

La adición de un servicio de enfriamiento al arreglo de intercambiadores de calor, permite una mejor optimización del flujo de energía en el proceso.

3. MARCO TEÓRICO

3.1 BALANCES DE ENERGÍA

Hasta hace poco las fuentes y reservas de petróleo y gas natural parecían ser adecuadas por muchas décadas a precios estables. El panorama mundial de la demanda y suministro de energía para estas dos fuentes de energía más adecuadas ha cambiado, de manera que otras fuentes que en un tiempo parecieron ser antieconómicas han llegado en la actualidad a ser factibles, no sólo técnica sino también desde el punto de vista económico.

En un proceso corto sólo se pueden realizar pequeños cambios en el suministro y utilización de energía. Pero en procesos largos, sólo cinco fuentes alternas nativas parecen ser capaces de reemplazar la gasolina y el gas como suministro de energía principal del futuro:

Carbón de ulla: una reserva de 100 a 400 años.

Fisión: una reserva de 25 a 100 años, pero con reactores reproductores, una reserva de 500 años.

Solar: reserva infinita, pero de capital muy intensivo, y así que sólo pueda utilizarse cuando se hagan presentes los elevados costos de fuentes competentes.

Fusión: vida potencialmente extensiva pero todavía no es factible.

Energía interna es una medida macroscópica de la energía molecular, atómica y subatómica.

El balance de energía se comenzó a escribir a finales del siglo XIX. En la década de los 50's es cuando los conceptos de energía y balance de energía se formularon con claridad. El balance de energía puede ser expresado como:

$$\begin{aligned} \text{Acumulación de energía} &= \text{transferencia de energía} - \text{transferencia de energía} \\ \text{Dentro del sistema} & \quad \text{a través de la frontera} \quad \text{fuera de la frontera} \\ & \quad \quad \quad \text{del sistema} \quad \quad \quad \text{del sistema} \\ & \quad \quad \quad + \text{energía generada dentro} - \text{energía consumida dentro} \\ & \quad \quad \quad \text{del sistema} \quad \quad \quad \text{del sistema} \end{aligned}$$

Esta transferencia de energía o calor, se trata dentro de la termodinámica de las transiciones cuantitativas y reacomodos de energía como calor en los cuerpos de materia. Es la relacionada con la razón de intercambio de calor entre cuerpos de alta temperatura y cuerpos de baja temperatura llamados fuente y receptor.

Las fases de una sustancia simple, sólida, líquida y gaseosa están asociadas a su contenido de energía. En la fase sólida, las moléculas o átomos están muy cercanos, dando esto rigidez. En la fase líquida existe suficiente energía térmica para extender la distancia de las moléculas adyacentes, de manera que se pierde la rigidez. En la fase gas, la presencia de energía térmica adicional resulta en una separación completa de los átomos o moléculas, de manera que pueden permanecer en cualquier lugar de un espacio cerrado.

3.2 TIPOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Existen tres mecanismos de transferencia de calor, en las que el calor puede pasar de la fuente al receptor. Estos son: conducción, convección y radiación.

Conducción. La conducción es la transferencia de calor a través de un material fijo, donde el intercambio de calor se llevará a cabo del lado caliente al lado de fluido frío (figura 1), teniendo como variables la temperatura y la distancia en la que ocurren el flujo, expresándose la ecuación (1):

$$dQ = kA \left(-\frac{dT}{dx} \right) \quad (1)$$

Donde el término dT/dx se le denomina gradiente de temperatura y el signo negativo si se supone una temperatura mayor donde $x=0$ y menor en donde $x=X$. La cantidad instantánea de transferencia de calor es proporcional al área y a la diferencia de temperatura dT que impulsa el calor a través de un espesor dx . La constante de proporcionalidad k se le conoce como coeficiente de conductividad térmica. La conductividad térmica de los sólidos tiene un amplio rango de valores dependiendo si el sólido es relativamente un buen conductor del calor, o un mal conductor.

El mecanismo de conductividad térmica en un gas se realiza al identificar la energía cinética de una molécula con su temperatura, así en una región de alta temperatura, las moléculas tienen velocidades más altas que en una región de temperatura baja. Las moléculas se encuentran en continuo movimiento aleatorio, chocando unas contra otras e intercambiando energía y momento. Si una molécula se mueve de una región de alta temperatura a una de baja temperatura, transporta energía cinética a la parte del sistema de baja temperatura y transfiere esta energía a través de colisiones con moléculas de temperatura más baja.

La energía térmica en los sólidos puede ser conducida de dos maneras: vibración de red y transporte por medio de electrones libres.

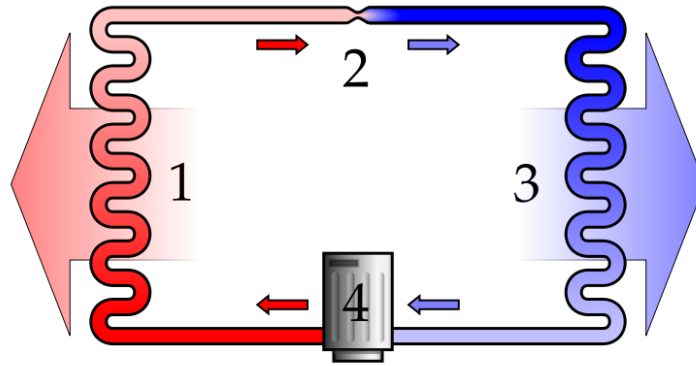


FIGURA 1.
TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONDUCCIÓN.

3.2.1 Transferencia de calor por convección

La convección es la transferencia de calor entre partes relativamente calientes y frías de un fluido por medio de mezclado (figura 2). La transferencia de calor del líquido caliente del fondo de un recipiente al resto, se le llama convección natural o convección libre. Si se produce cualquiera otra agitación extrema, el proceso se denomina convección forzada. Este tipo de transferencia de calor se describe mediante la ecuación (2):

$$dQ = hAdT \quad (2)$$

Donde la constante de proporcionalidad h es un término sobre el cual tiene influencia la naturaleza del fluido y la forma de agitación. Se llama coeficiente de transferencia de calor. Cuando esta ecuación se escribe de forma integrada $Q = hA\Delta t$, se le conoce como la ley de enfriamiento de Newton.

Dentro de la transferencia de calor por convección se debe considerar la viscosidad del fluido, la cual para ser evaluada se deberán hacer dos suposiciones: donde existe una interfase sólido- líquido, no hay corrimiento entre el sólido y el líquido, y el esfuerzo de corte es proporcional al esfuerzo en dirección perpendicular al movimiento. Una partícula de líquido no sometido a esfuerzo adoptará una distribución uniforme sobre la superficie que lo contenga. La razón de corte es proporcional al gradiente de velocidad dv/dy , donde el esfuerzo de corte es representado como se muestra en la ecuación (3):

$$\tau = \mu \frac{dv}{dy} \quad (3)$$

Siendo μ una constante de proporcionalidad expresada en la ecuación (4):

$$\mu = \frac{\tau}{dv/dy} \quad (4)$$

En los sólidos este coeficiente origina una deformación y es equivalente al módulo de elasticidad.

En los líquidos el esfuerzo de corte origina una deformación a un ritmo dado.

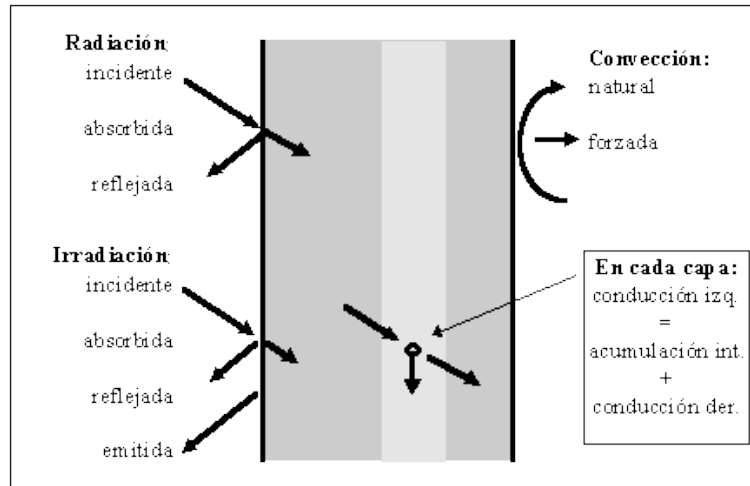


FIGURA 2.
TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN.

3.2.2 Transferencia de calor por radiación.

La radiación involucra la transferencia de energía radiante desde una fuente a un receptor (figura 3). Cuando la radiación se emite desde una fuente a un receptor, parte de la energía se absorbe por el receptor y parte es reflejada por él. De la segunda ley de la termodinámica, Boltzmann estableció que la velocidad a la cuál una fuente da calor es lo anterior, se describe con la ecuación (5):

$$dQ = \sigma \epsilon dAT^4 \quad (5)$$

Conociéndose como ley de la cuarta potencia, donde T es la temperatura absoluta, σ es una constante dimensional, pero ϵ es factor denominado emisividad.

Los procesos de transferencia de calor se relaciona con las razones de intercambio térmico, tales como los que ocurren en un equipo de transferencia de calor. Puesto que la transferencia de calor considera un intercambio en un sistema, la pérdida de calor por un cuerpo deberá ser igual al calor absorbido por otro dentro del mismo sistema.

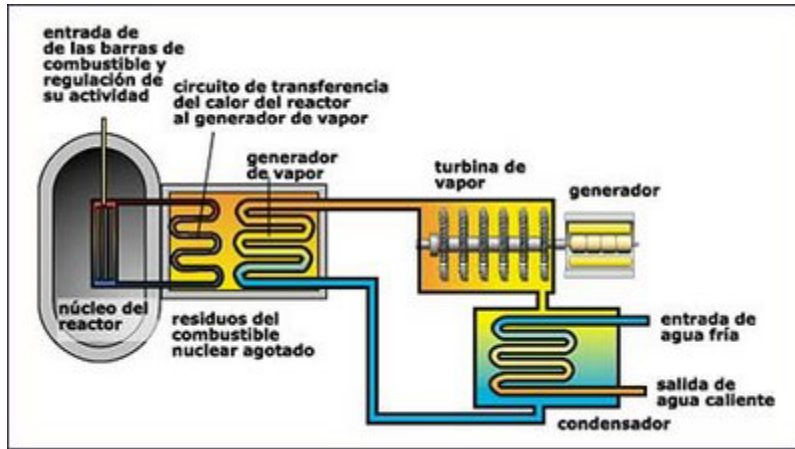


FIGURA 3.
TRANSFERENCIA DE CALOR POR RADIACIÓN.

3.2.3 Transferencia de calor entre sólidos y fluidos: flujo laminar y flujo turbulento.

Cuando un líquido fluye en un tubo horizontal, puede hacerlo en forma de movimiento de torbellino no localizado conocido como flujo turbulento. Si la velocidad del líquido disminuye bajo cierto valor determinado, la naturaleza del flujo cambia y desaparece la turbulencia. Las partículas del fluido fluyen en líneas paralelas a lo largo del eje del tubo, esto se conoce como flujo laminar.

Reynolds observó que el tipo de flujo adquirido por un líquido que fluya dentro de un tubo, era influido por la velocidad, densidad y viscosidad del líquido, además del diámetro del tubo. Cuando estas variables se relacionan como $Du\rho/\mu$ llamado número de Reynolds se encuentra que siempre existe un flujo turbulento cuando el valor numérico excede las cercanías de 2300 y usualmente cuando excede 2100.

3.3 INTERCAMBIADORES DE CALOR

3.3.1 Coeficiente global de transferencia de calor

En el estudio de los intercambiadores de calor se supone que el tubo exterior, carcasa o casco, está perfectamente aislado térmicamente, es decir, no existe intercambio de calor con el exterior. Entonces se puede considerar que, a efectos de transferencia de calor, el intercambiador se comporta como una pared cilíndrica (el tubo o tubos interiores) bañada por dos fluidos a diferente temperatura cuyo coeficiente global de transferencia tiene la expresión de la ecuación (6):

$$U = \frac{1}{\left(\frac{1}{2\pi r_1 L h_i} + \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi L k} + \frac{1}{2\pi r_2 L h_o} \right) A} \quad (6)$$

O lo que es lo mismo ecuación (7):

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{A_i h_i} + \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi L k} + \frac{1}{A_o h_o} \quad (7)$$

Siendo A_i el área de la superficie interior y A_o el área de la superficie exterior de transferencia de calor.

Siendo h_i el coeficiente de película interior y h_o el coeficiente de película exterior.

Para el caso que la pared del tubo interior sea lo suficientemente delgada $A_i = A_o = A$.

Si el material del que está hecho el tubo es buen conductor de calor la resistencia térmica debida a conducción es despreciable, entonces nos queda la ecuación (8):

$$\frac{\text{Ln}\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi L k} = 0 \quad (8)$$

Las dos condiciones anteriores se dan casi siempre, quedando la ecuación (9):

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} \quad (9)$$

Factor de incrustación

Con el paso del tiempo se acumulan depósitos sobre las superficies de transferencia de calor de los intercambiadores que incrementan la resistencia térmica y hacen que disminuya la velocidad de transferencia de calor. El efecto neto de la acumulación de depósitos se cuantifica mediante el llamado factor de incrustación, R_f , que está tabulado para los diferentes fluidos. La acumulación puede producirse en la pared interior, en la exterior o en las dos simultáneamente, lo cual se reflejará en el coeficiente global de transferencia de calor cuya expresión general quedará expresada con la ecuación (10):

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{A_i h_i} + \frac{R_{fi}}{A_i} + \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi L k} + \frac{R_{fo}}{A_o} + \frac{1}{A_o h_o} \quad (10)$$

Y cuya expresión simplificada tiene la forma de la ecuación (11):

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + R_{fi} + R_{fo} + \frac{1}{h_o} \quad (11)$$

Método de la temperatura media logarítmica

La potencia térmica, Q-punto, puesta en juego en el intercambiador de tubo doble responde a la ecuación (12):

$$\dot{Q} = U A_s \Delta T_{ml} \quad (12)$$

Donde:

U: coeficiente global de transferencia

As: superficie de intercambio

Teniéndose que ΔT_{ml} es la media logarítmica y se obtiene de la ecuación (13):

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\text{Ln}\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (13)$$

ΔT_{ml} : temperatura media logarítmica;

Los valores de ΔT_1 y ΔT_2 son diferentes dependiendo si la configuración es en flujo paralelo o en contraflujo.

En caso de **flujo paralelo**: $\Delta T_1 = Th_{ent} - Tc_{ent}$; $\Delta T_2 = Th_{sal} - Tc_{sal}$

En caso de **contraflujo**: $\Delta T_1 = Th_{ent} - Tc_{sal}$; $\Delta T_2 = Th_{sal} - Tc_{ent}$

Th_{ent} : temperatura de entrada del fluido caliente.

Th_{sal} : temperatura de salida del fluido caliente.

$T_{c_{ent}}$: temperatura de entrada del fluido frío.

$T_{c_{sal}}$: temperatura de salida del fluido frío.

Para las configuraciones de flujo cruzado y casco y tubos es necesario introducir un factor de corrección, F , en la Temperatura Media Logarítmica.

$$P = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$$

Coficiente 1: entrada.

Coficiente 2: salida.

t : temperatura del fluido frío.

T : temperatura del fluido caliente.

El factor de corrección en **intercambiadores de calor con cambio defase, condensadores y evaporadores**, es de 1 ($F=1$)

-Se emplea entonces $\Delta T_{ml,cf} = F \Delta T_{ml}$ y la expresión de la potencia térmica queda

ecuación (14):
$$\dot{Q} = U A_s \Delta T_{ml,cf} \quad (14)$$

Por otra parte: $\dot{Q} = \dot{m}_h C_{p_h} \Delta T_h$ y $\dot{Q} = \dot{m}_c C_{p_c} \Delta T_c$; subíndice h : fluido caliente ; subíndice c : fluido frío.

El proceso de intercambio de calor entre dos fluidos que están a diferentes temperaturas y separados por una pared sólida, ocurre en muchas aplicaciones de ingeniería. El dispositivo que se utiliza para llevar a cabo este intercambio se denomina intercambiador de calor y las aplicaciones específicas se pueden encontrar en calefacción de locales y acondicionamiento de aire, producción de potencia, recuperación de calor de desecho y algunos procesamientos químicos.

Los intercambiadores normalmente se clasifican de acuerdo al arreglo del flujo y el tipo de construcción. El intercambiador de calor más simple es aquel en el que los fluidos caliente y frío se mueven en la misma dirección o en direcciones opuestas en una construcción de tubos concéntricos (o doble tubo). En el arreglo de flujo paralelo los fluidos caliente y frío entran por el mismo extremo, fluyen en la misma dirección y salen por el mismo extremo. En el arreglo de contraflujo los fluidos entran por extremos opuestos, fluyen en direcciones opuestas y salen por extremos opuestos.

De manera alternativa los fluidos se pueden mover en flujo cruzado, como se logra en intercambiadores de calor tubulares con aletas.

Otra configuración común es el intercambiador de calor de tubos y coraza. Las formas específicas difieren de acuerdo con el número de pasos de tubos y coraza. Normalmente se instalan deflectores para aumentar el coeficiente de convección del fluido del lado de la coraza al inducir turbulencia y una componente de la velocidad de flujo cruzado.

Una clase especial e importante de intercambiadores de calor se usa para conseguir un área superficial de transferencia de calor por unidad de volumen muy grande. Denominados intercambiadores de calor compactos, estos dispositivos tienen complejos arreglos de tubos con alneas o placas y se usan normalmente cuando uno de los fluidos es un gas y en consecuencia se caracteriza por un coeficiente de convección pequeño. Los tubos pueden ser planos o circulares y las aletas pueden ser de placa o circular.

Para diseñar o predecir el rendimiento de un intercambiador de calor, es esencial relacionar la transferencia total de calor con cantidades tales como las temperaturas de entrada y salida del fluido, el coeficiente global de transferencia de calor y el área superficial total para la transferencia de calor. Dos de tales relaciones se pueden obtener fácilmente al aplicar balances globales de energía a los fluidos caliente y frío.

3.3.2 Intercambiadores de calor de doble tubo

Este tipo de cambiador, consiste en dos tubos ensamblados concéntricamente, formando una cámara anular a lo largo de ambos (figura 4). Estos son por lo general de paredes lisas, aunque en ocasiones el tubo interior puede ser aletado. Los cambiadores de doble tubo se utilizan en servicios en los que se transfieren bajas cargas térmicas con flujos pequeños y con rangos de temperatura grandes y pueden operar a altas temperaturas y presiones.

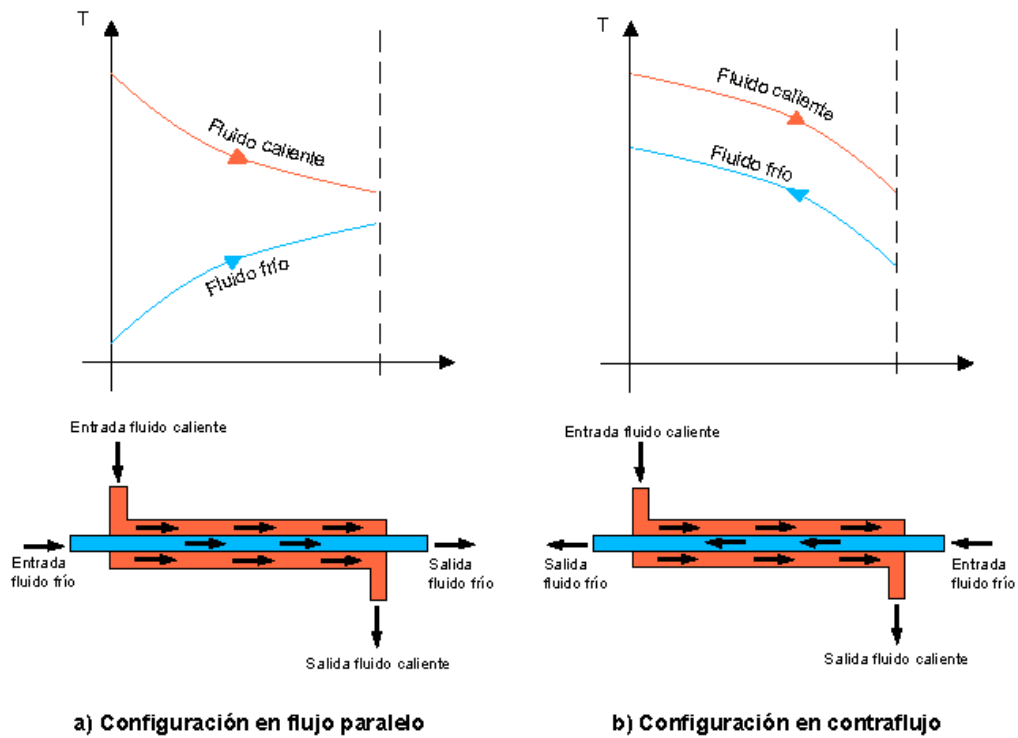


FIGURA 4.
INTERCAMBIADORES DE CALOR DE DOBLE TUBO.

3.3.3 Intercambiadores de tubo y coraza

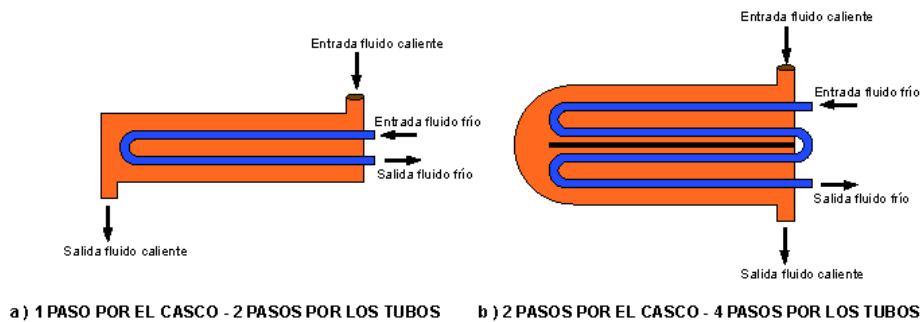


FIGURA 5.
INTERCAMBIADOR DE TUBO Y CORAZA.

La satisfacción de muchas demandas industriales requiere el uso de un gran número de horquillas de doble tubo. Estas consumen considerable área superficial así como presentan un número considerable de puntos en los cuáles puede haber fugas.

Cuando se requieren superficies grandes de transferencia de calor, pueden ser mejor obtenidas por medio de un equipo de tubo y coraza.

El equipo de tubo y coraza involucra la expansión de un tubo en un espejo y la formación de un sello que no fuga bajo condiciones razonables de operación (figura 5). En el espejo se perfora un orificio cuyo diámetro es apenas mayor que el diámetro exterior del tubo, además se cortan dos o más hendiduras en la pared de este orificio. Se coloca el tubo dentro del orificio y se inserta un rolador en el final del tubo. El rolador es un mandril rotatorio que tiene conicidad pequeña.

Los tubos para intercambiadores de calor también se conocen como tubos para condensador. El diámetro exterior de los tubos para condensador o intercambiador de calor, es el diámetro exterior real en pulgadas dentro de tolerancias muy estrictas. Estos tubos para intercambiador se encuentran disponibles en varios metales, los que incluyen acero, cobre, admiralty, metal Muntz, latón 70-30 cobre-níquel, aluminio-bronce, aluminio y aceros inoxidable. Se puede obtener en diferentes grosores de pared, definidos por el calibrador Birmingham para alambre.

Los orificios de los tubos no pueden taladrarse muy cerca uno de otro ya que una franja demasiado estrecha de metal entre los tubos adyacentes, debilita estructuralmente el cabezal de tubos o espejo. La distancia más corta entre dos orificios adyacentes es el claro o ligadura. Los tubos se colocan en arreglos ya sea triangulares o cuadrados. La ventaja del espaciado cuadrado es que los tubos son accesibles para limpieza externa y tiene pequeña caída de presión. El espaciado de los tubos P , es la distancia menor de centro a centro de tubos adyacentes.

Intercambiadores con cabezal de tubos estacionario. Las partes esenciales son la coraza, equipada con dos entradas y que tiene dos cabezales de tubos o espejos a ambos lados que también sirven como bridas para fijar los dos carretes y sus respectivas tapas. Los tubos se expanden a ambos espejos de la coraza.

Deflectores. Se logran coeficientes de transferencia mayores cuando el líquido se mantiene en estado de turbulencia. Para inducir este estado de turbulencia fuera de los tubos, es costumbre emplear deflectores que hacen que el líquido fluya a través de la coraza a ángulos rectos con el eje de los tubos. La distancia centro a centro entre los deflectores se llama espaciado de deflectores. Generalmente el espaciado de los deflectores no es mayor que una distancia igual al diámetro interior de la coraza, o menor que una distancia igual a un quinto del diámetro interior de la coraza.

Existen varios tipos de deflectores que se emplean en los intercambiadores de calor, pero los más comunes son los deflectores segmentados, los cuáles son hojas de metal perforadas cuyas alturas son generalmente un 75% del diámetro interior de la coraza.

Estos se conocen como deflectores con 255 de corte. Otros tipos de deflectores son el de disco y corona y el deflector de orificio.

Intercambiador con cabezal de tubos fijos con carretes integrales. Es en cuál los cabezales de tubo se insertan dentro de la coraza, formando los carretes como partes integrales

Envolvente. Es un elemento cilíndrico en cuyo interior se aloja el haz de tubos permitiendo la circulación de un fluido que baña a los tubos de transmisión por su exterior, para efectuar la transmisión de calor. La envolvente tiene extremos bridados para ser ensamblados con los cabezales o con una tapa.

3.3.4 Arreglo de tubos

En los diferentes tipos de cambiadores de calor, se utilizan cuatro tipos de arreglos convencionales de tubos: cuadrado normal, cuadrado rotado, triángulo normal y triángulo rotado (tabla 1).

TABLA 1.
ARREGLOS CONVENCIONALES DE TUBOS PARA CAMBIADORES DE CALOR.

	Triángulo Normal	Triángulo Rotado	Cuadrado Normal	Cuadrado Rotado
Ángulo del Pinch	30°	60°	90°	45°
Coefficiente de transeferencia respecto al arreglo cuadrado	Alto	Medi-Alto	Bajo	Medio-Bajo
Caída de presión	Alta	Media	Baja	Media-Baja
Tipo de servicio	Sucio-Limpio	Sucio	Limpio	Limpio
Tipo de limpieza	Química	Química	Mecánica	Mecánica
Flujo	Laminar Turbulento	Arreglo No común	Turbulento	Laminar

3.3.5 Cambiador de placas

El intercambiador de placas consiste básicamente de dos cabezales, uno fijo y otro móvil, entre los cuales se encuentran empalmadas una serie de placas metálicas prensadas con corrugaciones, soportadas y alineadas mediante dos barras guía y selladas en su periferia por medio de empaques (figura 6).

Existen pocos fabricantes de este tipo de equipo a nivel mundial. Las placas prensadas con corrugaciones cumplen tres funciones:

Incrementan el área efectiva de transferencia.

Dan rigidez y refuerzan la placa a fin de que pueda soportar la presión diferencial.

Promueven la turbulencia, incrementando los coeficientes de transferencia de calor.

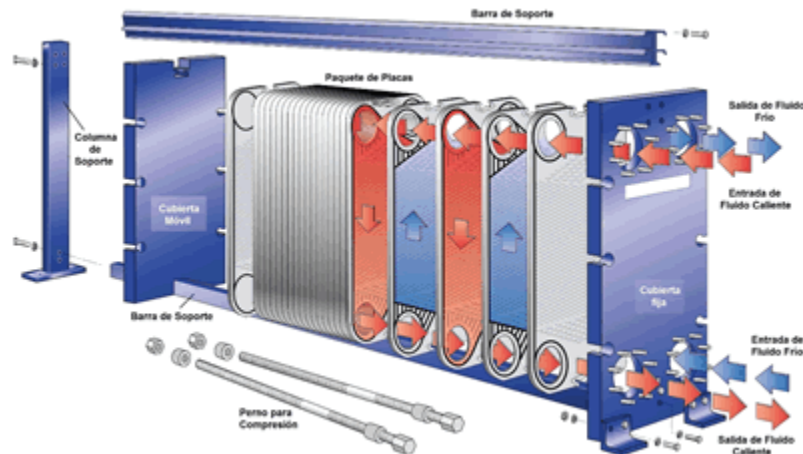


FIGURA 6.
CAMBIADOR DE PLACAS.

3.3.6 Intercambiadores compactos

Son intercambiadores diseñados para lograr una gran área superficial de transferencia de calor por unidad de volumen. La razón entre el área superficial de transferencia de calor y su volumen es la densidad de área b . Un intercambiador con $b > 700 \text{ m}^2/\text{m}^3$ se clasifica como compacto. Ejemplos de intercambiadores de calor compactos son los radiadores de automóviles, los intercambiadores de calor de cerámica de vidrio de las turbinas de gas, el regenerador del motor Stirling y el pulmón humano.

En los intercambiadores compactos los dos fluidos suelen moverse en direcciones ortogonales entre sí. Esta configuración de flujo recibe el nombre de flujo cruzado. El flujo cruzado se clasifica a su vez en mezclado (uno de los fluidos fluye libremente en dirección ortogonal al otro sin restricciones) y no mezclado (se disponen una placas para guiar el flujo de uno de los fluidos)(figura 7).

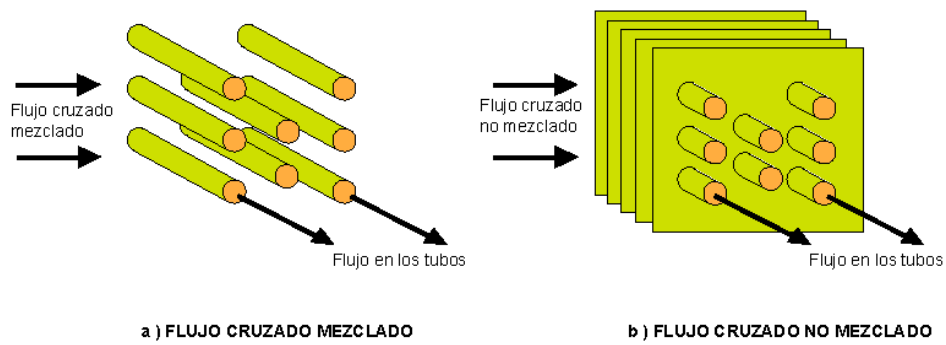


FIGURA 7.
INTERCAMBIADORES COMPACTOS.

3.3.7 Enfriadores con aire

Un enfriador con aire, consiste en un banco de tubos aletados, arreglados triangularmente, por los cuales circula un fluido de proceso que es enfriado. Externamente a dicho banco, se hace pasar una corriente de aire por medio de un ventilador de flujo axial con aspas (figura 8).

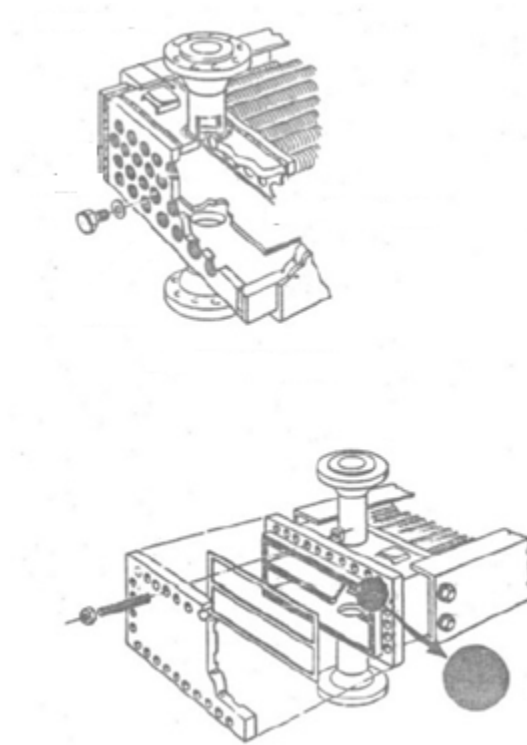


FIGURA 8.
ENFRIADOR CON AIRE

3.3.8 Calentadores a fuego directo

En gran parte de los procesos industriales que manejan altas temperaturas, la radiación es el mecanismo predominante por el que se transfiere calor de una parte del sistema a otra.

Una de las aplicaciones más importantes de la transferencia de calor radiante se encuentra en el cálculo y diseño de calentadores a fuego directo (figura 10) usados en las refinerías de petróleo.

La función de un calentador a fuego directo, es la de suministrar una cantidad de calor a un fluido que se va a calentar a niveles elevados de temperatura, lográndose esto sin que exista sobrecalentamiento en el fluido o en los componentes estructurales.

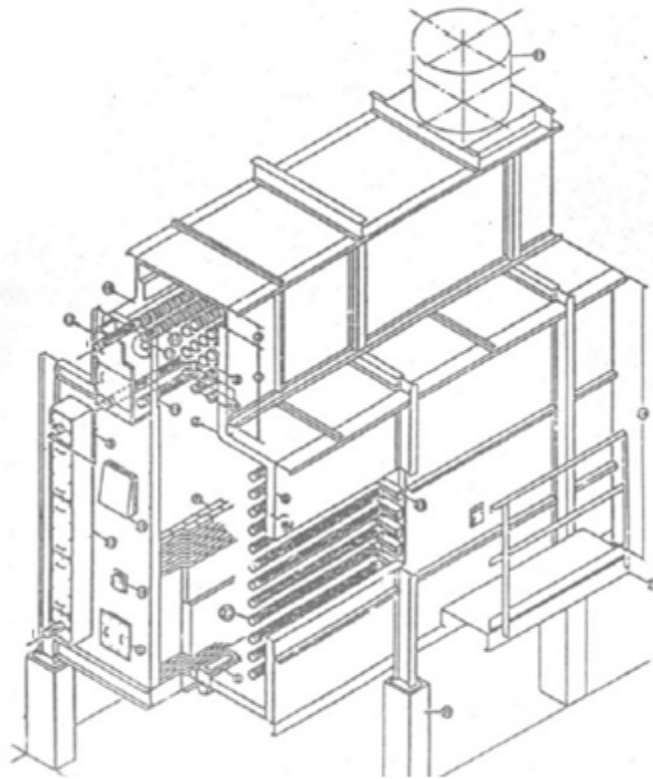


FIGURA 10.
CALENTADOR A FUEGO DIRECTO

3.4 REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR

Cuando se diseña una instalación industrial, una de las principales preocupaciones es reducir los costos, tanto de operación como de inversión de capital en equipos. Sin

embargo, se demuestra que cuando se reducen los costos de operación aumentan los costos de inversión, requiriendo por ello técnicas específicas de diseño y optimización.

Se han formulado métodos de diseño, como el método de punto de pliegue o pinch, donde se parte por minimizar los costos de operación y luego optimizan las unidades de intercambio de calor presentes en el sistema, si es preciso sacrificando una parte la meta del costo de operación mínimo.

El método del punto de estrangulamiento se basa en fijar metas bien claras para el sistema y luego, establecer una representación adecuada que facilite el diseño específico en cada etapa del proceso.

Partiendo de una secuencia de pasos en los que los puntos centrales de tratamiento de los datos y equipos deberán estar enfocados a:

Consumo mínimo de servicios.

Mínimo número de unidades de transferencia de calor.

Mínima área de intercambio de calor.

Considerando los siguientes supuestos:

El calor específico es constante para cada una de las corrientes.

Existe una diferencia mínima de temperatura entre el lado frío y el lado caliente en los intercambiadores de calor que se seleccionan arbitrariamente, pudiendo ser posteriormente refinada.

3.4.1 Principios para el diseño de redes de intercambio de calor

El punto de estrangulamiento divide el diseño en dos secciones, la caliente y la fría.

No es permisible transferir calor a través del punto de estrangulamiento para obtener el consumo mínimo de servicios.

No es posible usar servicio de enfriamiento por encima del punto de estrangulamiento.

No es posible usar servicio de calentamiento por debajo del punto de estrangulamiento.

Cada sección se diseña por separado, empezando desde el punto de estrangulamiento.

El diseño de una red de intercambiadores de calor de proceso por lo general procede a través de los siguientes pasos:

1. Condiciones de proceso (flujo de composiciones, caudales, temperaturas, presiones) deben ser especificadas.

2. Requerido sobre las propiedades físicas de la temperatura y la presión; rangos de interés deben ser obtenidos.
3. El tipo de intercambiador de calor que se emplea es elegido.
4. Una estimación preliminar del tamaño del intercambiador se realiza, con un coeficiente de transferencia térmica adecuada a los líquidos, el proceso y el equipo.
5. Un primer diseño que se elija, completo en todos los detalles necesarios para llevar a cabo los cálculos de diseño.
6. El diseño elegido en el paso 5 se evalúa, o es clasificado, en cuanto a su capacidad para satisfacer las especificaciones del proceso con respecto tanto a la transferencia de calor y la caída de presión.
7. Sobre la base del resultado del paso 6, una nueva configuración se elige si es necesario y el paso 6 se repite. Si el primer diseño fue inadecuado para cumplir con la carga de calor que se requiere, por lo general, es necesario aumentar el tamaño del intercambiador mientras que aún permanecen dentro de determinados o viable límite de la caída de presión, longitud del tubo, diámetro de la concha. Si el primer diseño cumple más con los requisitos de carga de calor o no utiliza toda la caída de presión permisible, un intercambiador de menor costo, por lo general, puede ser diseñado para cumplir con los requisitos del proceso.
8. El diseño final deberá cumplir con los requisitos del proceso.

El diseño de redes de intercambiadores de calor se inicia en las inmediaciones del punto de estrangulamiento o punto pinch. Es vital garantizar un adecuado diseño a partir del punto de estrangulamiento tanto hacia el lado caliente como hacia el lado frío.

En la parte superior del punto de estrangulamiento se debe disponer de un enlace para que se enfríe cada una de las corrientes calientes, evitando así la transferencia de calor en el punto de estrangulamiento.

$$NC \leq NF$$

Siendo NC el número de corrientes calientes y NF el número de corrientes frías. La regla opuesta es válida para la parte inferior.

$$NF \leq NC$$

3.4.2 Algoritmo de diseño

Para el diseño de redes de intercambio de calor se identifica la siguiente secuencia:

1. Ordenar los datos de cada corriente del proceso, indicando:
 - Tipo de corriente (fría o caliente)
 - Temperatura inicial
 - Temperatura final
 - Flujo calórico específico, que se obtiene multiplicando el flujo másico por el calor específico de la corriente
 2. Definir los sub- intervalos de temperatura seleccionando una diferencia mínima de temperaturas entre las corrientes calientes y las frías.
 3. Con el diagrama de sub- intervalos correspondiente se calculan los flujos de calor y los requerimientos de servicio caliente y servicio frío, así como el punto de estrangulamiento.
 4. Si no se obtiene un punto de estrangulamiento en el problema modificar la diferencia de temperaturas y repetir los pasos anteriores.
 5. Dividir el problema de diseño en dos partes, por encima del punto de estrangulamiento y por debajo del punto de estrangulamiento.
 6. Calcule el número mínimo de unidades de cada lado del diseño
 7. Iniciar el diseño de la parte superior a partir del punto de estrangulamiento.
 8. Inicie el diseño de la parte inferior a partir del punto de estrangulamiento.
 9. En el proceso de diseño es necesario agotar toda la carga calórica de las corrientes enlazadas, para garantizar el número mínimo de servicios industriales.
 10. Verificar el diseño de la red calórica en las inmediaciones del punto de estrangulamiento, asegurando que todas las corrientes que se encuentren en las inmediaciones del punto de estrangulamiento están debidamente enlazadas, para garantizar que no se transfiera calor a través del punto de estrangulamiento
 11. Proceder a diseñar el problema remanente, fuera de las inmediaciones del punto de estrangulamiento
- 3.4.3 Reglas heurísticas en la reducción del número de intercambiadores de calor
1. Romper el ciclo que incluya el cambiador de calor con la carga térmica más baja
 2. Siempre remueva la carga térmica más baja de un ciclo
 3. Si rompemos un ciclo que cruza el punto de estrangulamiento, normalmente violamos el acercamiento mínimo

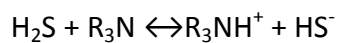
3.5 TEORÍA DE OPERACIÓN

El H_2S es un fuerte inhibidor de las reacciones de desulfuración, sin embargo no inhibe la reacción de hidrogenación de las olefinas. Como resultado, el H_2S reduce la selectividad del catalizador de la unidad de ultra bajo azufre.

El ácido sulfhídrico removido en la unidad de ultra bajo azufre se recupera utilizando una alcanolamina. La amina seleccionada para este proyecto es metildietalonamina(MDEA) esta es una alcanolamina terciaria constituida por dos grupos hidroxilos y un grupo amino. Se puede considerar que el grupo hidroxilo sirve para reducir la presión de vapor e incrementar la solubilidad del agua, mientras que el grupo amino provee la alcalinidad necesaria al agua para propiciar la absorción de los gases ácidos. Las aminas terciarias presentan moléculas de amina substituidas completamente y no contienen átomos de hidrógeno asociados directamente al nitrógeno. No obstante que la metildietalonamina(MDEA) ha sido descrita desde los años 50's como un absorbente selectivo del H₂S en presencia del CO₂, su uso en procesos industriales se ha vuelto más importante en años recientes.

El rango de concentraciones para la solución de metildietalonamina(MDEA) utilizados para el tratamiento de gases de la refinería es de 35 a 55% peso. Se debe tomar en cuenta que incrementar la concentración de la amina no necesariamente reduce la cantidad de solución requerida y por consiguiente el costo de planta. Esto es debido a que la presión de vapor del gas ácido es mayor sobre las soluciones más concentradas a relaciones de gas ácido/mol de amina equivalente. Además, cuando se ha intentado absorber la misma cantidad de gas ácido en menor volumen de solución, se ha incrementado la temperatura debido al calor de reacción y por consecuencia un aumento de presión de vapor del gas ácido sobre la solución.

En la unidad de ultra bajo azufre el H₂S se remueve del gas amargo con una solución de metildietalonamina(MDEA) al 40% a contracorriente en los absorbedores para producir un gas dulce. El H₂S se disuelve en la solución de amina y reacciona con la metildietalonamina(MDEA) para formar una sal de amina de acuerdo con la reacción.



La formación de la sal de amina, indicada en el lado derecho de la ecuación de equilibrio, es favorecida por temperaturas bajas y presiones parciales altas de gas ácido.

La amina rica obtenida en los absorbedores se envía a una columna regeneradora operada con vapor donde se incrementa significativamente la temperatura de la amina y la presión parcial del gas ácido se reduce, favoreciendo las condiciones de equilibrio del lado izquierdo de la ecuación de equilibrio y los gases ácidos son desorbidos de la amina.

La planta desulfuradora de gasolina catalítica, tiene como objetivo desulfurar la nafta catalítica provenientes de plantas catalíticas existentes, reduciendo al mínimo la cantidad de saturación de olefinas. Dicho proceso cuenta con dos plantas desulfuradoras de gasolina catalítica, cada una está diseñada para operar con una alimentación de 20,000 barriles por día de nafta catalítica amarga.

Dicha planta se compone de varios procesos, en una primera: la columna CDHydro (figura 11) es donde remueven los mercaptanos ligeros, se isomerizan las olefinas ligeras alfa a olefinas ligeras beta y maximizan la recuperación de olefinas en el producto destilado. En este sistema se facilita la destilación y la reacción en forma simultánea, en la parte superior de esa columna CDHydro se forma una sección de pasteurización para extraer el hidrógeno y otros componentes ligeros del destilado, la nafta ligera se obtiene del plato localizado por encima después de los platos catalizadores.

CDHydro

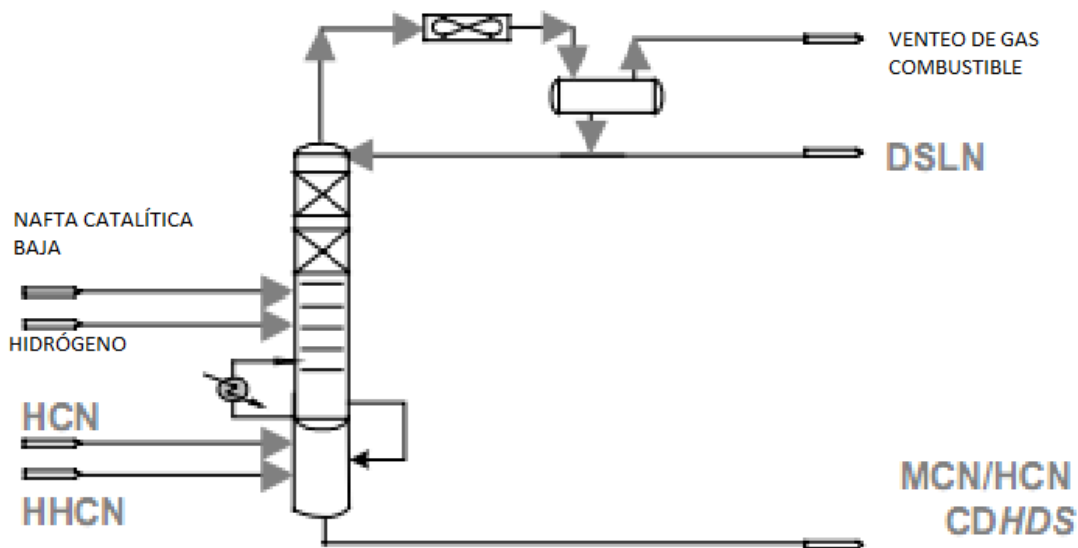


FIGURA 11.
COLUMNA CDHydro

La alimentación de la nafta proviene de instalaciones FCC-1 Y FCC-2, localizadas fuera del límite de baterías para el proyecto, después pasa por filtros de alimentación de nafta para alimentar al tanque de alimentación de la columna, el cual se mantiene presurizado con hidrógeno, esta nafta es bombeada a través de un precalentador, para ser calentada con los fondos de la estabilizadora de naftas, hasta alcanzar un punto de burbuja y finalmente ser alimentada a la columna CDHydro en el plato número trece de la misma. La alimentación de nafta tiene control de flujo, el cuál es ajustado por control de nivel en el tanque de balance de alimentación y la temperatura se controla regulando el flujo de los fondos de la estabilizadora de naftas.

El suministro térmico de la columna se hará por medio de dos rehervidores, donde el flujo de los fondos de la columna proveerá calor al rehervidor de fondos.

El vapor del domo de la columna se enfría y se condensa parcialmente para ser enviado al tanque de reflujo donde se separan los hidrocarburos líquidos, gaseosos y el agua. El vapor del tanque de reflujo es enfriado con agua a través del enfriador de vapor, cualquier hidrocarburo líquido condensado en el intercambiador regresa por gravedad desde el enfriador al tanque de reflujo.

La bomba de reflujo, bombea el flujo de la columna desde el tanque de reflujo hacia el domo de la columna CDhydro a través de filtros de reflujo. El reflujo es controlado por medidor de flujo el cuál es ajustado por el control de nivel en el tanque de reflujo.

Cualquier partícula líquida es removida en el separador del compresor de gas de reciclo, antes de que el vapor pase al compresor de gas de este. El líquido acumulado en el separador es enviado al tanque de balance de alimentación.

El gas obtenido en el separador del compresor de gas de reciclo, el cuál es rico en hidrógeno debe ser comprimido antes de ser reciclado a la columna. El compresor de gas de reciclo, comprime el gas de venteo, parte del cual se recircula a la columna y la parte remanente se alimenta a la estabilizadora de naftas, para la recuperación de hidrocarburos. La presión en el sistema del domo de la columna es establecida por el control de cantidad de gas venteado a la estabilizadora de naftas. Este control de presión se realiza por medio de dos válvulas de control de presión en el separador del compresor de gas de reciclo a la estabilizadora de naftas y al quemador.

Los fondos de la columna son bombeados a través de los filtros de alimentación para pasar por los intercambiadores de alimentación al domo, antes de ser alimentados a la columna de separación CDHDS (figura 12). Los fondos de la columna principal tiene control de flujo, el cuál es ajustado por el control de nivel del colector del fondo de la columna.

CDHDS

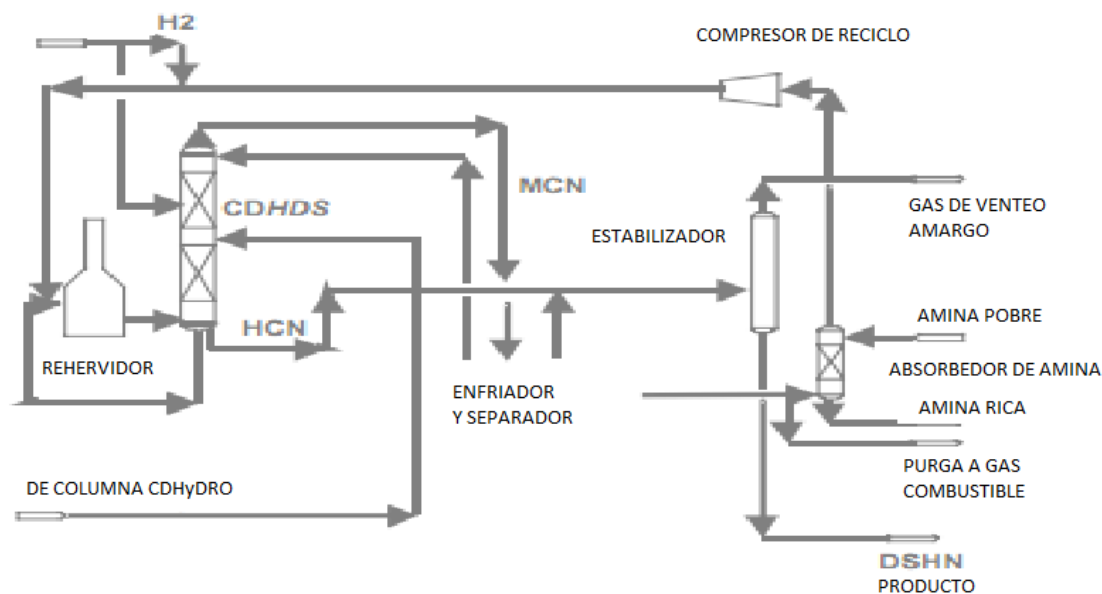


FIGURA 12.
COLUMNA CDHDS

La columna CDHDS, cuenta con 8 sistemas de catalizadores de hidrosulfuración soportados individualmente. Estos sistemas están diseñados para llevar a cabo simultáneamente la destilación e hidrosulfuración, minimizando la saturación de olefinas. La sección superior de la columna tiene una temperatura de reacción menor, la cual favorece la retención de olefinas. La sección superior del plato de catalizadores tiene una sección de empaque estructurado de alto rendimiento que está prevista para la transferencia de calor, cuya finalidad es elevar la temperatura del líquido de reflujo relativamente frío, hasta la temperatura de reacción.

Un distribuidor de líquido de alta eficiencia se encuentra localizado arriba del catalizador. La parte superior de los 7 sistemas restantes de catalizadores cuentan con un plato tipo chimenea y un distribuidor de líquido de alta eficiencia para coleccionar y redistribuir el líquido situado arriba. También se tiene un plato tipo chimenea para recolectar el líquido de la parte baja de los catalizadores y guiarlo hacia el fondo de la columna CDHDS.

Los fondos de la columna CDhydro son bombeados y filtrados, antes de ser combinados con hidrógeno fresco y/o hidrógeno de reciclo. La corriente combinada es precalentada en los intercambiadores de alimentación al domo de la CDHDS para ser alimentada a la misma columna.

La alimentación parcialmente vaporizada entra en la columna CDHDS, donde es alimentado en los tercero y cuarto sistemas de catalizadores, además se tiene una sección

de empaque estructurado de alto rendimiento debajo de la alimentación principal para transferencia de calor, para vaporizar los hidrocarburos ligeros de alimentación.

El suministro térmico de la columna CDHDS se logra por medio del calentador a fuego directo rehervidor. La entrada de calor total a la columna es controlada de tal manera que aproximadamente el 20% de la alimentación deja la columna como producto del fondo y el 80% restante sale por el domo de esta columna.

La bomba de circulación del rehervidor de CDHDS mantiene la circulación a través del calentador a fuego directo. Los fondos de la columna proporcionan el calor requerido al rehervidor de fondos de la columna CDHydro, al rehervidor del agotador de H₂S, al rehervidor de la estabilizadora de nafta y al calentador de alimentación del reactor de pulido. Se usa una línea de desvío para balancear el circuito de integración térmica y permitir fluctuaciones en el proceso. Las corrientes de retorno de los rehervidores y el calentador de alimentación se combinan con la corriente proveniente del desvío antes de ser distribuidas uniformemente mediante controladores de flujo sobre los tubos del calentador.

Además una mezcla de hidrógeno fresco e hidrógeno reciclado es inyectada a cada alimentación del calentador de fuego directo. La mezcla de hidrógeno reciclado es inyectada a cada alimentación del calentador a fuego directo. La mezcla de hidrógeno hacia el calentador es distribuido uniformemente a cada paso por controladores de flujo. La mezcla de gas rica en hidrógeno con la alimentación de hidrocarburos aguas arriba del calentador a fuego directo rehervidor de la CDHDS reduce el potencial de ensuciamiento del horno.

El vapor del domo de la columna CDHDS que contiene H₂S, formado por la reacción de desulfuración y el exceso de hidrógeno, es condensado parcialmente y enfriado mediante el intercambio térmico del proceso, mediante la generación de vapor y finalmente con enfriamiento del aire. Una parte de este vapor de domo, calienta la corriente de alimentación a la CDHDS en los intercambiadores de alimentación domo de la CDHDS. Otra parte del vapor de domo, provee calor a la columna CDHydro por medio de rehervidor lateral de CDHydro. La parte restante de vapor de domos, provee calor para generar vapor de media presión a partir de agua de alimentación a caldera, en el generador de vapor de media presión. El vapor de media presión es sobrecalentado en la sección de convección del calentador a fuego directo rehervidor, acondicionado y enviado a límite de baterías por el desobrecalentador de vapor de media presión, ajustando la temperatura de vapor de media presión. El vapor de domos parcialmente condensado en los tres intercambiadores se mezcla y condensa en el enfriador de domo desde donde se manda al tanque de refluo.

En el tanque de reflujo se separa el vapor del líquido, se envía el reflujo a la columna CDHDS. Pasando a través de los filtro del reflujo. Una corriente es separada, de la línea de succión de las bombas para alimentar el agotador de H₂S. El agua amarga proveniente del tanque de reflujo es colectada e inyectada en diferentes secciones del condensador del agotador de H₂S para su enfriamiento. Esta agua inyectada es separada en el tanque de reflujo y enviada al acumulador de agua amarga.

El ácido sulfhídrico contenido en el gas proveniente del separador frío de CDHDS, debe ser reducido para controlar la cantidad de H₂S en el gas de reciclo y cumplir con el estándar de emisiones de la refinería en el gas de purga. El ácido sulfhídrico contenido en el gas de reciclo de la CDHDS se reduce a 200 ppm en volumen, o menos, lavando el gas a contracorriente con una solución de amina pobre proveniente de la Unidad Regeneradora de Amina (URA) en el absorbedor con amina del gas de reciclo de CDHDS. La amina rica del fondo del absorbedor es regresada a la URA.

El gas de lavado del absorbedor con amina del gas de reciclo de la CDHDS, es enviado al separador del absorbedor de gas de reciclo de la CDHDS. Cualquier amina arrastrada en el gas de reciclo es removida y luego enviada al cabezal de amina rica para ser enviada a la URA, junto con la corriente de amina rica del absorbedor con amina del gas de reciclo de la CDHDS. Una parte del gas que deja el separador es purgado (a control de presión) hacia el absorbedor con amina del gas de venteo, y otra hacia el enfriador de gas de purga (como corriente de desvío solamente durante la etapa de sulfurado, normalmente sin flujo). El resto es enviado al separador del compresor de gas de reciclo de CDHDS. El control de presión en el tanque frío de la CDHDS, regula la presión del sistema de la columna CDHDS.

Posteriormente pasará a un agotador de ácido sulfúrico la cual alimentará a un reactor de pulido. La función del reactor de pulido, es eliminar los compuestos de azufre remanentes en la nafta pesada hasta alcanzar una concentración de 10 ppm en peso de compuestos de azufre, minimizado la saturación de olefinas.

Una vez pasado a través del reactor de pulido se dirigirá a una columna estabilizadora de naftas que elimina los hidrocarburos ligeros, hidrógeno y ácido sulfhídrico que contienen estas corrientes.

4 DESARROLLO.

Se realizará un estudio de integración de energía de las corrientes frías y calientes del diseño realizado para intercambiadores de calor que intervienen en el proceso de una

planta desulfuradora de gasolina catalítica, además de realizar la simulación de los intercambiadores y las posibles mejoras o sugerencias para que la corriente remanente cumpla con las características ambientales de la zona, para su desfogue a drenaje, o su utilización en nuevos procesos.

Para la realización se partirá del diseño de los intercambiadores tomando en cuenta las corrientes de entrada y salida para cada uno de ellos, tomando en cuenta la energía inicial de entrada de las corrientes, además de los diferentes fluidos utilizados para enfriar las corrientes calientes, obteniendo el calor generado, así como los deltas de temperatura y los flujos que intervienen en el intercambio de calor.

Se presentará una tabla de resultados donde se observe la influencia de las corrientes frías y calientes al igual que la energía generada por cada una de ellas, además de realizar el balance de energía del cual se desprenderá la curva de corrientes de entalpía contra temperatura.

Además se presentarán los resultados obtenidos con el estudio comparativo del arreglo fijado para el proceso, dentro de una simulación de la red de intercambio de calor.

4.1 METODOLOGÍA

Partiendo de un modelo existente de una red de intercambiadores de calor en una planta desulfuradora de gasolina catalítica, se obtuvieron los datos relacionados a cada intercambiador, su capacidad calorífica y las corrientes que intervienen en el proceso para cada uno, mostrándose en la tabla siguiente e ilustrados en el dfp (figura 13).

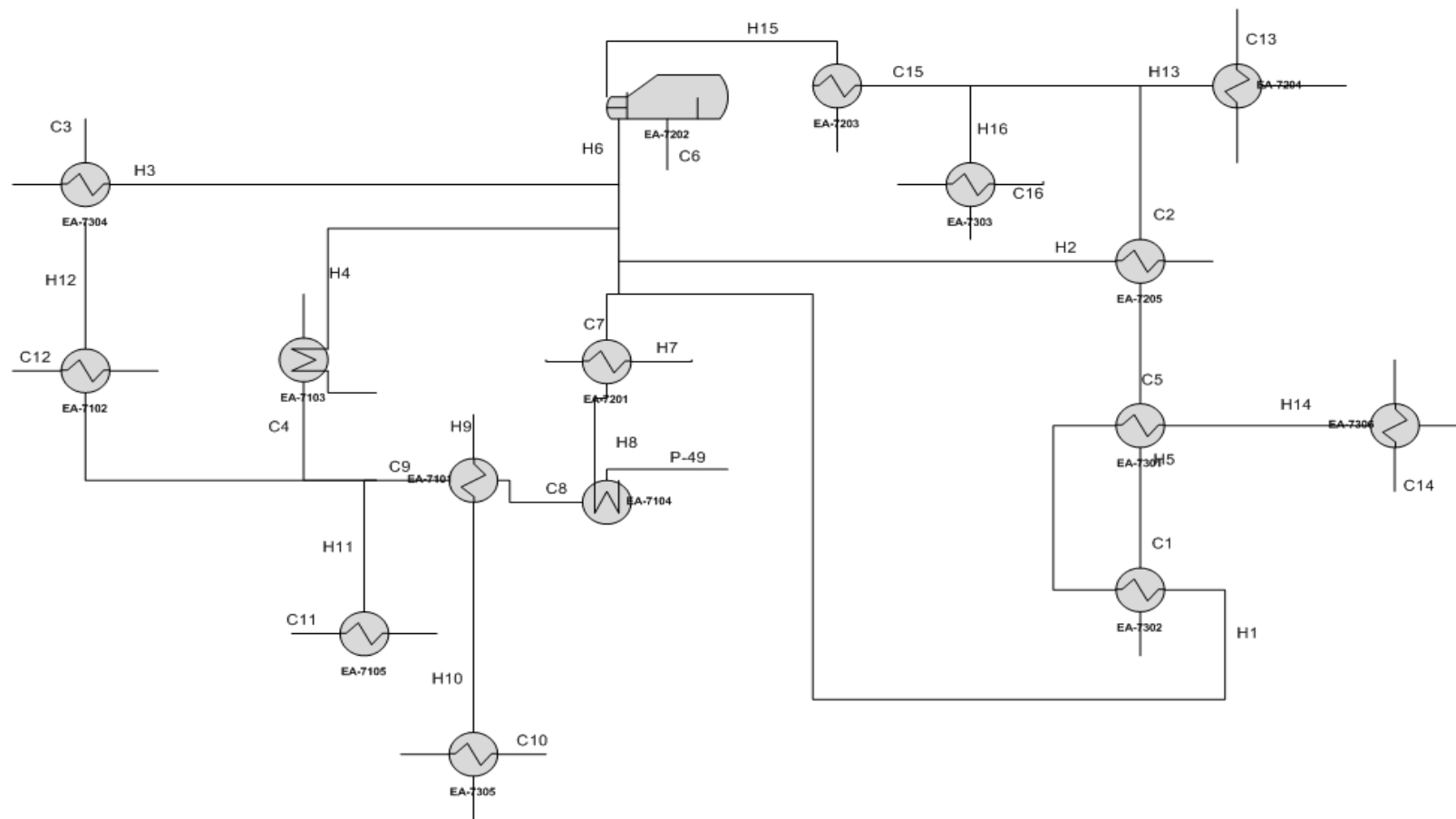


FIGURA 13
RED DE INTERCAMBIADORES DE CALOR PROCESO.

De la información anterior se representan las corrientes que intervienen en el proceso, así como sus temperaturas de entrada y salida de cada equipo de intercambio de calor. (tabla (2))

TABLA 2
CORRIENTES FRÍAS Y CALIENTES TEMPERATURA ORIGEN Y DESTINO.

CALIENTES	T ORIGEN	T DESTINO
EA- 7101	209	62
EA-7104	260	179
EA-7103	316	217
EA-7305	66	38
EA-7105	66	38
EA-7102	66	38
EA-7201	260	216
EA-7205	330	231
EA-7204	66	38
EA-7301	266	233
EA-7302	330	274
EA-7306	65	38
EA-7202	260	227
EA-7203	65	38
EA-7304	330	231
EA-7303	46	38

FRÍAS	T ORIGEN	T DESTINO
EA- 7101	32	146
EA-7104	168	173
EA-7103	196	206
EA-7305	32	38
EA-7105	32	38
EA-7102	32	38
EA-7201	203	244
EA-7205	209	220
EA-7204	32	38
EA-7301	200	246
EA-7302	246	263
EA-7306	32	38
EA-7202	60	219
EA-7203	32	38
EA-7304	209	220
EA-7303	32	38

En la tabla (3) se citan los flujos másicos fríos y calientes, además del calor específico para cada intercambiador de calor.

TABLA 3.
FLUJO MÁSIICO Y CALOR ESPECÍFICO DE CORRIENTES DE PROCESO.

CALIENTES	F [KG/HR]	Cp
		[KCAL/KG°C]
EA- 7101	71052	0.713
EA-7104	39251	0.661
EA-7103	76657	0.792
EA-7305	71052	0.552
EA-7105	26765	0.573
EA-7102	3757	0.474
EA-7201	38633	0.661
EA-7205	27139	0.792
EA-7204	517	0.486
EA-7301	142925	0.779
EA-7302	84561	0.792
EA-7306	771	1.409
EA-7202	117831	0.662
EA-7203	2100	0.904
EA-7304	59227	0.792
EA-7303	559	0.751

FRÍAS	F [KG/HR]	Cp
		[KCAL/KG°C]
EA- 7101	98106	0.527
EA-7104	186596	0.677
EA-7103	71252	0.692
EA-7305	177122	1
EA-7105	68628	1
EA-7102	61002	1
EA-7201	71563	0.683
EA-7205	71293	0.71
EA-7204	7390	1
EA-7301	142925	0.758
EA-7302	142925	0.781
EA-7306	7861	1
EA-7202	3321	0.998
EA-7203	14026	1
EA-7304	165207	0.713
EA-7303	818	1

En la tabla (4) se presenta el calor desprendido por cada corriente que interviene en el proceso.

TABLA 4
FLUJO MÁSICO, CALOR ESPECÍFICO, CALOR GENERADO Y TEMPERATURAS DE CORRIENTES DE PROCESO.

CALIENTES		F [KG/HR]	Cp [KCAL/KG°C]	Q [KCAL X 10 ⁶]	FCp [KCAL/HR °C]	T ORIGEN	T DESTINO
	EA- 7101	71052	0.713	8.636	50660.076	209	62
	EA-7104	39251	0.661	8.26	25944.911	260	179
	EA-7103	76657	0.792	15.082	60712.344	316	217
	EA-7305	71052	0.552	1.186	39220.704	66	38
	EA-7105	26765	0.573	1.613	15336.345	66	38
	EA-7102	3757	0.474	0.465	1780.818	66	38
	EA-7201	38633	0.661	8.13	25536.413	260	216
	EA-7205	27139	0.792	5.34	21494.088	330	231
	EA-7204	517	0.486	0.059	251.262	66	38
	EA-7301	142925	0.779	28.934	111338.575	266	233
	EA-7302	84561	0.792	16.637	66972.312	330	274
	EA-7306	771	1.409	0.103	1086.339	65	38
	EA-7202	117831	0.662	24.798	78004.122	260	227
	EA-7203	2100	0.904	0.24	1898.4	65	38
	EA-7304	59227	0.792	11.653	46907.784	330	231
	EA-7303	559	0.751	0.052	419.809	46	38

FRÍAS		F [KG/HR]	Cp [KCAL/KG°C]	Q [KCAL X 10 ⁶]	FCp [KCAL/HR °C]	T ORIGEN	T DESTINO
	EA- 7101	98106	0.527	8.636	51701.862	32	146
	EA-7104	186596	0.677	17.753	126325.492	168	173
	EA-7103	71252	0.692	8.319	49306.384	196	206
	EA-7305	177122	1	0.177	177122	32	38
	EA-7105	68628	1	0.0686	68628	32	38
	EA-7102	61002	1	0.061002	61002	32	38
	EA-7201	71563	0.683	8.444	48877.529	203	244
	EA-7205	71293	0.71	8.824	50618.03	209	220
	EA-7204	7390	1	0.00739	7390	32	38
	EA-7301	142925	0.758	8.624	108337.15	200	246
	EA-7302	142925	0.781	27.63	111624.425	246	263
	EA-7306	7861	1	0.007861	7861	32	38
	EA-7202	3321	0.998	0.003321	3314.358	60	219
	EA-7203	14026	1	0.014026	14026	32	38
	EA-7304	165207	0.713	8.636	117792.591	209	220
	EA-7303	818	1	0.000818	818	32	38

Una vez identificadas las corrientes y clasificadas como corrientes frías y calientes, se ordenan dependiendo de la temperatura de origen a la que entra el fluido de proceso a cada intercambiador como se muestra en la tabla (5)

TABLA 5
CORRIENTES CALIENTES Y FRÍAS TEMPERATURAS DE MAYOR A MENOR.

CALIENTES		F [KG/HR]	Cp [KCAL/KG°C]	Q [KCAL X 10 ⁶]	FCp [KCAL/HR °C]	T ORIGEN	T DESTINO
1	EA-7302	84561	0.792	16.637	66972.312	330	274
2	EA-7205	27139	0.792	5.34	21494.088	330	231
3	EA-7304	59227	0.792	11.653	46907.784	330	231
4	EA-7103	76657	0.792	15.082	60712.344	316	217
5	EA-7301	142925	0.779	28.934	111338.575	266	233
6	EA-7202	117831	0.662	24.798	78004.122	260	227
7	EA-7201	38633	0.661	8.13	25536.413	260	216
8	EA-7104	39251	0.661	8.26	25944.911	260	179
9	EA-7101	71052	0.713	8.636	50660.076	209	62
10	EA-7305	71052	0.552	1.186	39220.704	66	38
11	EA-7105	26765	0.573	1.613	15336.345	66	38
12	EA-7102	3757	0.474	0.465	1780.818	66	38
13	EA-7204	517	0.486	0.059	251.262	66	38
14	EA-7306	771	1.409	0.103	1086.339	65	38
15	EA-7203	2100	0.904	0.24	1898.4	65	38
16	EA-7303	559	0.751	0.052	419.809	46	38

FRÍAS		F [KG/HR]	Cp [KCAL/KG°C]	Q [KCAL X 10 ⁶]	FCp [KCAL/HR °C]	T ORIGEN	T DESTINO
1	EA-7302	142925	0.781	27.63	111624.425	246	263
2	EA-7205	71293	0.71	8.824	50618.03	209	220
3	EA-7304	165207	0.713	8.636	117792.591	209	220
4	EA-7201	71563	0.683	8.444	48877.529	203	244
5	EA-7301	142925	0.758	8.624	108337.15	200	246
6	EA-7103	71252	0.692	8.319	49306.384	196	206
7	EA-7104	186596	0.677	17.753	126325.492	168	173
8	EA-7202	3321	0.998	0.003321	3314.358	60	219
9	EA-7101	98106	0.527	8.636	51701.862	32	146
10	EA-7305	177122	1	0.177	177122	32	38
11	EA-7105	68628	1	0.0686	68628	32	38
12	EA-7102	61002	1	0.061002	61002	32	38
13	EA-7204	7390	1	0.00739	7390	32	38
14	EA-7306	7861	1	0.007861	7861	32	38
15	EA-7203	14026	1	0.014026	14026	32	38
16	EA-7303	818	1	0.000818	818	32	38

Una vez identificadas las corrientes por su temperatura y ordenadas, se procede a sacar un acercamiento mínimo de temperatura que en este caso será 10 °C, utilizando la fórmula temperatura de corrientes calientes – acercamiento mínimo de temperatura (10°C) y temperaturas de corrientes frías + acercamiento mínimo de temperatura, se obtienen los rangos para nuestros valores de entrada y salida para corrientes del proceso, generándose de la siguiente manera: temperaturas de corrientes calientes con el resultado de la operación de temperaturas de corrientes frías + acercamiento mínimo de temperatura y temperaturas de corrientes frías con el resultado de la operación de las

temperaturas de corrientes calientes – acercamiento mínimo (tabla (6)); para posteriormente eliminar los valores redundantes y formular las temperaturas de la red de intercambio de calor (tabla (7)) y llevar a cabo un análisis más detallado de las corrientes, así como lograr identificar su calor específico en cada una de los intervalos de temperaturas descritos

CALIENTES		FRÍAS
330		263
330		246
330		246
316		244
274		220
266		220
260		219
260		209
260		209
233		206
231		203
231		200
227		196
217		173
216		168
209		146
179		60
66		38
66		38
66		38
66		38
65		38
65		38
62		38
46		32
38		32
38		32
38		32
38		32
38		32
38		32
38		32
38		32

TABLA 6
TEMPERATURAS PARA PROCESO.

CALIENTES - ΔT_{min}		frías + ΔT_{min}		CALIENTES Y FRÍAS + ΔT_{min}		FRÍA Y CALIENTES - ΔT_{min}
320		273		330		320
320		256		316		306
320		256		274		264
306		254		273		263
264		230		266		256
256		230		260		250
250		229		256		246
250		219		254		244
250		219		233		223
223		216		231		221
221		213		230		220
221		210		229		219
217		206		227		217
207		183		219		209
206		178		217		207
199		156		216		206
169		70		213		203
56		48		210		200
56		48		209		199
56		48		206		196
56		48		183		173
55		48		179		169
55		48		178		168
52		48		156		146
36		42		70		60
28		42		66		56
28		42		65		55
28		42		62		52
28		42		48		38
28		42		46		36
28		42		42		32
28		42		38		28

Se colocaron las corrientes en orden de mayor temperatura a menor generando el siguiente intervalo

TABLA 7
TEMPERATURAS CALIENTES Y FRÍAS PARA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR.

calientes	frías
330	320
316	306
274	264
273	263
266	256
260	250
256	246
254	244
233	223
231	221
230	220
229	219
227	217
219	209
217	207
216	206
213	203
210	200
209	199
206	196
183	173
179	169
178	168
156	146
70	60
66	56
65	55
62	52
48	38
46	36
42	32
38	28

5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Corrientes calientes y frías

Haciendo una representación gráfica del consumo y desprendimiento de energía de cada corriente que interviene en el proceso (corrientes calientes tabla (8) y tabla (10), corrientes frías tabla (9) y tabla (11)) mostrando el calor generado en cada etapa de temperatura en la que cada corriente interactuaba con el sistema estudiado, calculado mediante la diferencia de temperaturas, multiplicado por el producto del flujo másico por el calor específico expresado en la ecuación (15), obteniéndose las siguientes gráficas

$$Q = FCp\Delta T$$

15

TABLA 8
CORRIENTES CALIENTES.

K	H1	H2	H3	H4	H5	H6	H7	H8	H9	H10	H11	H12	H13	H14	H15	H16	T
	66972.312	21494.088	46907.784	60712.34	111338.6	78004.12	25536.41	25944.91	50660.08	39220.7	15336.35	1780.818	251.262	1086.339	1898.4	419.809	
1																	330
2																	316
3	↓																274
4		↓															273
5			↓														266
6				↓													260
7					↓												256
8						↓											254
9							↓										233
10		↓															231
11			↓														230
12				↓													229
13						↓											227
14							↓										219
15								↓									217
16									↓								216
17										↓							213
18											↓						210
19												↓					209
20													↓				206
21														↓			183
22															↓		179
23																	178
24																	156
25																	70
26																	66
27																	65
28																	62
29																	48
30																	46
31																	42
32																	38

TABLA9
CORRIENTES FRÍAS.

T	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	C15	C16	
	111624.4	50618.03	117792.6	48877.53	89337.15	52306.38	126325.492	11314.36		51701.862	177122	68628	61002	7390	7861	14026	818
320																	
306																	
264																	
263																	
256	↑																
250																	
246																	
244																	
223																	
221																	
220																	
219		↑	↑														
217																	
209																	
207																	
206																	
203																	
200																	
199																	
196																	
173																	
169																	
168																	
146																	
60																	
56																	
55																	
52																	
38																	
36																	
32																	
28																	

TABLA 10
CORRIENTES CALIENTES CALOR GENERADO EN CADA TEMPERATURA.

K	H1	H2	H3	H4	H5	H6	H7	H8	H9	H10	H11	H12	H13	H14	H15	H16	T	T
	66972.312	21494.088	46907.784	60712.34	111338.6	78004.12	25536.41	25944.91	50660.08	39220.7	15336.35	1780.818	251.262	1086.339	1898.4	419.809		
1																	330	320
2	↓																316	306
3		↓															274	264
4			↓														273	263
5				↓													266	256
6					↓												260	250
7						↓											256	246
8							↓										254	244
9								↓									233	223
10		↓															231	221
11			↓														230	220
12				↓													229	219
13						↓											227	217
14							↓										219	209
15								↓									217	207
16									↓								216	206
17										↓							213	203
18											↓						210	200
19												↓					209	199
20													↓				206	196
21														↓			183	173
22															↓		179	169
23																↓	178	168
24																	156	146
25																	70	60
26																	66	56
27																	65	55
28										↓							62	52
29											↓						48	38
30												↓					46	36
31													↓				42	32
32														↓			38	28

ΔT	QH1	QH2	QH3	QH4	QH5	QH6	QH7	QH8	QH9	QH10	QH11	QH12	QH13	QH14	QH15	QH16
14	937612.368	300917.232	656708.976	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
42	2812837.1	902751.696	1970126.93	2549918.45	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	21494.088	46907.784	60712.344	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
7	0	150458.616	328354.488	424986.408	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
6	0	128964.528	281446.704	364274.064	668031.45	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
4	0	85976.352	187631.136	242849.376	445354.3	312016.488	102145.652	103779.644	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	42988.176	93815.568	121424.688	222677.15	156008.244	51072.826	51889.822	0	0	0	0	0	0	0	0
21	0	451375.848	985063.464	1274959.22	2338110.08	1638086.56	536264.673	544843.131	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	42988.176	93815.568	121424.688	0	156008.244	51072.826	51889.822	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	60712.344	0	78004.122	25536.413	25944.911	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	60712.344	0	78004.122	25536.413	25944.911	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	0	0	121424.688	0	156008.244	51072.826	51889.822	0	0	0	0	0	0	0	0
8	0	0	0	485698.752	0	0	204291.304	207559.288	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	0	0	121424.688	0	0	51072.826	51889.822	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	25536.413	25944.911	0	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0	0	0	0	0	0	77834.733	0	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0	0	0	0	0	0	77834.733	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	0	25944.911	0	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0	0	0	0	0	0	77834.733	151980.228	0	0	0	0	0	0	0
23	0	0	0	0	0	0	0	596732.953	1165181.75	0	0	0	0	0	0	0
4	0	0	0	0	0	0	0	103779.644	202640.304	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	0	0	50660.076	0	0	0	0	0	0	0
22	0	0	0	0	0	0	0	0	1114521.67	0	0	0	0	0	0	0
86	0	0	0	0	0	0	0	0	4356766.54	0	0	0	0	0	0	0
4	0	0	0	0	0	0	0	0	202640.304	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	0	0	50660.076	39220.704	15336.345	1780.818	251.262	0	0	0
3	0	0	0	0	0	0	0	0	151980.228	117662.112	46009.035	5342.454	753.786	3259.017	5695.2	0
14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	549089.856	214708.83	24931.452	3517.668	15208.746	26577.6	0
2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	78441.408	30672.69	3561.636	502.524	2172.678	3796.8	0
4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	156882.816	61345.38	7123.272	1005.048	4345.356	7593.6	1679.236
4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	156882.816	61345.38	7123.272	1005.048	4345.356	7593.6	1679.236

TABLA 11
CORRIENTES FRÍAS CALOR GENERADO EN CADA TEMPERATURA.

T	T	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	C15	C16	I	
		111624.4	50618.03	117792.6	48877.53	89337.15	52306.38	126325.492	11314.36		51701.862	177122	68628	61002	7390	7861	14026	818	
330	320																		
316	306																		
274	264																		
273	263																		
266	256	↑																	
260	250																		
256	246																		
254	244																		
233	223				↑	↑													
231	221																		
230	220																		
229	219		↑	↑															
227	217																		
219	209																		
217	207																		
216	206																		
213	203																		
210	200																		
209	199																		
206	196																		
183	173																		
179	169																		
178	168																		
156	146																		
70	60																		
66	56																		
65	55																		
62	52																		
48	38																		
46	36																		
42	32																		
∞	∞																		

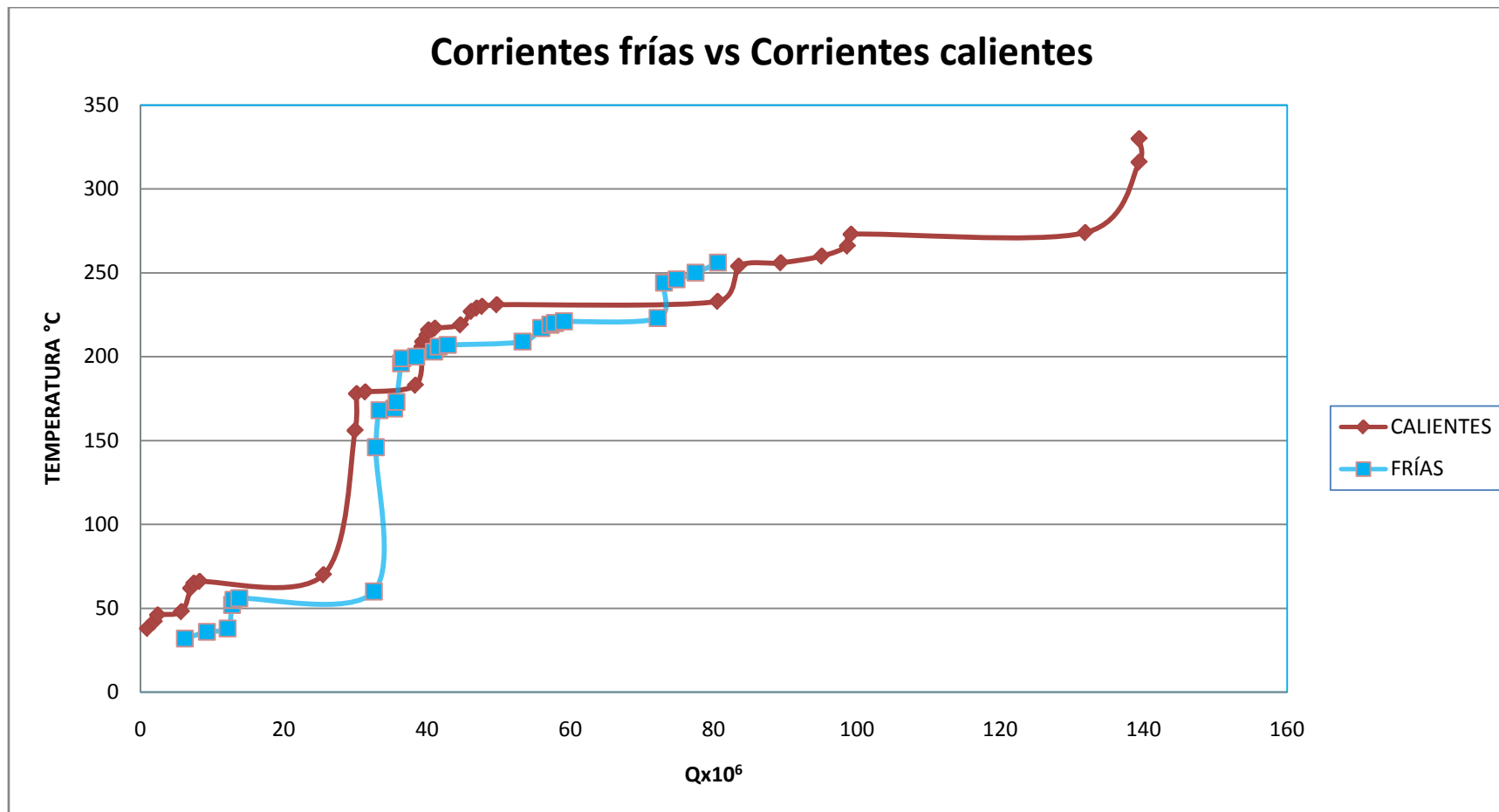
ΔT	QC1	QC2	QC3	QC4	QC5	QC6	QC7	QC8	QC9	QC10	QC11	QC12	QC13	QC14	QC15	QC16	
14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
42	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
7	781370.975	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
6	669746.55	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
4	446497.7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
2	0	0	0	0	178674.3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
21	0	0	0	1026428.11	1876080.15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
2	0	0	0	97755.058	178674.3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
1	0	0	0	48877.529	89337.15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
1	0	50618.03	117792.591	48877.529	89337.15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
2	0	101236.06	235585.182	97755.058	178674.3	0	0	22628.716	0	0	0	0	0	0	0	0	
8	0	404944.24	942340.728	391020.232	714697.2	0	0	90514.864	0	0	0	0	0	0	0	0	
2	0	0	0	97755.058	178674.3	0	0	22628.716	0	0	0	0	0	0	0	0	
1	0	0	0	48877.529	89337.15	0	0	11314.358	0	0	0	0	0	0	0	0	
3	0	0	0	146632.587	268011.45	156919.152	0	33943.074	0	0	0	0	0	0	0	0	
3	0	0	0	0	268011.45	156919.152	0	33943.074	0	0	0	0	0	0	0	0	
1	0	0	0	0	0	52306.384	0	11314.358	0	0	0	0	0	0	0	0	
3	0	0	0	0	0	156919.152	0	33943.074	0	0	0	0	0	0	0	0	
23	0	0	0	0	0	0	0	260230.234	0	0	0	0	0	0	0	0	
4	0	0	0	0	0	0	0	505301.968	45257.432	0	0	0	0	0	0	0	
1	0	0	0	0	0	0	0	126325.492	11314.358	0	0	0	0	0	0	0	
22	0	0	0	0	0	0	0	0	248915.876	0	0	0	0	0	0	0	
86	0	0	0	0	0	0	0	0	973034.788	4446360.13	0	0	0	0	0	0	
4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	206807.448	0	0	0	0	0	0	
1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	51701.862	0	0	0	0	0	0	
3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	155105.586	0	0	0	0	0	0	
14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	723826.068	0	0	0	0	0	0	
2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	103403.724	354244	137256	122004	14780	15722	28052	1636
4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	206807.448	708488	274512	244008	29560	31444	56104	3272
4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Teniendo como suma de flujos de calor totales de cada temperatura de las corrientes que intervienen en el proceso mostrando, la diferencia entre temperaturas frías y calientes tabla (12).

TABLA 12
FLUJOS DE CALOR TOTALES.

SUMA CALIENTES	SUMA FRÍAS		DIFERENCIA
1895238.576	0		1895238.576
8235634.176	0		8235634.176
129114.216	0		129114.216
903799.512	781370.975		122428.537
1442716.746	669746.55		772970.196
1479752.948	446497.7		1033255.248
739876.474	178674.3		561202.174
7768702.977	2902508.259		4866194.718
517199.324	276429.358		240769.966
190197.79	138214.679		51983.111
190197.79	306625.3		-116427.51
380395.58	635879.316		-255483.736
897549.344	2543517.264		-1645967.92
224387.336	299058.074		-74670.738
51481.324	149529.037		-98047.713
77834.733	605506.263		-527671.53
77834.733	458873.676		-381038.943
25944.911	63620.742		-37675.831
229814.961	190862.226		38952.735
1761914.701	260230.234		1501684.467
306419.948	550559.4		-244139.452
50660.076	137639.85		-86979.774
1114521.672	248915.876		865605.796
4356766.536	5419394.92		-1062628.384
202640.304	206807.448		-4167.144
107249.205	51701.862		55547.343
330701.832	155105.586		175596.246
834034.152	723826.068		110208.084
119147.736	777097.724		-657949.988
239974.708	1554195.448		-1314220.74
239974.708	0		239974.708

Gráfico donde se representan las corrientes frías y calientes del proceso, mostrándose dos entrecruzamiento de temperaturas cerca de los 200°C y 250°C, observándose que el acercamiento mínimo de las temperaturas no es óptimo, con lo que se puede determinar una ausencia o un sobrante, indicando un aumento de los costos de la red de intercambiadores de calor, en flujo y optimización de energía en el proceso.



6. ANÁLISIS

Se puede observar que las corrientes calientes tienen un mayor impacto en las corrientes frías por lo que se decide proponer una nueva corriente la cuál contrarreste las cargas térmicas de las corrientes calientes de tal manera que se puede una vez concluido el proceso liberar al medio el resultado de la corriente remanente sin perjudicar al ambiente de acuerdo a la norma ambiental NOM-001-ECOL-1996.

Proponiéndose el siguiente arreglo:

Q	Cp	T INICIAL	T FINAL	ΔT
14826132.6	1	221	320	99

$$Q = F C_p \Delta T$$

$$F = Q / C_p \Delta T$$

$$161758.916$$

Se muestra una disminución de los flujos de calor de las corrientes frías a fin de contrarrestar la nueva corriente propuesta en el proceso y mantener un equilibrio de las corrientes tabla (13).


TABLA 13
CORRIENTES FRÍAS Y CALIENTES (CORRIENTE PROPUESTA).

CALIENTES		CORRIENTE	F [KG/HR]	Cp [KCAL/KG Q]	Q [KCAL X 10	FCp [KCAL/H T	ORIGEN	T DESTINO		
1	EA-7302	1133	84561	0.792	16.637	66972.312	330	274		
2	EA-7205	1132	27139	0.792	5.34	21494.088	330	231		
3	EA-7304	1134	59227	0.792	11.653	46907.784	330	231		
4	EA-7103	1136	76657	0.792	15.082	60712.344	316	217		
5	EA-7301	1175	142925	0.779	28.934	111338.575	266	233		
6	EA-7202	1145	117831	0.662	24.798	78004.122	260	227		
7	EA-7201	1148	38633	0.661	8.13	25536.413	260	216		
8	EA-7104	1149	39251	0.661	8.26	25944.911	260	179		
9	EA-7101	1184	71052	0.713	8.636	50660.076	209	62		
10	EA-7305	1188	71052	0.552	1.186	39220.704	66	38		
11	EA-7105	1127	26765	0.573	1.613	15336.345	66	38		
12	EA-7102	1116	3757	0.474	0.465	1780.818	66	38		
13	EA-7204	1167	517	0.486	0.059	251.262	66	38		
14	EA-7306	1183	771	1.409	0.103	1086.339	65	38		
15	EA-7203	1155	2100	0.904	0.24	1898.4	65	38		
16	EA-7303	1201	559	0.751	0.052	419.809	46	38		
FRÍAS		CORRIENTE	F [KG/HR]	Cp [KCAL/KG Q]	Q [KCAL X 10	FCp [KCAL/H T	ORIGEN	T DESTINO	MÁS	
1	EA-7302	1173	142925	0.781	27.63	111624.425	246	263		
2	EA-7205	1164	71293	0.71	8.824	50618.03	209	220		
3	EA-7304	1200	165207	0.713	8.636	117792.591	209	220		
4	EA-7201	1142	71563	0.683	8.444	48877.529	203	244		
5	EA-7301	1164	142925	0.758	8.624	89337.15	200	246	19000	se restó el flujo aumentado 3000 y 8000, además que se restó de la corriente propuesta 8000
6	EA-7103	1124	71252	0.692	8.319	52306.384	196	206	3000	
7	EA-7104	1122	186596	0.677	17.753	126325.492	168	173		
8	EA-7202		3321	0.998	0.003321	11314.358	60	219	8000	
9	EA-7101	1100	98106	0.527	8.636	51701.862	32	146		
10	EA-7305		177122	1	0.177	177122	32	38		
11	EA-7105		68628	1	0.0686	68628	32	38		
12	EA-7102		61002	1	0.061002	61002	32	38		
13	EA-7204		7390	1	0.00739	7390	32	38		
14	EA-7306		7861	1	0.007861	7861	32	38		
15	EA-7203		14026	1	0.014026	14026	32	38		
16	EA-7303		818	1	0.000818	818	32	38		

TABLA 14
CORRIENTES FRÍAS (CORRIENTE PROPUESTA.)

	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	C15	C16	C17 (PROPUESTA)	
	111624.4	50618.03	117792.6	48877.53	89337.15	52306.38	126325.492	11314.36		51701.862	177122	68628	61002	7390	7861	14026	818	161758.9156
320																		
306																		
264																		
263																		
256	↑																	
250																		
246																		
244																		
223																		
221																		
220																		
219		↑	↑															
217																		
209																		
207																		
206																		
203																		
200																		
199																		
196																		
173																		
169																		
168																		
146																		
60																		
56																		
55																		
52																		
38																		
36																		
32																		
28																		

Representación gráfica de corrientes frías y corriente propuesta, para propuesta de nueva red de intercambio de calor, tabla (14).

T		C17 (PROPUESTA)
		161758.9156
330	320	
316	306	
274	264	
273	263	
266	256	
260	250	
256	246	
254	244	
233	223	
231	221	
230	220	
229	219	
227	217	
219	209	
217	207	
216	206	
213	203	
210	200	
209	199	
206	196	
183	173	
179	169	
178	168	
156	146	
70	60	
66	56	
65	55	
62	52	
48	38	
46	36	
42	32	
38	28	

Obteniéndose los siguientes resultados con la corriente propuesta tabla (15).

TABLA 15
FLUJO DE CALOR DE CORRIENTES FRÍAS (CORRIENTE PROPUESTA) Y CORRIENTES CALIENTES.

ΔT	QH1	QH2	QH3	QH4	QH5	QH6	QH7	QH8	QH9	QH10	QH11	QH12	QH13	QH14	QH15	QH16
14	937612.368	300917.232	656708.976	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
42	2812837.1	902751.696	1970126.93	2549918.45	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	21494.088	46907.784	60712.344	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
7	0	150458.616	328354.488	424986.408	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
6	0	128964.528	281446.704	364274.064	668031.45	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
4	0	85976.352	187631.136	242849.376	445354.3	312016.488	102145.652	103779.644	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	42988.176	93815.568	121424.688	222677.15	156008.244	51072.826	51889.822	0	0	0	0	0	0	0	0
21	0	451375.848	985063.464	1274959.22	2338110.08	1638086.56	536264.673	544843.131	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	42988.176	93815.568	121424.688	0	156008.244	51072.826	51889.822	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	60712.344	0	78004.122	25536.413	25944.911	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	60712.344	0	78004.122	25536.413	25944.911	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	0	0	121424.688	0	156008.244	51072.826	51889.822	0	0	0	0	0	0	0	0
8	0	0	0	485698.752	0	0	204291.304	207559.288	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	0	0	121424.688	0	0	51072.826	51889.822	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	25536.413	25944.911	0	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0	0	0	0	0	0	77834.733	0	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0	0	0	0	0	0	77834.733	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	0	25944.911	0	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0	0	0	0	0	0	77834.733	151980.228	0	0	0	0	0	0	0
23	0	0	0	0	0	0	0	596732.953	1165181.75	0	0	0	0	0	0	0
4	0	0	0	0	0	0	0	103779.644	202640.304	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	0	0	50660.076	0	0	0	0	0	0	0
22	0	0	0	0	0	0	0	0	1114521.67	0	0	0	0	0	0	0
86	0	0	0	0	0	0	0	0	4356766.54	0	0	0	0	0	0	0
4	0	0	0	0	0	0	0	0	202640.304	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	0	0	50660.076	39220.704	15336.345	1780.818	251.262	0	0	0
3	0	0	0	0	0	0	0	0	151980.228	117662.112	46009.035	5342.454	753.786	3259.017	5695.2	0
14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	549089.856	214708.83	24931.452	3517.668	15208.746	26577.6	0
2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	78441.408	30672.69	3561.636	502.524	2172.678	3796.8	0
4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	156882.816	61345.38	7123.272	1005.048	4345.356	7593.6	1679.236
4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	156882.816	61345.38	7123.272	1005.048	4345.356	7593.6	1679.236

ΔT	QC1	QC2	QC3	QC4	QC5	QC6	QC7	QC8	QC9	QC10	QC11	QC12	QC13	QC14	QC15	QC16	QC17	
14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	2264624.82
42	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	6793874.46
1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	161758.916
7	781370.975	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1132312.41
6	669746.55	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	970553.494
4	446497.7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	647035.663
2	0	0	0	0	178674.3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	323517.831
21	0	0	0	1026428.11	1876080.15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	3396937.23
2	0	0	0	97755.058	178674.3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	323517.831
1	0	0	0	48877.529	89337.15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	50618.03	117792.591	48877.529	89337.15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	101236.06	235585.182	97755.058	178674.3	0	0	22628.716	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
8	0	404944.24	942340.728	391020.232	714697.2	0	0	90514.864	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	0	0	97755.058	178674.3	0	0	22628.716	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	48877.529	89337.15	0	0	11314.358	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0	0	146632.587	268011.45	156919.152	0	33943.074	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0	0	0	268011.45	156919.152	0	33943.074	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	52306.384	0	11314.358	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0	0	0	0	156919.152	0	33943.074	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
23	0	0	0	0	0	0	0	260230.234	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
4	0	0	0	0	0	0	505301.968	45257.432	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	126325.492	11314.358	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
22	0	0	0	0	0	0	0	248915.876	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
86	0	0	0	0	0	0	0	973034.788	4446360.13	0	0	0	0	0	0	0	0	0
4	0	0	0	0	0	0	0	0	206807.448	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1	0	0	0	0	0	0	0	0	51701.862	0	0	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0	0	0	0	0	0	0	155105.586	0	0	0	0	0	0	0	0	0
14	0	0	0	0	0	0	0	0	723826.068	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	0	0	0	0	0	0	0	103403.724	354244	137256	122004	14780	15722	28052	1636	0	0
4	0	0	0	0	0	0	0	0	206807.448	708488	274512	244008	29560	31444	56104	3272	0	0
4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Suma de flujo de calor de corrientes frías y corrientes calientes, mostrando la diferencia de flujo de calor a cada temperatura del proceso tabla (16).

TABLA 16
FLUJO TOTAL DE CALOR DE CORRIENTES D EPROCESO.

SUMA CALIENTES	SUMA FRÍAS	DIFERENCIA
1895238.576	2264624.819	-369386.2429
8235634.176	6793874.457	1441759.719
129114.216	161758.9156	-32644.69964
903799.512	1913683.384	-1009883.872
1442716.746	1640300.044	-197583.2978
1479752.948	1093533.363	386219.5855
739876.474	502192.1313	237684.3427
7768702.977	2902508.259	4866194.718
517199.324	276429.358	240769.966
190197.79	138214.679	51983.111
190197.79	306625.3	-116427.51
380395.58	635879.316	-255483.736
897549.344	2543517.264	-1645967.92
224387.336	299058.074	-74670.738
51481.324	149529.037	-98047.713
77834.733	605506.263	-527671.53
77834.733	458873.676	-381038.943
25944.911	63620.742	-37675.831
229814.961	190862.226	38952.735
1761914.701	260230.234	1501684.467
306419.948	550559.4	-244139.452
50660.076	137639.85	-86979.774
1114521.672	248915.876	865605.796
4356766.536	5419394.92	-1062628.384
202640.304	206807.448	-4167.144
107249.205	51701.862	55547.343
330701.832	155105.586	175596.246
834034.152	723826.068	110208.084
119147.736	777097.724	-657949.988
239974.708	1554195.448	-1314220.74
239974.708	0	239974.708

ENERGÍA ACUMULADA

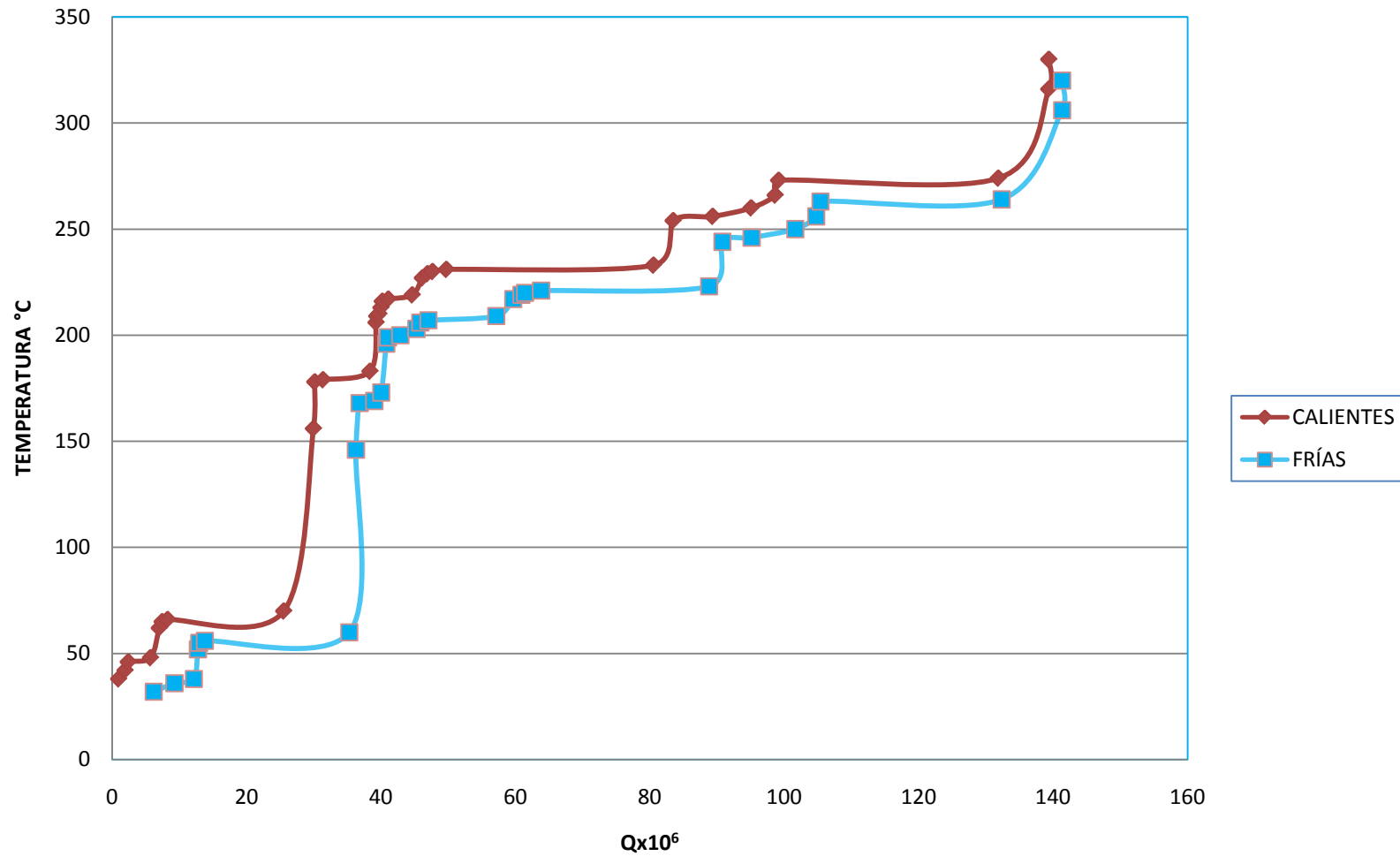
CALIENTES

				btu/hr	X 10 ⁶
38	239974.708	239974.708		952219.641	0.9522196
42	239974.708	479949.416		1904439.28	1.9044393
46	119147.736	599097.152		2377217.5	2.3772175
48	834034.152	1433131.3		5686665.01	5.686665
62	330701.832	1763833.14		6998889.88	6.9988899
65	107249.205	1871082.34		7424454.73	7.4244547
66	202640.304	2073722.65		8228531.46	8.2285315
70	4356766.54	6430489.18		25516181.1	25.516181
156	1114521.67	7545010.85		29938603.1	29.938603
178	50660.076	7595670.93		30139622.2	30.139622
179	306419.948	7902090.88		31355496.6	31.355497
183	1761914.7	9664005.58		38346774.1	38.346774
206	229814.961	9893820.54		39258679.9	39.25868
209	25944.911	9919765.45		39361629.3	39.361629
210	77834.733	9997600.18		39670477.5	39.670478
213	77834.733	10075434.9		39979325.7	39.979326
216	51481.324	10126916.2		40183603.6	40.183604
217	224387.336	10351303.6		41073972.6	41.073973
219	897549.344	11248852.9		44635448.4	44.635448
227	380395.58	11629248.5		46144858	46.144858
229	190197.79	11819446.3		46899562.9	46.899563
230	190197.79	12009644.1		47654267.7	47.654268
231	517199.324	12526843.4		49706514.6	49.706515
233	7768702.98	20295546.4		80532728	80.532728
254	739876.474	21035422.9		83468557.9	83.468558
256	1479752.95	22515175.8		89340217.6	89.340218
260	1442716.75	23957892.5		95064917.6	95.064918
266	903799.512	24861692.1		98651194.1	98.651194
273	129114.216	24990806.3		99163519.3	99.163519
274	8235634.18	33226440.5		131842516	131.84252
316	1895238.58	35121679		139362822	139.36282
330	0	35121679		139362822	139.36282

FRÍAS

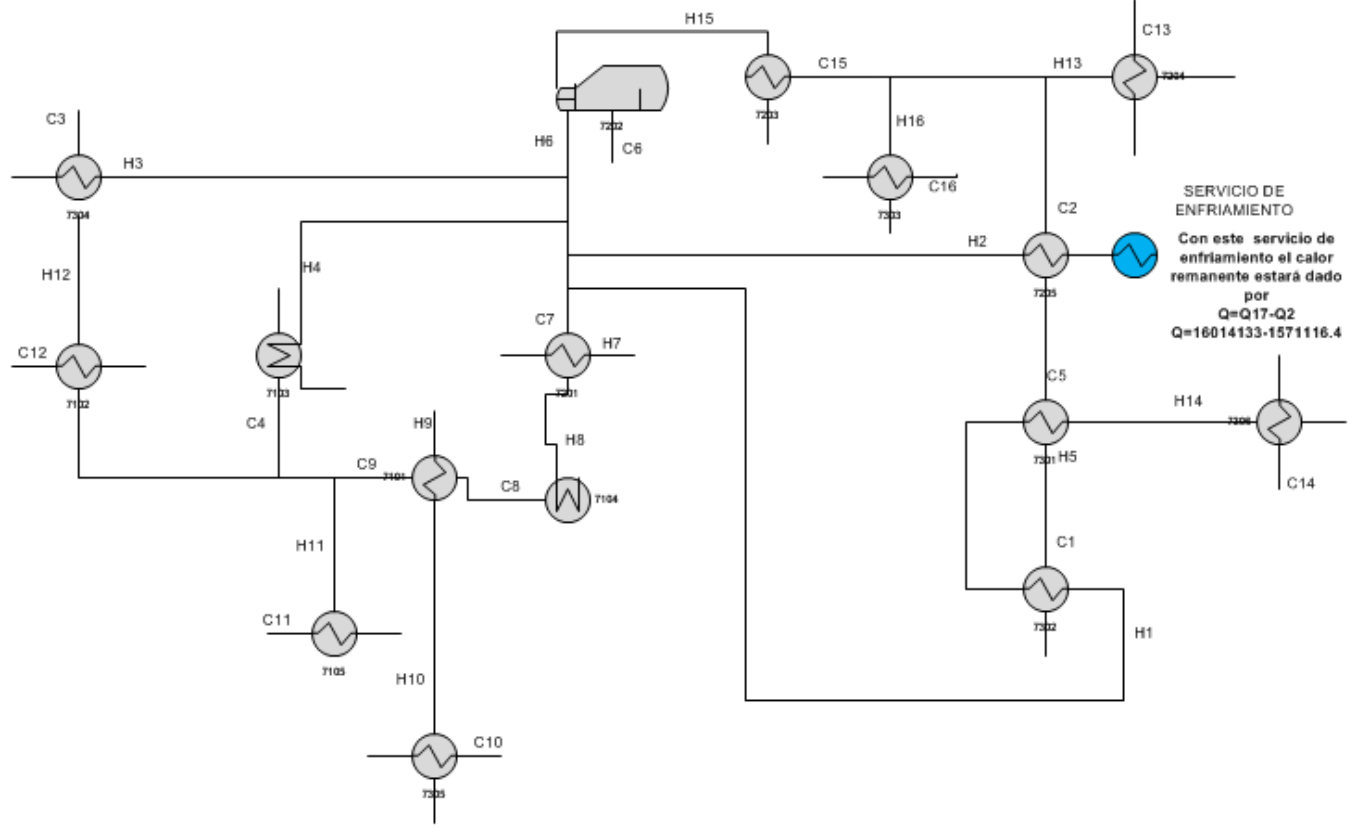
FRÍAS					
28		0			
32	1554195.448	1554195.448	6167047.54	6.16704754	
36	777097.724	2331293.172	9250571.31	9.25057131	
38	723826.068	3055119.24	12122713.1	12.1227131	
52	155105.586	3210224.826	12738172.1	12.7381721	
55	51701.862	3261926.688	12943325.1	12.9433251	
56	206807.448	3468734.136	13763937.1	13.7639371	
60	5419394.92	8888129.056	35268096.1	35.2680961	
146	248915.876	9137044.932	36255794.3	36.2557943	
168	137639.85	9274684.782	36801949.2	36.8019492	
169	550559.4	9825244.182	38986568.9	38.9865689	
173	260230.234	10085474.42	40019162.5	40.0191625	
196	190862.226	10276336.64	40776503.8	40.7765038	
199	63620.742	10339957.38	41028950.9	41.0289509	
200	458873.676	10798831.06	42849761.6	42.8497616	
203	605506.263	11404337.32	45252410.5	45.2524105	
206	149529.037	11553866.36	45845741.7	45.8457417	
207	299058.074	11852924.43	47032404.2	47.0324042	
209	2543517.264	14396441.7	57125080.7	57.1250807	
217	635879.316	15032321.01	59648249.8	59.6482498	
219	306625.3	15338946.31	60864939	60.864939	
220	138214.679	15477160.99	61413374.8	61.4133748	
221	599947.1893	16077108.18	63793965.3	63.7939653	
223	6299445.487	22376553.67	88790165	88.790165	
244	502192.1313	22878745.8	90782863.3	90.7828633	
246	1093533.363	23972279.16	95122003.7	95.1220037	
250	1640300.044	25612579.21	101630714	101.630714	
256	781370.975	26393950.18	104731194	104.731194	
263	161758.9156	26555709.1	105373054	105.373054	
264	6793874.457	33349583.55	132331148	132.331148	
306	2264624.819	35614208.37	141317179	141.317179	
320		0	35614208.37	141317179	141.317179

Corrientes calientes vs Corrientes frías (propuesta)

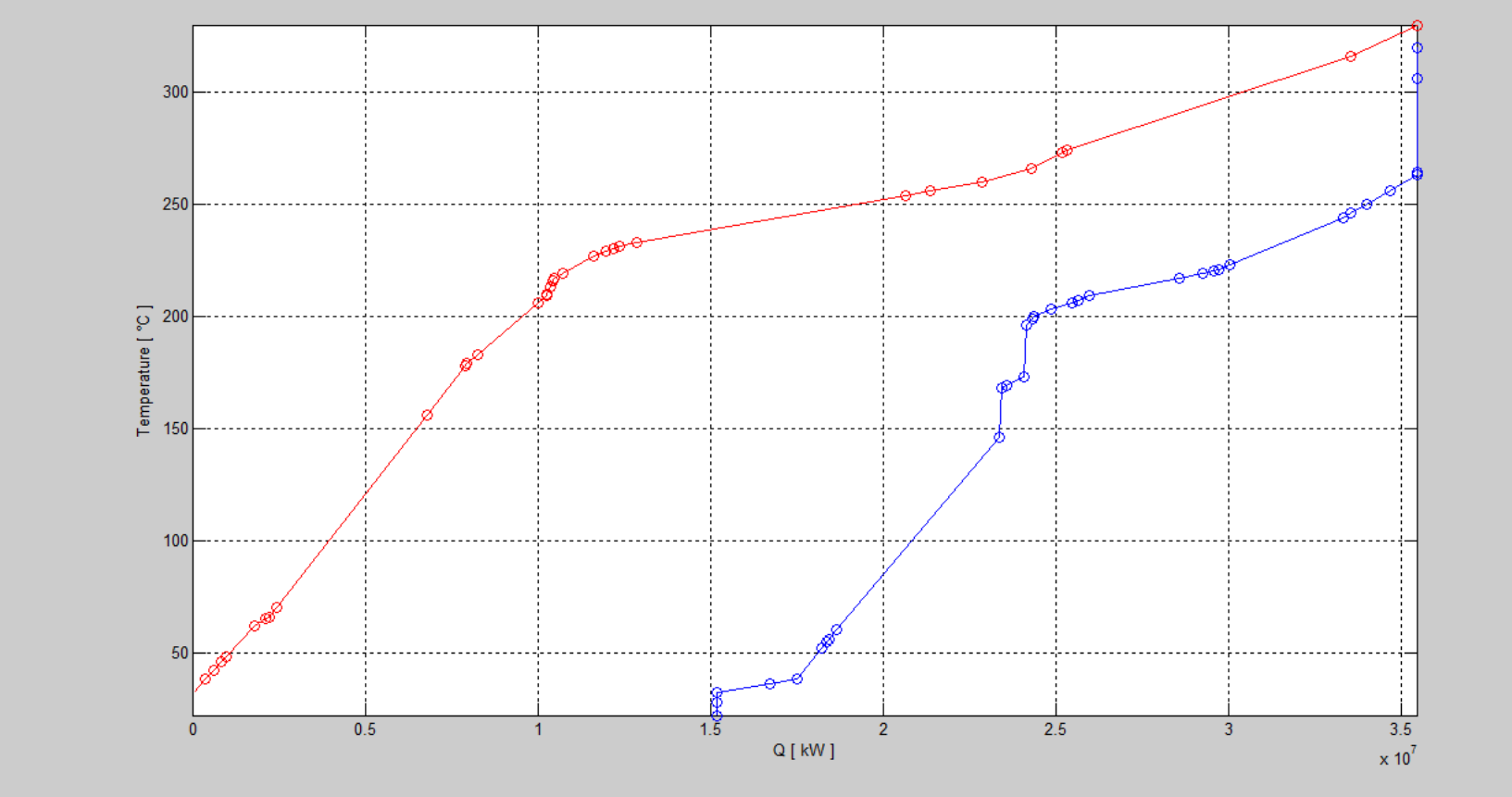


Representación de la red de intercambiadores de calor tabla(17)

TABLA 17
RED DE INTERCAMBIO DE CALOR.



ANÁLISIS EN MATLAB



Temperatura Pinch

TPinch =

325

Qenf-Qcal Calculada

difQ =

1.4817e+007

Qenf-Qcal Datos

difQp =

1.4817e+007

Q total corrientes H

QHtotal =

1.0e+006 *

Columns 1 through 4

3.7504 2.1279 4.6439 6.0105

Columns 5 through 8

3.6742 2.5741 1.1236 2.1015

Columns 9 through 12

7.4470 1.0982 0.4294 0.0499

Columns 13 through 16

0.0070 0.0293 0.0513 0.0034

Q total corrientes C

QCtotal =

1.0e+006 *

Columns 1 through 4

1.8976 0.5568 1.2957 2.0040

Columns 5 through 8

4.9835 0.4931 0.6316 0.5270

Columns 9 through 12

5.8940 1.0627 0.4118 0.3660

Columns 13 through 16

0.0443 0.0472 0.0842 0.0049

Representacion en CascadaQcal=0

dQk		-0.0097	1.5171		0.0240	1.4817
ans =		-0.0109	1.5062		Representacion en Cascada Qcal=-0.00	
1.0e+007 *		-0.0552	1.4511		-----	
0	0	-0.0405	1.4105		dQk	
0.1895	0.1895	-0.0027	1.4079		ans =	
0.8236	1.0131	0.0072	1.4151		1.0e+007 *	
0.0129	1.0260	0.1686	1.5836		0	0
0.0122	1.0382	-0.0212	1.5624		0.1895	0.1895
0.0773	1.1155	-0.0079	1.5545		0.8236	1.0131
0.1033	1.2189	0.1042	1.6587		0.0129	1.0260
0.0523	1.2712	-0.0375	1.6212		0.0122	1.0382
0.4467	1.7179	-0.0004	1.6208		0.0773	1.1155
0.0203	1.7382	0.0056	1.6264		0.1033	1.2189
0.0033	1.7415	0.0176	1.6439		0.0523	1.2712
-0.0135	1.7279	0.0110	1.6549		0.4467	1.7179
-0.0277	1.7002	-0.0658	1.5892		0.0203	1.7382
-0.1734	1.5268	-0.1314	1.4577		0.0033	1.7415

-0.0135 1.7279

-0.0277 1.7002

-0.1734 1.5268

-0.0097 1.5171

-0.0109 1.5062

-0.0552 1.4511

-0.0405 1.4105

-0.0027 1.4079

0.0072 1.4151

0.1686 1.5836

-0.0212 1.5624

-0.0079 1.5545

0.1042 1.6587

-0.0375 1.6212

-0.0004 1.6208

0.0056 1.6264

0.0176 1.6439

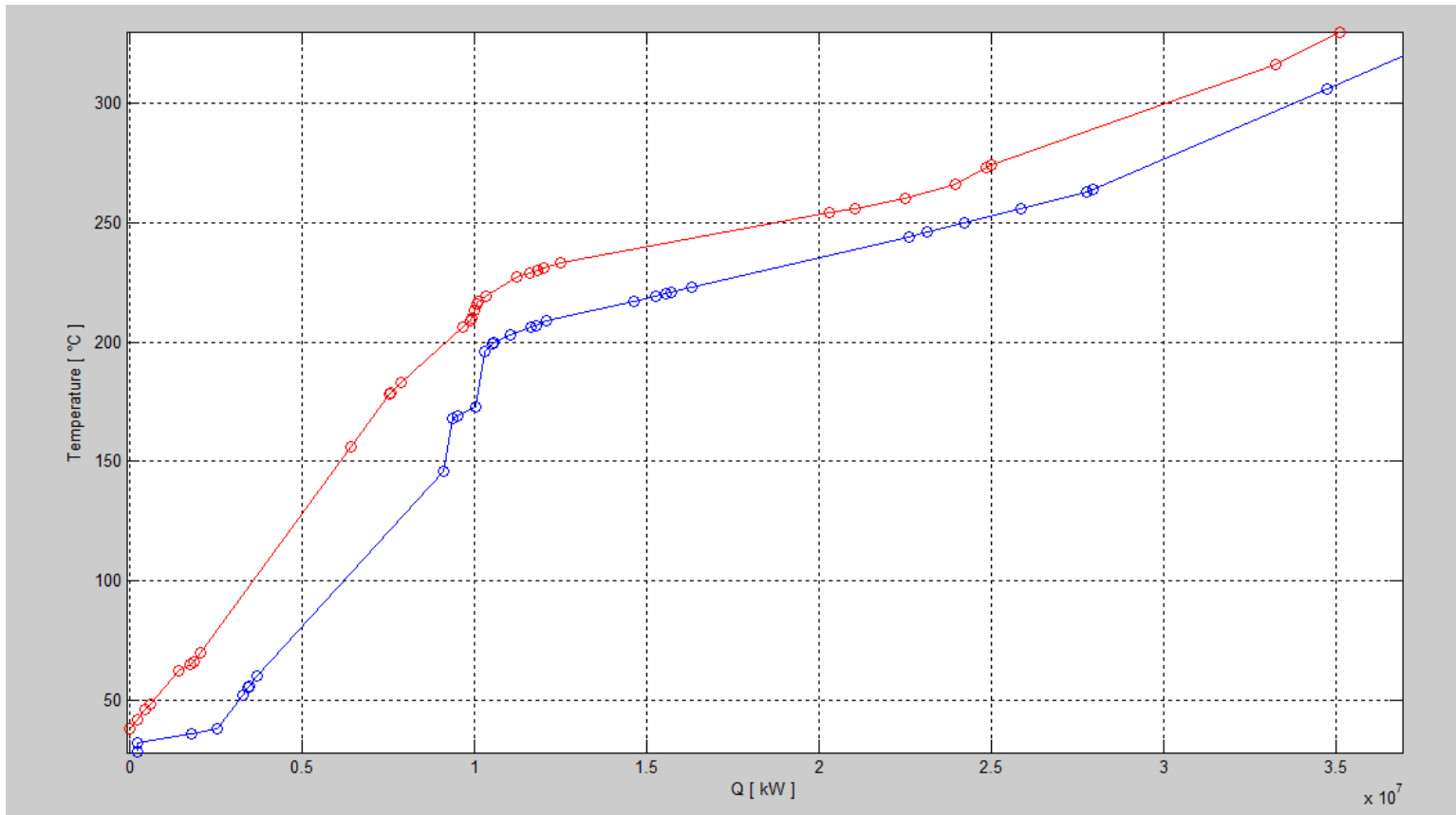
0.0110 1.6549

-0.0658 1.5892

-0.1314 1.4577

0.0240 1.4817

Con una corriente fría propuesta



k	QH	QC	Sale-Entra	0.0000	0.8975	2.5435	1.6460	0.0000	0.2400	1.5542	1.3142
-----				0.0000	0.2244	0.2991	0.0747	0.0000	0.2400	0	-0.2400
ans =				0.0000	0.0515	0.1495	0.0980	Temperatura Pinch			
1.0e+006 *				0.0000	0.0778	0.6055	0.5277	-----			
0	0	0	0	0.0000	0.0778	0.4589	0.3810	TPinch =			
0.0000	1.8952	2.2646	0.3694	0.0000	0.0259	0.0636	0.0377	37			
0.0000	8.2356	6.7939	-1.4418	0.0000	0.2298	0.1909	-0.0390	Qenf-Qcal Calculada			
0.0000	0.1291	0.1618	0.0326	0.0000	1.7619	0.2602	-1.5017	-----			
0.0000	0.9038	1.9137	1.0099	0.0000	0.3064	0.5506	0.2441	difQ =			
0.0000	1.4427	1.6403	0.1976	0.0000	0.0507	0.1376	0.0870	-1.6248e+006			
0.0000	1.4798	1.0935	-0.3862	0.0000	1.1145	0.2489	-0.8656	Qenf-Qcal Datos			
0.0000	0.7399	0.5022	-0.2377	0.0000	4.3568	5.4194	1.0626	-----			
0.0000	7.7687	6.2994	-1.4693	0.0000	0.2026	0.2068	0.0042	difQp =			
0.0000	0.5172	0.5999	0.0827	0.0000	0.1072	0.0517	-0.0555	-1.6248e+006			
0.0000	0.1902	0.1382	-0.0520	0.0000	0.3307	0.1551	-0.1756	Q total corrientes H			
0.0000	0.1902	0.3066	0.1164	0.0000	0.8340	0.7238	-0.1102	-----			
0.0000	0.3804	0.6359	0.2555	0.0000	0.1191	0.7771	0.6579	QHtotal =			

1.0e+006 *	Columns 9 through 12	0.3862	0.2185
Columns 1 through 4	0.5894 0.1063 0.0412 0.0366	0.2377	0.4562
3.7504 2.1279 4.6439 6.0105	Columns 13 through 16	1.4693	1.9254
Columns 5 through 8	0.0044 0.0047 0.0084 0.0005	-0.0827	1.8427
3.6742 2.5741 1.1236 2.1015	Column 17	0.0520	1.8947
Columns 9 through 12	1.6014	-0.1164	1.7782
7.4470 1.0982 0.4294 0.0499	Representacion en Cascada Qcal=0	-0.2555	1.5227
Columns 13 through 16	-----	-1.6460	-0.1232
0.0070 0.0293 0.0513 0.0034	dQk	-0.0747	-0.1979
Q total corrientes C	ans =	-0.0980	-0.2959
-----	1.0e+006 *	-0.5277	-0.8236
Qtotal =	0 0	-0.3810	-1.2047
1.0e+007 *	-0.3694 -0.3694	-0.0377	-1.2423
Columns 1 through 4	1.4418 1.0724	0.0390	-1.2034
0.1898 0.0557 0.1296 0.2004	-0.0326 1.0397	1.5017	0.2983
Columns 5 through 8	-1.0099 0.0298	-0.2441	0.0542
0.4110 0.0523 0.0632 0.1799	-0.1976 -0.1677	-0.0870	-0.0328

0.8656	0.8328	-0.3694	1.4954	-0.3810	0.6602
-1.0626	-0.2298	1.4418	2.9372	-0.0377	0.6225
-0.0042	-0.2340	-0.0326	2.9045	0.0390	0.6614
0.0555	-0.1785	-1.0099	1.8947	1.5017	2.1631
0.1756	-0.0029	-0.1976	1.6971	-0.2441	1.9190
0.1102	0.1074	0.3862	2.0833	-0.0870	1.8320
-0.6579	-0.5506	0.2377	2.3210	0.8656	2.6976
-1.3142	-1.8648	1.4693	3.7902	-1.0626	1.6350
0.2400	-1.6248	-0.0827	3.7075	-0.0042	1.6308
Representacion en Cascada		0.0520	3.7595	0.0555	1.6864
Qcal=1864816.79		-0.1164	3.6430	0.1756	1.8620
-----		-0.2555	3.3876	0.1102	1.9722
dQk		-1.6460	1.7416	-0.6579	1.3142
ans =		-0.0747	1.6669	-1.3142	0
1.0e+006 *		-0.0980	1.5689	0.2400	0.2400
0 1.8648		-0.5277	1.0412		

>> Algoritmo matlab

ALGORITMO DE DISEÑO

```
% inicio del archivo pinchpoint.m
% =====
%           Rutina para el Calculo de Pinch Point
%           Construccion de Red de Intercambio de Calor
% =====
clc; clear all; format compact;
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%Entrada de Datos%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
pas = input('Introduccion de Datos?  1-En Linea    2-Datos.m --> ');
ifpas==1
    n=input('Numero de Corrientes Calientes (H):');
    m=input('Numero de Corrientes Frias (C):');
dt=input('Acercamiento Minimo (dTmin):');
for i=1:n
    fprintf('[Tin Tout] de la Corriente H%0.0f',i)
    TH1(i,:)=input(': ');
end
FcpH=input('FCps Corrientes Calientes [H1..Hn] ');
for i=1:m
    fprintf('[Tin Tout] de la Corriente C%0.0f',i)
    TC1(i,:)=input(': ');
end
FcpC=input('FCps Corrientes Frias [C1..Cn] ');
else
runDatos
end
%-----%

%Obtencion Vectores de Temperatura

TH=[TH1(:,1)' TH1(:,2)'];
TC=[TC1(:,1)' TC1(:,2)'];
Tcaldt=sort(TH-dt);
Tfrdt=sort(TC+dt);
vector1=sort([TH, Tfrdt]);
vector2=sort([TC, Tcaldt]);
```

```

%Eliminacion temperaturas repetidas
for i=1:2*(n+m)
el(i)=vector1(i);
if i==1
    i=i+1;
else
if (el(i)-el(i-1))<=1e-18
vector1(i)=0;
end
end
end
vector1=sort(vector1);
for i=1:2*(n+m)
el(i)=vector2(i);
if i==1
    i=i+1;
else
if (el(i)-el(i-1))<=1e-18
vector2(i)=0;
end
end
end
vector2=sort(vector2);

%Obtencion Intervalos de Temperatura
for i=1:length(vector1)
if i==1
vectorH(i)=vector1(length(vector1));
else
vectorH(i)=vector1(length(vector1)-i+1);
end
end

for i=1:2*(n+m)

ifvectorH(i)==0

```

```

break
else
vectorHaux(i)=vectorH(i);
end
end
vectorH=vectorHaux;

for j=1:length(vector2)
if i==1
vectorC(j)=vector2(length(vector2));
else
vectorC(j)=vector2(length(vector2)-j+1);
end
end

for i=1:2*(n+m)

ifvectorC(i)==0
break
else
vectorCaux(i)=vectorC(i);
end
end
vectorC=vectorCaux;

cond=length(vectorH);

for i=2:cond
dtk(1)=0;
dtk(i)=abs(vectorH(i)-vectorH(i-1));
end

for i=1:n
limsupH(i)=max(TH1(i,:));
liminfH(i)=min(TH1(i,:));
end

```

```

for i=1:m
limsupC(i)=max(TC1(i,:));
liminfC(i)=min(TC1(i,:));
end

for j=1:n
limsH(j)=find(vectorH==limsupH(j));
liminH(j)=find(vectorH==liminfH(j));
end

for j=1:m
limsC(j)=find(vectorC==limsupC(j));
liminC(j)=find(vectorC==liminfC(j));
end

% %Construccionflechas
for j=1:n
for i=1:length(vectorH)
if i==limsH(j)
flechasH(i,j)=0;
end
if i==liminH(j)
flechasH(i,j)=1;
end
if i<limsH(j)
flechasH(i,j)=0;
end
if i>liminH(j)
flechasH(i,j)=0;
end
if i<liminH(j)
if i>limsH(j)
flechasH(i,j)=1;
end
end
end
end
end

```

```

for j=1:m
for i=1:length(vectorC)
if i==limsC(j)
flechasC(i,j)=0;
end
if i==liminC(j)
flechasC(i,j)=1;
end
if i<limsC(j)
flechasC(i,j)=0;
end
if i>liminC(j)
flechasC(i,j)=0;
end
if i<liminC(j)
if i>limsC(j)
flechasC(i,j)=1;
end
end
end
end
end

```

```

for j=1:n
for i=1:length(vectorH)
if flechasH(i,j)==1
QH(i,j)=FcpH(j)*dtk(i);
else
QH(i,j)=0;
end
end
end
end

```

```

for j=1:m
for i=1:length(vectorH)
if flechasC(i,j)==1
QC(i,j)=FcpC(j)*dtk(i);
else
QC(i,j)=0;
end
end
end

```



```

end
end
end

for i=1:length(vectorH)
QHtot(i)=sum(QH(i,:));
QCtot(i)=sum(QC(i,:));
end
for i=1:length(vectorH)
dQk(i)=QHtot(i)-QCtot(i);
end

for i=1:cond
if i==1
k(i)=0;
else
k(i)=i-1;
end
end

for i=1:n
QHtotal(i)=FcpH(i)*(max(TH1(i,:))-min(TH1(i,:)));
end
for i=1:m
QCtotal(i)=FcpC(i)*(max(TC1(i,:))-min(TC1(i,:)));
end

for i=1:length(QH)
QHk(i)=sum(QH(i,:));
QCk(i)=sum(QC(i,:));
end
Dif=QCk-QHk;

%%%%%%%%%%%%%%Representacion en Cascada%%%%%%%%%%%%%%
Qcal=0;
for i=1:length(dQk)

```

```

if i==1
cascada1(i)=Qcal;
else
cascada1(i)=dQk(i)+cascada1(i-1);
end
end
Pinch1=find(cascada1==0);

Qcal1=-min(cascada1);

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
for i=1:length(dQk)
if i==1
cascada2(i)=Qcal1;
else
cascada2(i)=dQk(i)+cascada2(i-1);
end
end
Pinch2=find(cascada2==0);
TPinch=(vectorH(Pinch2)+vectorC(Pinch2))/2;

for i=1:length(cascada2)
if cascada2(i)<0
    Qcal2=-cascada2(i);
break
end
end
Qenf=cascada2(length(cascada2));

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
%%%Trazo Curvas Compuestas Caliente y Fria%%%
for i=1:length(vectorH)
if i==1
CompH(i)=sum(QHk);
else
CompH(i)=CompH(i-1)-QHk(i);

```

```

end
if i==length(vectorH)
CompH(i)=0;
end
end

for i=1:length(vectorH)
CompC(1)=sum(QCk)+Qenf;
if i>1
CompC(i)=CompC(i-1)-QCk(i);
end
CompC(length(vectorH))=Qenf;
end

plot(CompC,vectorC,'bo')
holdon
plot(CompH,vectorH,'redo')
holdon
plot(CompC,vectorC,'b')
holdon
plot(CompH,vectorH,'red')
ylabel('Temperature [ °C ]')
xlabel('Q [ kW ]')
gridon
axis([0 max(CompC) min(vectorC) max(vectorH)])
clc

%Despliegue de Resultados
fprintf('-----Despliegue de Resultados-----\n')
fprintf('\n')
fprintf('Tabla de Resultados:\n')
fprintf('k          HS          T          T          CS          dTk          QHS          QCS\n')
fprintf('dQk\n')
fprintf('-----\n')
fprintf('\n')
Tabla=[k',flechasH, vectorH',vectorC', flechasC, dtk',QH,QC,dQk']
fprintf('Calor Aportado de H's y C's a Intervalos:\n')

```

```

fprintf('-----')
Tabla1=[k',QH,k',QC]
fprintf('          k          QH          QC          Sale-Entra \n')
fprintf('----- \n')
[k' QHk' Qck' Dif']
fprintf('Temperatura Pinch\n')
fprintf('-----\n')
TPinch
fprintf('Qenf-Qcal Calculada\n')
fprintf('-----\n')
difQ=sum(dQk)
fprintf('Qenf-Qcal Datos\n')
fprintf('-----\n')
difQp=sum(QHtotal)-sum(QCtotal)
fprintf('Q total corrientes H\n')
fprintf('-----\n')
QHtotal=QHtotal
fprintf('Q total corrientes C\n')
fprintf('-----\n')
QCtotal=QCtotal
fprintf('Representacion en Cascada Qcal=0\n')
fprintf('-----\n')
fprintf('          dQk\n')
[ dQk' cascada1']
fprintf('Representacion en Cascada Qcal=%0.2f\n',Qcal1)
fprintf('-----\n')
fprintf('          dQk\n')
[ dQk' cascada2']

saveTabla.datTabla-ascii
saveTabla1.datTabla1-ascii
% fin del archivo pinchpoint.m

```

De tal manera que en el estudio se observe el impacto de esta nueva corriente para mitigar el efecto, al igual que disminuir el flujo de algunas de las corrientes de tal forma que el acercamiento mínimo se mantenga en 10°C.

7. CONCLUSIONES

- En este trabajo se obtuvo, el arreglo propuesto para una planta desulfuradora de gasolina catalítica, para la propuesta del proceso de desulfuración se utilizó un diseño de tecnología y de equipo dentro del cual únicamente se manejaron intercambiadores de calor de haz y tubos a flujo a contracorriente en una orientación horizontal.
- Los fluidos intercambiados que intervienen dentro de la red de intercambio y el proceso de desulfuración son:

CALIENTES

Intercambiador	Fluido
EA-7302	NAFTA
EA-7205	NAFTA
EA-7304	NAFTA
EA-7103	NAFTA
EA-7301	NAFTA Y H ₂ S
EA-7202	NAFTA Y H ₂ S
EA-7201	NAFTA Y H ₂ S
EA-7104	NAFTA Y H ₂ S
EA-7101	NAFTA
EA-7305	NAFTA
EA-7105	NAFTA
EA-7102	NAFTA
EA-7204	NAFTA Y H ₂ S
EA-7306	NAFTA, HIDRÓGENO, H ₂ S Y METANO
EA-7203	NAFTA, HIDRÓGENO, H ₂ S Y METANO
EA-7303	NAFTA, HIDRÓGENO Y METANO

FRÍAS

EA-7302	NAFTA
EA-7205	NAFTA
EA-7304	NAFTA
EA-7201	NAFTA
EA-7301	NAFTA
EA-7103	NAFTA
EA-7104	NAFTA
EA-7202	AGUA DE ENFRIAMIENTO

EA-7101	NAFTA
EA-7305	AGUA DE ENFRIAMIENTO
EA-7105	AGUA DE ENFRIAMIENTO
EA-7102	AGUA DE ENFRIAMIENTO
EA-7204	AGUA DE ENFRIAMIENTO
EA-7306	AGUA DE ENFRIAMIENTO
EA-7203	AGUA DE ENFRIAMIENTO
EA-7303	AGUA DE ENFRIAMIENTO

- Se presentó una propuesta de corriente de agua de enfriamiento en la cual se pretende contrarrestar el efecto de las corrientes calientes de más alta temperatura, de tal manera que la corriente saliente tuviera las condiciones de acuerdo a la gráfica de temperatura contra entalpía adecuadas para el flujo de energía dentro del proceso y para su obtención del producto final, al igual que el agua de enfriamiento utilizada se pueda reutilizar o pueda ser enviada a drenaje de la planta.
- La propuesta presenta un servicio de enfriamiento a la red de intercambio de calor, sin alterar el diseño de los intercambiadores de calor o el proceso de la planta propuesta para la desulfuración de gasolina catalítica.
- En este estudio se puede observar la necesidad del proceso de obtención de un producto a alta temperatura por medio de la cual se alimentará al equipo destino dándole energía a la continuación del proceso, por lo que la propuesta de una corriente o servicio de enfriamiento sólo sería adecuada en el caso donde el proceso finalizará en la salida del servicio de enfriamiento y el fluido nafta se utilizará como producto final del proceso de desulfuración.

8. BIBLIOGRAFÍA

- Himmelblau David M, Balances de Materia y Energía, Prentice Hall, Sexta edición, pag 336
- Perry, R.H and Green, D.w Perry's Chemical Engenieering handbook, 7thedición, mac graw hill, 1997
- Frank P Incropera, David P Dewitt, Fundamentos de Transferencia de Calor, Cuarta Edición, Pearson, 1999, pag 581-588
- Ernest J. Henley, Edward M Rosen, Cálculo de Balances de Materia y Energía, Reverté, 1979, pag 70-78
- J.P Holman, Transferencia de Calor, Compañía Editorial Continental, México, 1986, pag 483-488
- Luis Felipe Miranda, Redes de Intercambio de Calor, Universidad Nacional de San Agustín.
<http://es.scribd.com/doc/18446475/Redes-de-Intercambio-de-Calor>
- LINHOFF Y FLOWER SYNTESIS OF HEAT EXCHANGER NETWORKS, AICHE JOURNAL, JULY 1978, VOL 24 P 633
- Donald Q. Kern, Procesos de transferencia de Calor, Mc Graw Hill, 1992, pag 164- 178