



UNIVERSIDAD DE MATANZAS "CAMILO CIENFUEGOS"

FACULTAD DE INGENIERIAS

DEPARTAMENTO DE QUIMICA E INGENIERIA QUIMICA

Propuesta de mejora de la red de intercambio de calor de la planta de
Reformación Catalítica de la Refinería de Petróleo "Camilo Cienfuegos"

Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías
de Refinación de Petróleo

Autor: Ing. José Antonio Covas Rodríguez

Tutores: Dr. Agustín Benítez Hernandez

Matanzas

2012

RESUMEN.

El método Pinch para la integración de procesos, ha sido desarrollado en los últimos años con el propósito de reducir los costos operacionales y totales en los procesos de la industria química.

El objetivo de este trabajo es realizar Propuesta de Mejora de la Red de Intercambio de la Planta de Reformación Catalítica de la Refinería “Camilo Cienfuegos” mediante la Tecnología Pinch. Para ello se realiza una evaluación de los intercambiadores; dando como principales resultados que: El intercambiador de tubo y coraza E-203 posee un 65% de exceso de instalación, el ventilador enfriador por aire A-204 tiene un consumo eléctrico de 10.8 Kw y el intercambiador enfriador por agua E-208 trabaja con un 64 % de exceso de instalación.

Se desarrolla el análisis aplicando Metodología propuesta por profesores de la Universidad de Matanzas ¹ y se corre el software Hint arrojando, las dos vías, la utilización de 2 intercambiadores de calor, como mínimo, en la red de intercambio, lo que permite concluir que es necesario que deben seguir trabajando los tres intercambiadores. Se proponen como acciones de mejoras luego del estudio realizado variantes tecnológicas a la red de intercambio: by-pass en el enfriador E-208, aumento del ángulo de las paletas del ventilador A-204, instalación de válvulas en la entrada y salida del fluido reformado inestable y la utilización de la tecnología de humectación del aire en el mismo. Todas estas variantes tienen un gasto de \$17620 euros y \$205.00 en MN, despreciable ante el costo que representa para la organización una parada de planta que es de \$ 47741.5 USD/h.

¹ Monografía: Tecnología Pinch: Introducción a la Integración Energética.

SUMMARY.

The Pinch method for process integration, has been developed in recent years in order to reduce total operating costs and processes in the chemical industry.

The objective of this work is the proposal to improve Exchange Network Plant Refinery Catalytic Reformation "Camilo Cienfuegos" by Pinch Technology. This evaluation is performed exchangers; giving as main results: The shell and tube heat exchanger E-203 has a 65% excess of installation, the air cooling fan A-204 has a power consumption of 10.8 kw and exchanger water cooler E-208 works with a 64% excess of installation.

Analysis is developed applying the methodology proposed by professors at the University of Matanzas and runs the software Hint throwing, the two routes, the use of two heat exchangers, at least in the clearing, leading to the conclusion that it is necessary they should continue to work the three exchangers. Actions are proposed as improvements after study technological variants sharing network: by-pass in the cooler E-208, increasing the angle of the fan blades A-204, installation of valves in the fluid inlet and outlet reformed unstable and the use of the air humidifying technology therein. All these variants have an expense of \$ 17,620 USD and \$ 205.00 in MN, negligible to the cost to the organization a plant shutdown is \$ 47741.5 USD / h.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I: ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO	4
1.1 Mecanismos de Transferencia de Calor	4
1.1.1 Función de los Intercambiadores de Calor	4
1.1.2 Intercambiadores del tipo tubo y coraza	5
1.2 Enfriadores de Aire	6
1.2.1 Consideraciones mecánicas	8
1.3 Integración de procesos	9
1.3.1 Antecedentes	9
1.3.2 La Integración de Procesos en la minimización del consumo energético	12
1.3.3 Bases de la tecnología Pinch	12
1.3.4 Definición de la Tecnología Pinch	13
1.3.5 Principios del Análisis Pinch	13
1.3.6 Objetivos del Análisis Pinch	14
1.3.7 Requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento	14
1.3.8 Construcción de Curvas compuestas	14
1.3.9 El punto pinch	17
1.3.9.1. Algoritmo de la Tabla Problema	18
1.3.10 Mínimo número de intercambiadores	19
1.3.11 Diseño de la red de intercambio de calor	20
1.3.12 Ventajas y desventajas de la integración y procesos	21
1.3.13 Importancia de la Simulación en ingeniería	22
1.4 Método exergetico	23
1.5 Conclusiones derivadas del análisis bibliográfico	24
CAPÍTULO II:	25
2.1 Descripción Tecnológica	25
2.2 Metodología de Cálculo. Evaluación de Intercambiadores E-203 y E-208	27
2.2.1 Metodología de Cálculo. Evaluación de Intercambiador enfriador por Aire A-204	38

2.3 Desarrollo de la Tecnología Pinch	41
2.4 Conclusiones Parciales	49
CAPÍTULO III: Resultados y Discusión	50
3.1 Evaluación del intercambiador E-203	50
3.1.1 E-203/1	50
3.1.2 E-203/2	51
3.1.3 E-203/3	52
3.2 Evaluación del intercambiador E-208	53
3.3 Evaluación del Enfriador por aire A-204	54
3.4 Desarrollo de la tecnología Pinch	55
3.5 Desarrollo del software Hint	59
3.6 Discusión de los resultados	62
3.6.1 Propuesta de variación del ángulo de las paletas del ventilador enfriador por aire A-204	62
3.6.2 Propuesta de humectación del aire en el ventilador enfriador por aire A-204	62
3.6.3 Propuesta de poner por By-Pass el reformado inestable en el intercambiador E-208	63
3.6.4 Seccionalizar la batería del ventilador enfriador por aire A-204	64
3.6.5 Gastos por concepto de pérdidas cuando ocurre una parada de planta de Reformación Catalítica	64
3.6.6 Contaminación a la atmosfera por concepto de quemar Fuel-oil en los hornos sin respaldo productivo	65
3.7 Conclusiones Parciales	66
CONCLUSIONES	67
RECOMENDACIONES	68
BIBLIOGRAFÍA	69
ANEXOS	70

INTRODUCCIÓN.

Un rasgo característico en la industria moderna es el deseo de los fabricantes de intensificar los procesos productivos con vista a lograr con menores costos de producción artículos o productos de primera calidad. En el caso específico de Cuba, país en vías de desarrollo, estos deseos han sido plasmados en los documentos del Partido Comunista de Cuba (PCC) en diferentes etapas de nuestro proceso revolucionario. Por otro lado en el desarrollo de la industria se prevé un papel importante al crecimiento de eficiencia empresarial, lo que en la industria de procesos químicos está íntimamente vinculado al perfeccionamiento de la efectividad de cada proceso tecnológico. Es necesario además aprovechar las posibilidades que brindan las capacidades industriales instaladas y otras posibilidades productivas, instalaciones, equipos y otros medios no utilizados plenamente. Los cambios ocurridos en el campo socialista obligan a buscar nuevas alternativas de materias primas para nuestras industrias, como es el caso de la industria petrolera.

Las crisis energéticas de los años 70 despertaron la preocupación acerca de la duración de los recursos energéticos que abastecían al mundo, poniendo interrogantes sobre cuál podría ser el futuro de la sociedad humana, las fuentes energéticas que la sostendrían y las perspectivas de crecimiento económico.

La Integración de Procesos se ha convertido en una herramienta muy útil para disminuir los consumos de energía, los vertimientos de residuales contaminantes al medio ambiente en los procesos. Para ello se usan avanzadas herramientas analíticas para identificar las posibilidades de reducir el consumo energético y de residuales en facilidades industriales y alcanzar significativos ahorros en costos y utilidades.

Las herramientas de análisis de procesos desarrolladas con la integración de procesos, son técnicas de diseño genéricas, sistemáticas y de uso sencillo, tienen como base el tratamiento de programación matemática, se trabaja con funciones objetivos, modelos matemáticos y el tratamiento termodinámico en el cual se encuentra el análisis de Pellizco, específico para los estudios energéticos.

Encontrar una solución que minimice los consumos de energía que se emplean en el proceso de producción de petróleo, ha sido siempre una prioridad de los especialistas en este sector y en particular en la industria del petróleo.

En estudios realizados en nuestro país en la industria del petróleo, se han utilizado varias herramientas para llevar a cabo estos objetivos. La aplicación de las mismas han tenido consigo varias limitantes, entre ellas: que se ha utilizado la aplicación manual para el análisis de las redes de intercambio, el uso de programas académicos para lograr los objetivos propuestos en el análisis energético dentro de esta industria.

La planta de Reformación Catalítica S-200 de la Refinería de Petróleo "Camilo Cienfuegos" tiene como objetivo obtener un producto de alto número de octano mediante transformaciones químicas para ser el componente fundamental de las gasolinas de automóvil. Las reacciones predominantes endotérmicas ocurren en tres reactores que trabajan en perfil plano de temperatura (460-520). La red de intercambio ubicada a la salida tiene la función de disminuir la temperatura de la mezcla que sale del último reactor hasta 40°C para separarse en un tambor separador en gas hidrogenado y reformado inestable.

Sucesivos ponches en intercambiadores, producto del alto por ciento de cloruros utilizados para mantener la actividad y selectividad del catalizador que aumentan la velocidad de corrosión han provocado paradas de planta. En estos momentos se encuentran taponados 36 tubos del intercambiador enfriador por agua.

A partir de lo analizado hasta el momento y teniendo en cuenta que un cambio de catalizador que opere bajo otras condiciones (adición de un agente para la cloración) implica un costo millonario, el cual por las condiciones económicas imperantes en el país no es factible, se procede a realizar esta investigación de la cual se deriva como problema científico el siguiente:

Problema.

No se cuenta con una red de intercambio de calor que responda a las exigencias técnicas de operación del catalizador de reformación y esto conlleva a paradas de planta con la pérdida de vida útil del catalizador.

Hipótesis.

Si se proponen acciones de mejora a la red de intercambio de calor de la planta de Reformación Catalítica, se disminuyen las paradas de planta y se alarga la vida útil del catalizador.

Objetivo General.

Proponer acciones de mejora a la red de intercambio de calor de la Planta de Reformación Catalítica de la Refinería “Camilo Cienfuegos”, utilizando como herramienta la tecnología Pinch.

Objetivos Específicos.

1. Realizar el análisis bibliográfico.
2. Evaluar la red de intercambio de calor.
3. Proponer variantes tecnológicas a partir de los resultados obtenidos a la red de intercambio de calor de la planta de Reformación Catalítica.
4. Determinar la factibilidad técnica económica de la propuesta.

Recursos utilizados.

Se utilizaron como métodos la recolección de datos, balances de materiales, balances de energía, tecnología pinch, software Hint.

Método de evaluación energética.

- Tecnología Pinch.

CAPÍTULO I: ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO.

1.1 Mecanismos de Transferencia de Calor.

La transferencia de calor, es una interacción entre fluidos o materiales a consecuencia de un gradiente de temperaturas entre ellos. Esta interacción ocurre mediante tres mecanismos diferentes, a saber: conducción, radiación y convección.

Conducción es fundamentalmente transferencia de energía por contacto físico en ausencia de movimiento del material a nivel macroscópico. Este mecanismo puede ocurrir en sólidos, líquidos o gases. [39] [40]

Radiación es la transferencia de calor de un cuerpo a otro mediante el movimiento de ondas electromagnéticas a través del espacio, inclusive cuando exista vacío entre ellos. La radiación puede ocurrir a través de gases, líquidos o sólidos; pero debido a la mayor capacidad de absorción de energía de los medios densos, la radiación del calor es más eficiente a través de los gases.

Convección es transferencia de calor de un punto a otro en un fluido, gas o líquido, debido a la mezcla y movimiento de las diferentes partes del fluido. Existen dos mecanismos de transferencia de calor por convección, denominados convección forzada y convección natural. En la convección forzada, el movimiento del fluido es debido a fuerzas externas, tal como bombeo; mientras que en la convección natural el movimiento es inducido por la diferencia de densidades resultante de la diferencia de temperatura en el fluido. [39] [34]

1.1.1 Función de los Intercambiadores de Calor.

La función básica de los intercambiadores de calor es la transferencia de energía resultado del gradiente de temperatura, desde el fluido caliente hacia el frío. El calor fluye a través de una pared de separación, la cual se le denomina superficie o área de transferencia de calor. [39]

Las funciones típicas de un intercambiador de calor en los procesos industriales son las siguientes:

1. Recuperación de calor: la corriente fría recupera parte del calor contenido en la corriente caliente. Es decir, calentamiento y enfriamiento de las corrientes involucradas, las cuales fluyen simultáneamente a ambos lados del área de transferencia de calor.
2. Evaporación: una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase líquida a vapor.

3. Condensación: una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase vapor a fase líquida.

1.1.2 Intercambiadores del tipo 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 cuales puede haber fugas. Cuando se requieren superficies grandes de transferencia de calor, pueden ser mejor obtenidas por medio de equipo de tubo y coraza. [34].

El intercambiador de tubo y coraza consiste de un haz de tubos paralelos encerrados en un estuche cilíndrico llamado coraza.

Hay tres tipos básicos de intercambiadores de tubo y coraza, dependiendo del método utilizado para mantener los tubos dentro de la coraza. El primero es el de tipo fijo o intercambiadores de placa de tubos fija o de cabezal fijo. En este caso, el equipo tiene tubos rectos, asegurados en ambos extremos en placas de tubos soldados a la coraza. En este tipo de construcción, algunas veces es necesario incorporar en la coraza una junta de expansión o una junta de empaques, debido a la expansión diferencial de la coraza y los tubos. Esta expansión se debe a la operación del equipo a diferentes temperaturas y a la utilización de diferentes materiales en la construcción. La necesidad de esta junta es determinada tanto por la magnitud de la expansión diferencial como del ciclo operativo esperado. Cuando no se requieren estas juntas o empaaduras, el equipo ofrece el máximo de protección contra la fuga del líquido contenido en la coraza. El haz de tubos no puede ser removido para inspección y limpieza, pero el cabezal en el lado de los tubos, las empaaduras, la cubierta del canal, etc. Son accesibles para mantenimiento y reemplazo de las partes. La coraza puede ser limpiada por retrolavado o químicamente. Los intercambiadores de cabezal fijo son usados en servicios donde el fluido de la coraza es un fluido limpio, como vapor de agua, refrigerante, gases, cierto tipo de agua de enfriamiento, etc.

El segundo tipo de intercambiadores de tubo y coraza utiliza tubos en forma de U, con ambos extremos de los tubos sujetos a una placa de tubos simple, eliminándose así los problemas de expansión diferencial porque los tubos pueden expandirse y contraerse libremente, la forma de U absorbe estos cambios. A estas unidades se les denomina intercambiadores con tubos en U. El haz de tubos puede ser removido de la coraza para inspección y limpieza; pero la limpieza mecánica interna de los tubos y su reemplazo es difícil, por lo que este tipo de intercambiadores es

usualmente aplicable en servicios limpios o cuando la limpieza química es efectiva. El costo de estas unidades a presión baja es aproximadamente igual al de las unidades de cabezal fijo, pero a presión alta es significativamente más barato, por lo que es muy usado en este tipo de aplicación. El tercer tipo de intercambiadores de tubo y coraza, al igual que las unidades de cabezal fijo, presenta dos placas de tubos, pero con solo una de ellas soldada a la coraza y la otra moviéndose libremente, y así evitando los problemas de expansión diferencial. A este diseño se le conoce como intercambiadores de cabezal flotante. El haz de tubos de este tipo de intercambiador puede removerse para mantenimiento y para la limpieza mecánica de la coraza y los tubos, también, pueden ser limpiados mecánicamente tanto en su exterior como en su interior. El diseño de cabezal flotante es más caro (aprox. en un 25%) que el diseño de cabezal fijo, y es apropiado para servicios asociados a altas temperatura y presiones, pero limitado a aquellos servicios donde la fuga del fluido contenido en la coraza es tolerable. [41].

Este es el tipo de intercambiador que se utiliza comúnmente en las refinerías. No es caro, es fácil de limpiar y relativamente fácil de construir en diferentes tamaños y puede ser diseñado para presiones desde moderadas a altas, sin que varíe sustancialmente el costo. Fácil de mantener y reparar (aquellas partes sujetas a fallas frecuentes, tubos y empacaduras, son fáciles de reemplazar). [31].

1.2 Enfriadores de aire.

Los enfriadores de aire consisten de uno o más ventiladores de flujo axial, velocidades relativamente bajas y diámetros grandes, que fuerzan o inducen al aire a fluir a través de un banco de tubos, generalmente con aletas. [40].

Se han vuelto muy populares en los últimos 20 años y su selección depende del costo de inversión y de la disponibilidad del medio de enfriamiento. Como regla se usan donde hay baja disponibilidad de agua, controles ambientales estrictos, requerimiento de torres de enfriamiento, etc. Estas unidades son capaces de eliminar calor aún con los ventiladores apagados (hasta el 15% del calor diseñado en los de tiro inducido). Requieren áreas libres considerables para su instalación y operación.

Son una alternativa válida a los problemas de escasez, calidad y disposición del agua de enfriamiento. Se clasifican según la posición relativa del ventilador y el haz de tubos en: Tiro forzado y Tiro inducido.

Los enfriadores de aire usualmente están compuestos de haces rectangulares que contienen varias filas de tubos en un espaciado triangular. La transferencia de calor

generalmente es en contracorriente, el fluido caliente entra por la parte de arriba del haz y el aire fluye verticalmente hacia arriba a través del haz.

VENTAJAS DE TIRO FORZADO	VENTAJAS DE TIRO INDUCIDO
<ol style="list-style-type: none">1. Requiere menos potencia ya que el ventilador se encuentra en la zona fría del sistema2. Buena accesibilidad para mantenimiento y reparaciones.3. Buen desempeño en climas fríos.4. Requiere menor soporte estructural.5. Ningún equipo mecánico está expuesto a la intemperie.	<ol style="list-style-type: none">1. Buena distribución del aire sobre el haz de tubos.2. Menos posibilidad de recirculación de aire caliente ya que la velocidad de descarga es muy alta (2.5 veces la de entrada).3. Ofrece la protección sobre el haz de tubos, contra la intemperie.4. Buena capacidad de enfriamiento cuando falla el ventilador (hasta un 15% de la capacidad real), debido al efecto de tiro o chimenea.5. Son apropiados para fluidos no muy calientes.

DESVENTAJAS TIRO FORZADO	DESVENTAJAS TIRO INDUCIDO
Pobre distribución del aire sobre la superficie.	Requiere mayor potencia, ya que el ventilador está situado en el aire caliente.
Alta posibilidad de recirculación de aire caliente, debido a la baja velocidad de descarga y la ausencia de tiro.	La temperatura del aire de salida está limitada a 200 °F para prevenir daños al motor y ventilador.
Nula capacidad de enfriamiento en caso de falla del ventilador.	Poco acceso al ventilador y partes móviles para mantenimiento y reparación.
Los tubos están expuestos al sol.	Limitado para fluidos con $T < 350^{\circ}\text{F}$ para no exponer el ventilador y otras partes móviles a altas temperaturas.

Tabla 1. Ventajas y desventajas del tiro forzado e inducido.

1.2.1 Consideraciones mecánicas.

La configuración actual de enfriadores de aire para un servicio dado está basada en un número de consideraciones. Las más importantes de éstas son:

1. La economía de la superficie vs. los caballos de fuerza requeridos por el ventilador.
2. Consideraciones de proceso, tales como ΔP permitida, características del fluido (punto de congelamiento, viscosidad, etc.) y condiciones climatológicas (por ejemplo, la corrosividad del medio ambiente).
3. Tipos de ventiladores, tamaños y limitaciones de presión estática (profundidad máxima del haz para un requerimiento dado del aire).
4. Area de construcción disponible.
5. Consideraciones mecánicas, tales como expansión térmica y soportes estructurales.
6. Estandarización de tubos, partes de repuesto, etc.

La selección entre enfriadores de aire o intercambiadores convencionales de tubos y coraza, depende del balance económico, el cual debe considerar en la inversión inicial, los costos de las facilidades requeridas dentro y fuera del área, para la instalación de los equipos y los costos de operación de los mismos.

En general, los enfriadores de aire resultan especialmente atractivos en aquellas localidades donde el agua escasea o requieren un tratamiento costoso como una torre de enfriamiento, donde las leyes de contaminación ambiental establezcan requisitos estrictos para los efluentes de agua, donde la expansión de los sistemas de agua de enfriamiento sea necesaria, o donde la naturaleza del medio enfriante cause

taponamientos frecuentes o problemas de corrosión. En resumen, estas unidades requieren una inversión inicial más alta que los enfriadores de agua pero los costos de operación y mantenimiento son menores. Estos equipos se utilizan con frecuencia en combinación con enfriadores de agua, cuando se requiere remover una gran cantidad de calor. En este caso los enfriadores de aire remueven primero la mayor parte del calor y el enfriamiento final se consigue con

los de agua. También pueden utilizarse como enfriadores de emergencia en caso de requerirse un bombeo rápido de una corriente de proceso.

Estas unidades aún con el ventilador apagado, son capaces de remover por convección natural entre 15 y 35% del calor de diseño, dependiendo del rango de temperatura de la corriente de proceso entrando al enfriador.

Los enfriadores de aire ocupan un área relativamente grande. Por lo tanto, estas unidades se instalan normalmente encima de los tendidos de líneas y de los equipos de proceso, tales como tambores e intercambiadores.

Cuando se considere la instalación de enfriadores de aire, se debería tomar en cuenta el efecto que puedan tener las pérdidas de calor de los equipos circundantes, en la temperatura de entrada del aire. [40].

1.3. Integración de procesos.

1.3.1. Antecedentes.

En ingeniería de procesos industriales existen dos problemas de diseño que el ingeniero tiene que resolver:

- a) El diseño de las operaciones unitarias.
- b) El diseño del sistema completo.

Actualmente la industria tiene la capacidad de encontrar el diseño óptimo para componentes individuales, sin embargo, en cuanto a sistemas, la integración de componentes optimados individualmente no necesariamente lleva a sistemas o ciclos óptimos.

La integración de proceso se ha desarrollado como un área relativamente nueva dentro de la metodología para el diseño en ingeniería.

Hoy en día, las principales líneas de investigación para el diseño integrado de proceso tienen como base el tratamiento de programación matemática (trabajan con funciones objetivo y modelos matemático) y el tratamiento termodinámico (en el cual se encuentra el análisis de pliegue) siendo este último el que mayor aplicación industrial ha tenido.

En los últimos años el análisis de pliegue ha pasado de ser una herramienta dirigida a mejorar la eficiencia energética en el diseño de redes de recuperación de calor, es una metodología de optimación tanto para diseñar procesos nuevos como para modificar procesos existentes.

Actualmente incluye el diseño de:

Redes de recuperación de calor.

Sistemas de separación.

Sistemas de remoción de desechos.

Sistemas de calor y potencia.

Sistemas de servicios auxiliares.

Complejos industriales.

Además del mejoramiento de la eficiencia energética del proceso, incluyen:

Reducción del costo de capital.

Reducción del costo de la energía.

Reducción de emisiones contaminantes.

Optimización del uso del agua.

Mejoramiento de la operación y de la producción.

Esta técnica se ha aplicado en refinerías, fundidoras, plantas petroquímicas, papeleras, cerveceras y textiles, entre otras.

La Integración de Procesos es una tecnología sistemática, basada en un enfoque hacia el desarrollo de procesos que permite al ingeniero de proceso ver un gran escenario primero y los detalles después. Permite identificar los objetivos globales de eficiencia antes de cualquier actividad de desarrollo y encontrar la estrategia óptima para llevarlo a cabo. Estos objetivos pueden ser por ejemplo minimización de los requerimientos energéticos, minimización de la generación de residuales, maximización de la eficiencia del proceso, etc.

La integración de procesos es caracterizada por dos elementos: la energía y la masa. [10].

La integración de energía caracteriza el flujo global dentro de cualquier proceso e identifica las políticas óptimas para su distribución (y redistribución) y de esta forma se obtiene la configuración óptima para el consumo mínimo de ésta.

La integración de masa es una técnica relativamente nueva que se ha desarrollado mucho en los últimos años. Las investigaciones en este tema han conducido al

desarrollo de una herramienta sistemática y potente para el entendimiento total del proceso y explotar así sus posibilidades de integración. [13]

A finales de los años 70 se comienza a hablar de esta herramienta cuando aparece la tecnología Pinch y la optimización de las redes de intercambio de calor. Basándose en rigurosos principios termodinámicos, el método Pinch es usado para determinar el mínimo número de utilidades requeridas para calentar o enfriar corrientes en el proceso. De todos los procesos de integración, el método Pinch es el más conocido y estudiado.

La mayoría de los procesos industriales involucran la transferencia de calor ya sea de una corriente de proceso a otra corriente de proceso o de una corriente de servicio auxiliar a una corriente de proceso. Actualmente, las crisis energéticas alrededor del mundo han llevado a buscar en cualquier diseño de proceso industrial la maximización de la recuperación de calor dentro del mismo proceso y a la minimización de los servicios auxiliares. Para lograr el objetivo de recuperación máxima de energía o de requerimiento mínimo de energía se requiere de una red de intercambio de calor apropiada. El diseño de una red de esta naturaleza no es tarea fácil si se considera el hecho de que la mayoría de los procesos involucran un gran número de corrientes y de servicios auxiliares. El diseño tradicional ha tenido como resultado redes con altos costos fijos y de servicios auxiliares. Con la ayuda de los conceptos del análisis "Pinch" el diseño de redes se ha vuelto muy sistemático y metódico. [13] [15].

A partir de los años 1980, la industria de procesos químicos. comenzó a mostrar interés en la implementación de políticas que analizaran el flujo de contaminantes como flujos de materiales de valor que podían ser recuperados de manera efectiva.

Debido a esto, en los últimos años se han observado avances significativos en la optimización y síntesis de procesos ambientales. Estos avances también han sido en respuesta a regulaciones ambientales cada vez de mayor exigencia que han presionado a las industrias a desarrollar estrategias de prevención y minimización de la contaminación a un costo rentable.

La industria de la caña de azúcar es privilegiada por tener materias primas potencialmente renovables y suministro de energía, esto brinda una contribución vital hacia la generación de riquezas sustentables, del uso de los recursos lo más eficientemente posible depende que se pueda lograr esta meta [08].

Esta industria está obligada por las condiciones actuales, a desarrollar un serio análisis de las potencialidades de su diversificación. Se debe considerar que la Integración de

Procesos es un factor clave para lograr con éxito la producción diversificada de la misma.

1.3.2. La Integración de Procesos en la minimización del consumo energético.

La integración de procesos de una forma muy general se ha utilizado a través de muchos años. Sin embargo, recientemente ha sido transformada en una herramienta primordial a través del uso de la experiencia de ingeniería y de la observación de modelos específicos en procesos específicos [20].

1.3.3 Bases de la tecnología Pinch.

La tecnología Pinch es una metodología sistemática que se utiliza para el diseño integrado de plantas de proceso, basada en la identificación del mínimo consumo de energía necesaria. Considera al mismo tiempo las necesidades de energía y costos. Se puede aplicar tanto a nuevos diseños como a plantas existentes. [22].

Actualmente esa técnica incluye su aplicación para el diseño óptimo, aplicando la Primera Ley de la Termodinámica, de sistemas de recuperación de calor, sistemas de separación, sistemas de generación de calor y potencia, sistemas de servicios auxiliares y complejos industriales.

La tecnología Pinch consta de una secuencia de procedimientos básicos que conducen al diseño de una red de intercambiadores optimizada energéticamente [12], y se fundamenta en que el Pinch o contracción divide cualquier proceso en dos partes termodinámicamente independientes. [36] [33] [35].

El término de tecnología “Pinch” fue introducido por Linnhoff y Vredeveld para representar un conjunto nuevo de métodos termodinámicos que garanticen un nivel de energía mínimo en el diseño de redes de intercambiadores de calor. El término de “análisis pinch” se utiliza para representar la aplicación de las herramientas y de los algoritmos de la tecnología “Pinch” para estudiar procesos industriales [30].

Con la aplicación de la Tecnología Pinch (TP) esto se ha transformado, porque permite que la integración de procesos sea conducida de una manera científica y sistemática.

Las ventajas en los costos en términos de energía e inversión (ambos inclusive) han sido significativas.

La Tecnología Pinch fue reconocida como una herramienta que no estaba restringida solamente a la conservación de la energía, sino que era una herramienta general de la ingeniería de procesos que tenía mucho que expresar acerca del diseño de reactores,

reciclajes de procesos, esquemas de separación, diseños de sistemas de utilidades, focos de emisión, procesos a bajas temperaturas, integración de procesos a templa, optimización de la caída de presión, diseños multibases; etcétera.

Esta tecnología se encuentra en continua evolución, así como el conocimiento de cómo debe ser usada en el concepto general de la ingeniería de procesos. En los momentos actuales se considera que el diseño de plantas de procesos y el sistema de utilidades pueden ser conducidos simultáneamente, logrando los sistemas óptimos.

1.3.4. Definición de la Tecnología Pinch.

El término de Tecnología “Pinch” fue introducido por [37] para representar un conjunto nuevo de métodos termodinámicos que garantizan un nivel de energía mínimo en el diseño de redes de intercambiadores de calor. El término de “análisis Pinch” se utiliza para representar la aplicación de las herramientas y de los algoritmos de la Tecnología “Pinch” para estudiar procesos industriales.

1.3.5. Principios del Análisis Pinch

La tecnología “Pinch” presenta una metodología simple para el análisis sistemático de los procesos químicos y de los servicios auxiliares con la ayuda de la Primera y Segunda Ley de la Termodinámica. Con la ecuación de energía de la Primera Ley de la Termodinámica se calculan los cambios de entalpía en las corrientes que pasan por los intercambiadores de calor. La Segunda Ley determina la dirección del flujo de calor, es decir, el calor sólo puede fluir en la dirección de caliente a frío. En un intercambiador de calor, una corriente caliente no puede ser enfriada por debajo de la temperatura de entrada de la corriente fría, como tampoco una corriente fría puede calentarse por arriba de la temperatura de entrada de la corriente caliente. En la práctica una corriente caliente sólo puede ser enfriada a una temperatura definida por el acercamiento mínimo de temperaturas del intercambiador. El acercamiento mínimo de temperaturas es la mínima diferencia permitida (ΔT_{min}) en los perfiles de temperatura de las corrientes para el intercambiador de calor. El nivel de temperatura en el cual ΔT_{min} se observa en el proceso es llamado “punto pinch” o “condición pinch”. El “pinch” define la fuerza motriz mínima permitida en un intercambiador de calor [19].

1.3.6. Objetivos del Análisis Pinch

El análisis “pinch” se utiliza para identificar los costos energéticos, los objetivos de costo de capital de una red de intercambio de calor y para reconocer el punto “pinch”. El procedimiento primero predice, antes que el diseño, los requerimientos mínimos de energía externa, área de la red y número de unidades para un proceso dado en el punto

“pinch”. Posteriormente se diseña una red de intercambio de calor que satisfaga esos objetivos. Finalmente la red se optimiza mediante la comparación de costos energéticos y los costos fijos de las redes de tal manera que el costo total anual sea mínimo. Por lo tanto el objetivo primordial de un análisis “pinch” es lograr ahorros financieros mediante integración de calor en el proceso (maximizar la recuperación de calor del proceso al proceso y reducir las cargas de los servicios auxiliares).

1.3.7. Requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento

El punto de partida para un análisis de integración energética es el cálculo de los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento para una red de intercambio de calor. Estos cálculos se pueden realizar sin tener que especificar la red de intercambiadores. Para hacer el análisis de una red de intercambio de calor primero se identifican las fuentes de calor (corrientes calientes) y los sumideros (corrientes frías) en el proceso.

De los balances de materia y energía se obtienen la temperatura inicial, la temperatura final y el cambio de entalpía en las corrientes [19].

1.3.8. Construcción de Curvas compuestas

Las gráficas de temperatura-entalpía conocidas como curvas compuestas se usan para establecer objetivos energéticos. Las curvas compuestas son perfiles de temperatura (T) y entalpía (H) que muestran la disponibilidad de calor (curva compuesta caliente) y la demanda de éste en el proceso (curva compuesta fría) juntos, en una representación gráfica. En general, cualquier corriente con una capacidad calorífica constante (C_p) se representa en un diagrama T-H mediante una línea recta que va desde la temperatura de entrada a la temperatura de salida. La pendiente de esta línea está determinada por el cambio de temperatura que sufre así como por el cambio de entalpía. Para que exista intercambio de calor, la curva compuesta caliente tiene que estar en una posición en la que siempre se encuentre arriba de la curva compuesta fría (fig. # 8).

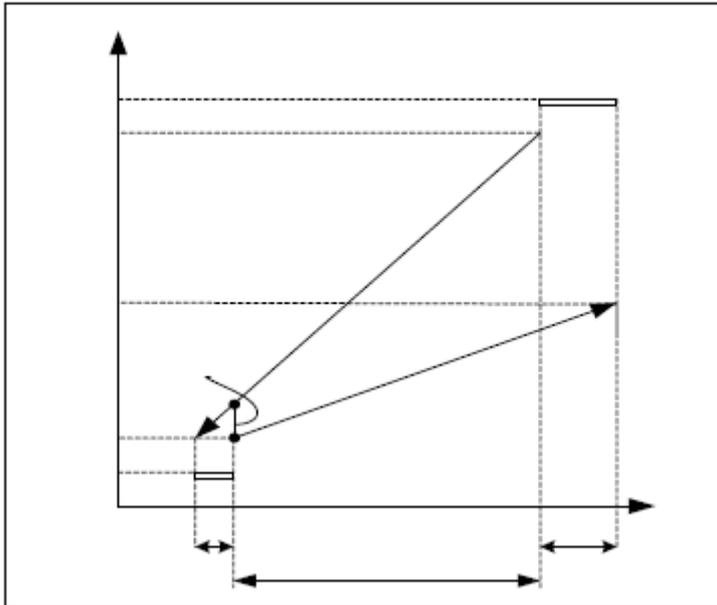


Figura 1. Trayectorias de corrientes calientes y frías.

Cuando se tienen más de dos corrientes frías o calientes el problema se debe tratar de una manera diferente.

Los mC_p son las capacidades caloríficas totales, son el producto del flujo másico por la capacidad calorífica de cada corriente. En la gráfica que se encuentra a la izquierda de la (figura # 9) se muestran las dos corrientes por separado. Para saber cómo se comportan en conjunto se combinan en rangos dados de temperaturas. Estos rangos de temperatura son aquellos en donde coinciden varias corrientes calientes o varias corrientes frías. Para el caso de las corrientes calientes, en cada intervalo de temperatura, éstas se combinan para producir una curva compuesta caliente (gráfica de la derecha fig. # 9). Esta curva compuesta caliente tiene un mC_p que en cualquier rango es la suma de los de cada corriente. En cualquier rango de temperatura, el cambio en la entalpía de la curva compuesta es igual a la suma de los cambios en las entalpías de cada corriente por separado. La corriente compuesta representa la manera en cómo las corrientes individuales se comportarían si fueran una sola.

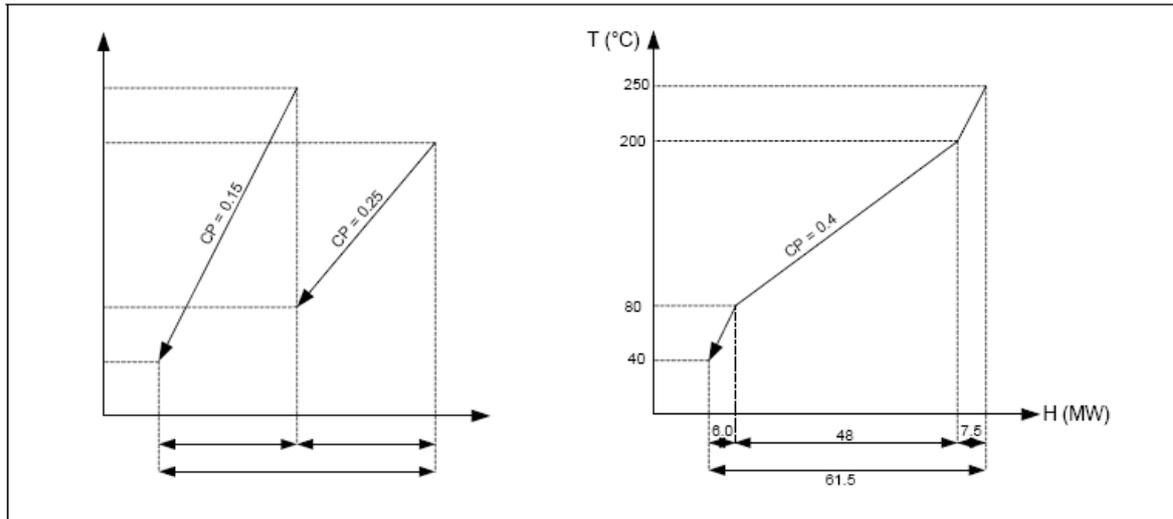


Figura 2. Construcción de Curvas Compuestas

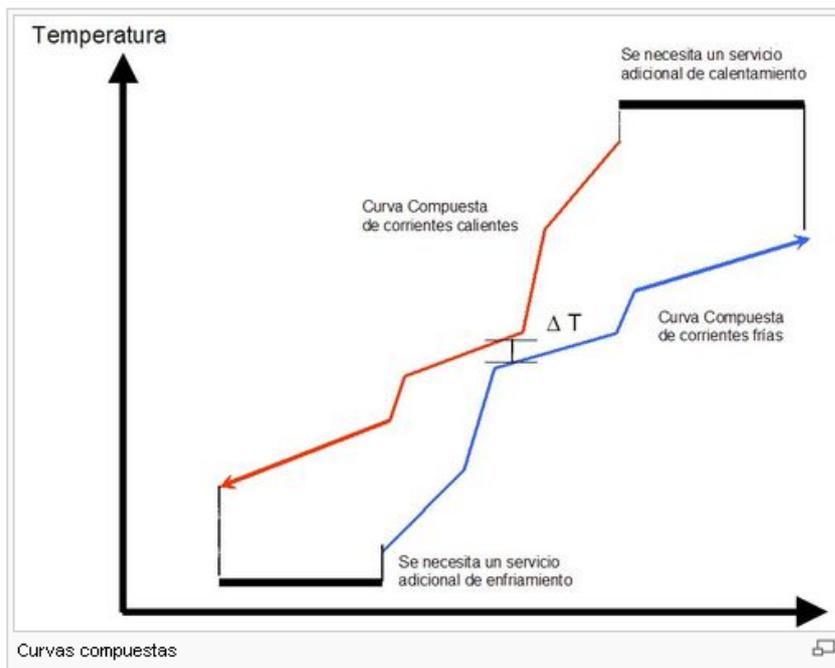


Figura 3. Localización del "Pinch" a ΔT_{min} .

Después de que se tienen las dos curvas compuestas, la fría y la caliente, se pueden poner en una sola gráfica (fig. # 10). En donde las curvas se traslapan existe calor que se puede intercambiar de la curva caliente a la fría.

De esta manera, los requerimientos energéticos para el proceso se pueden proporcionar mediante el intercambio de calor entre corrientes de proceso y/o intercambio con varios servicios auxiliares por ejemplo, vapor y refrigeración a diferentes niveles, circuitos de aceite caliente, gases de combustión, etc. Las temperaturas o los cambios en la entalpía, y por lo tanto la pendiente de las líneas, no se puede cambiar. Sin embargo, la posición

relativa de las corrientes se puede modificar moviéndolas de forma horizontal una respecto a la otra. En el punto en donde se acercan lo más posible se observa el ΔT_{\min} , el cual es la mínima diferencia vertical entre las curvas. Este punto de mínima diferencia en temperaturas se le conoce como punto “Pinch” [19].

Cuando las dos curvas se tocan en el punto “Pinch”, no hay fuerza motriz para la transferencia de calor en un punto del proceso, lo que requeriría un área de transferencia infinita y por lo tanto un costo fijo infinito. Mientras más grande es el ΔT_{\min} entre las curvas el costo fijo disminuye, esto es el resultado de que se incrementen las diferencias de temperatura en todo el proceso, disminuyendo el área de transferencia. Por otro lado el costo en energía incrementa a medida que el ΔT_{\min} crece. Por lo tanto se puede decir que existe una compensación entre los costos fijos y de energía.

Para escoger con qué ΔT_{\min} se va a trabajar deben tomarse en cuenta las restricciones prácticas. Si se trabaja con una diferencia pequeña se requiere de intercambiadores que operen exclusivamente a contra corriente, lo cual es muy difícil de conseguir. La ΔT_{\min} que se recomienda para la mayoría de los casos es de 10° C.

1.3.9. El punto pinch

Cuando se ha escogido el ΔT_{\min} correcto, de acuerdo a las consideraciones económicas entre los costos fijos y los energéticos, se ha fijado automáticamente la posición relativa de las curvas compuestas. El ΔT_{\min} se observa normalmente en un sólo punto entre las corrientes calientes y frías y se llama punto “pinch”. Por lo tanto el punto “pinch” es único para cada proceso. Si se considera que cada intercambiador de calor por separado no debe tener una diferencia de temperaturas menor al valor de ΔT_{\min} , se puede hacer una separación del proceso en el punto “pinch”. Arriba del éste, en términos de temperatura, el proceso está en equilibrio con la mínima cantidad de servicios auxiliares calientes $Q_{H\min}$. El calor se recibe de un servicio auxiliar caliente, no se desecha y el proceso actúa como un sumidero de calor. Abajo del “pinch” el proceso se encuentra en equilibrio con la mínima cantidad de servicios auxiliares fríos $Q_{C\min}$. No se recibe calor, sino que se desecha a un servicio auxiliar frío y el proceso actúa como una fuente de calor. En resumen, arriba del “pinch” sólo se necesita servicios auxiliares calientes, y abajo sólo servicios auxiliares fríos [19].

Por lo tanto, para un diseño óptimo no se debe transferir calor a través del “pinch”. De aquí se pueden sacar tres reglas básicas para el diseño de redes de intercambio de calor:

- ✚ No debe de haber calentamiento externo abajo del “pinch”
- ✚ No debe de haber enfriamiento externo arriba del “pinch”

✚ No debe haber transferencia de calor a través del “Pinch”

✚ Debe cumplirse que:

Sobre el Pinch $Ch \leq Cc$

Bajo Pinch $Ch \geq Cc$

La violación de alguna de estas reglas resulta en un requerimiento de energía mayor que el mínimo requerimiento teóricamente posible.

1.3.9.1. Algoritmo de la Tabla Problema

Aunque las curvas compuestas se pueden utilizar para establecer los objetivos energéticos, son un poco inconvenientes ya que se basan en una construcción gráfica. Un método para calcular los objetivos energéticos directamente sin la necesidad de una gráfica fue desarrollado por [36]. Este algoritmo predice los requerimientos mínimos de servicios auxiliares y la ubicación del punto “pinch” mediante un procedimiento de cuatro pasos:

Paso 1: Entrada de datos

En su forma más simple, el algoritmo se restringe a resolver problemas que tengan las siguientes características:

- Las corrientes tienen un flujo con capacidad calorífica constante.
- La mínima diferencia de temperatura permitida para la transferencia de calor ΔT_{min} , se aplica para todos los acoplamientos posibles, ya sean entre corrientes de proceso o entre una corriente de proceso y servicios auxiliares.
- No hay restricciones de disposición en la planta o razones de seguridad por la que dos corrientes no se puedan acoplar.
- Sólo hay un nivel de servicios auxiliares calientes, al extremo caliente del problema; y un nivel de servicios auxiliares fríos, al extremo frío del problema.

Paso 2: Intervalos de temperatura

Los intervalos de temperatura se definen por límites de temperatura. A su vez, éstos se definen por las temperaturas de entrada, T_S , y las temperaturas de salida, T , ajustadas para ΔT_{min} . Los límites de temperatura se definen mediante las temperaturas de las corrientes frías sin ajustar y por las temperaturas de las corrientes calientes menos ΔT_{min} . Cualquier intervalo que se repita se ignora.

Paso 3: Balances de calor por intervalo

La transferencia de calor entre las corrientes calientes y las frías en cada intervalo está garantizada ya que por la forma en que se hicieron siempre tendrán una diferencia de

ΔT_{\min} . El exceso neto de calor o el déficit del mismo está dado por el balance de entalpía:

$$\Delta H_i = (\sum \text{hot} C_p - \sum \text{cold} C_p)(T_i - T_{i+1}) \quad \text{Ec. (2.1)}$$

Paso 4: Cascada de calor

El exceso de calor de cada intervalo se va pasando al siguiente, el cual tiene una temperatura menor. Esto se hace para todos los intervalos. El procedimiento para hacer la cascada de calor consta de dos etapas:

- Primero se asume que con $Q_i = 0$ se obtiene la cascada de calor con el mayor déficit.
- Segundo, se elimina el mayor déficit de la cascada adicionando calor de alguna fuente externa (servicio auxiliar) al primer intervalo, lo que provoca que un flujo de calor dé justamente cero en un intervalo. Este punto es el “pinch”. La cantidad de calor adicionado al primero intervalo es el mínimo de servicios auxiliares calientes $Q_{H\min}$, y el calor que queda hasta el final de la cascada es el mínimo de servicios auxiliares fríos.

1.3.10. Mínimo número de intercambiadores

Con los resultados que se tienen hasta este punto, es decir los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, se determina el mínimo número de intercambiadores requerido. Como se mencionó anteriormente, la temperatura del “pinch” descompone el problema en dos partes distintas. Esto es arriba del “pinch”, en donde sólo se tienen servicios auxiliares calientes, y abajo del “pinch”, en donde sólo hay servicios auxiliares fríos. En un diseño que cumpla con el requerimiento mínimo energético no se permite transferencia de calor a través del “pinch” por lo que el número de intercambiadores mínimo es la suma de los intercambiadores tanto arriba como abajo del “pinch”, por separado [19].

de I.C (arriba del pinch): $NE = NS + NU - 1$

de I.C (abajo del pinch): $NE = NS + NU - 1$

NE: número de intercambiadores

NS: número de corrientes

NU: número de servicios auxiliares

de Intercambiadores = # de I.C (arriba del pinch) - # de I.C (abajo del pinch)

1.3.11. Diseño de la red de intercambio de calor.

Ya que se tienen los estimados de requerimientos mínimos de enfriamiento y calentamiento y un estimado del mínimo número de intercambiadores, se puede diseñar la red de intercambiadores. Este diseño se lleva mejor acabo utilizando el “Método de diseño pinch”. La aplicación sistemática de este método permite el diseño de una buena

red que cumple con los objetivos energéticos dentro de límites prácticos. El método incorpora dos partes fundamentales:

1. Reconoce la región del “pinch” como la parte con más restricciones, por lo tanto empieza el diseño desde el “pinch” y se va moviendo hacia fuera.
2. Permite que el diseñador escoja entre varias opciones de acoplamiento.

El diseño de la red estudia qué corriente caliente puede acoplarse con alguna corriente fría mediante la recuperación de calor. Cada acoplamiento lleva una corriente a una temperatura de salida. Ya que el “pinch” divide el sistema de intercambio de calor en dos regiones térmicamente independientes, se debe de diseñar una red para arriba del “pinch” y luego otra abajo del “pinch”. Cuando la recuperación de energía se ha maximizado, las necesidades térmicas que quedan se deben de suministrar con servicios auxiliares. Recordar la regla heurística que ayuda a determinar los acoplamientos posibles en el punto del “pinch”.

Arriba del “pinch”: $FHC_{pH} \leq FCC_{pC}$

Abajo del “pinch”: $FHC_{pH} \geq FCC_{pC}$

La representación gráfica de las corrientes y de los acoplamientos se llama “diagrama de red” (figura # 11.). En él, las corrientes calientes y las frías se representan con líneas horizontales. Las temperaturas de entrada y de salida se indican a ambos lados. La línea vertical de en medio muestra la temperatura del “pinch” frío y del “pinch” caliente. Los círculos representan los intercambiadores, y los que no están interconectados son los intercambiadores que usan servicios auxiliares fríos o calientes (http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/leip/alvarez_e_c/capitulo5.pdf).

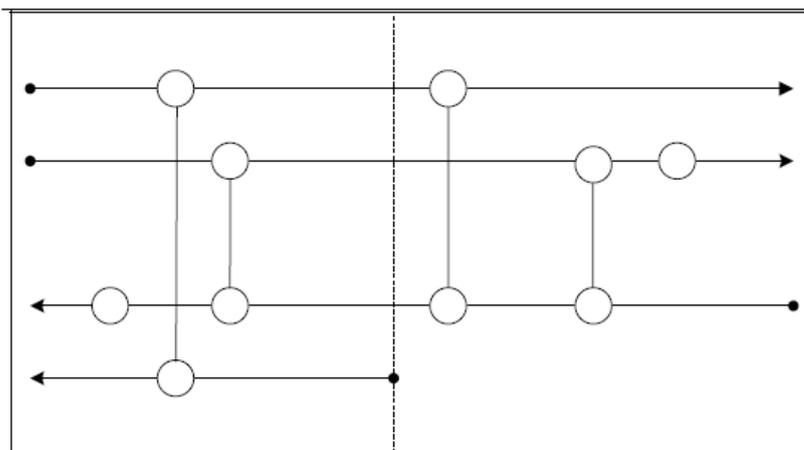


Figura 4. Diagrama de la Red de Calor.

1.3.12. Ventajas y desventajas de la integración y procesos.

La implementación de las técnicas de integración de procesos trae consigo beneficios en los procesos productivos. Estos beneficios pueden resumirse de la siguiente forma:

Minimización de residuales.

Aprovechamiento de corrientes intermedias.

Minimización de los consumos energéticos.

Garantía de continuidad de la actividad productiva.

Ayuda a cumplir la normatividad ambiental.

Disminuye las inversiones en sistemas de control al final del proceso, que siempre son más costosos.

Con la aplicación de estas herramientas, además de lograrse niveles más bajos de contaminación y riesgos ambientales, aumento en la eficiencia de los procesos, trae con frecuencia ventajas desde el punto de vista de la competitividad empresarial. Esto se da porque el uso más eficiente de los materiales y la optimización de los procesos pueden reducirse de manera significativa los costos operativos. En este sentido, la integración de procesos tiene ventaja económica inmensa comparada con los métodos tradicionales de control de la contaminación [8] [23].

Cuando se implementa las herramientas de integración de procesos también se reduce el riesgo implícito que existe en los procesos productivos de afectar las actividades o personas que se encuentran en su entorno. Esta disminución en el riesgo beneficia a los trabajadores, a la comunidad, a los consumidores de productos y a las futuras generaciones.

Son varios los costos que se reducen con la implementación de las herramientas de Integración de Procesos. Se disminuyen los costos de producción, que es tal vez uno de los mayores incentivos desde el punto de vista empresarial para adoptar este tipo de procesos. También se disminuyen los costos de tratamiento al final del tubo, debido a que se está previniendo la contaminación y por ende se reducen el volumen de contaminantes a tratar. Otro costo que se disminuye son los tratamientos en salud, tanto al interior de la empresa cómo en la comunidad que gracias a producción más limpia se ve expuesta a niveles menores de contaminación. Finalmente se disminuyen los costos de limpieza del medio ambiente contaminado [8].

Hasta el momento se han mostrado las ventajas de la aplicación de la integración de procesos una vez que se aplican a las instalaciones, pero la experiencia adquirida en la implementación de estas herramientas han logrado identificar también las principales

barreras y obstáculos que se pueden encontrar. Entre los factores que impiden la implementación y aceptación de la integración de procesos se destacan:

La afectación en la producción por problemas de escasez de materias primas o corrientes intermedias intercambiadas.

Incertidumbre en las plantas químicas por problemas operacionales o de mantenimientos.

De aquí que se hace necesario considerar los aspectos de incertidumbre cuando se lleva a cabo la integración de procesos entre varias plantas, ya que los procesos trabajaran más engranados siendo más complejas las instalaciones por lo que se requiere determinar su impacto tanto en el aspecto técnico como económico [23]. Este aspecto ya ha sido tratado por [8] donde quedo plantada una metodología para llevar a cabo este objetivo.

1.3.13. Importancia de la Simulación en ingeniería

A diario vemos como crece la tecnología y un ejemplo de ello es la creciente capacidad y actualización de las computadoras y la inmensa investigación en el campo de la Ciencia de la Computación que otorgan nuevas herramientas para apoyar el proceso de la toma de decisiones en diversas disciplinas y áreas de diseño y manejo de la industria. La Simulación es una de las herramientas más importantes y más interdisciplinarias. En una simple corrida del programa podemos predecir cualquier comportamiento dinámico de una empresa o de la maquina que se esté diseñando. Así podemos ver los pronósticos para la demanda y utilidad de nuestro producto, o ver cuando un mecanismo pueda fallar en las condiciones adversas del ambiente donde funcionará. Allí está el principal objetivo de la simulación prevenir eventos indeseables y corregirlos a tiempo de manera que podamos alcanzar con éxito nuestros proyectos no importa el tipo que fuere. Cabe mencionar la creciente importancia de la Simulación en la Investigación de operaciones y en sus aplicaciones industriales. En los países altamente desarrollados la simulación es una herramienta principal en los procesos de toma de decisiones, en el manejo de empresas y el planeación de la producción. Además, la Simulación es cada vez más “amigable” para el usuario, que no tiene que ser un especialista en computación.

1.4. Método exergético.

Aunque el método de la exergía es considerado a menudo un nuevo método para analizar sistemas de energía [14] [58] [46], el análisis fue introducido en el siglo pasado con la formulación matemática del segundo principio de la termodinámica [24]. Las

contribuciones 14 hacia el concepto de exergía son debidas a R. Clausius en 1865, P.G. Tait en 1868, W. Thomson y principalmente a J.W. Gibbs en 1873 y J.C. Maxwell en 1875. [57]

El desarrollo moderno del análisis de exergía fue inicializado por F. Bosnjakovic en Europa y J.H. Keenan en los Estados Unidos. El lema clásico “lucha contra la irreversibilidad” por F Bosnjakovic marcó el inicio de este desarrollo.

Se entiende por exergía la capacidad máxima de trabajo útil que puede obtenerse de un sistema en un determinado estado. La exergía de un portador de energía es una propiedad termodinámica que depende del estado del portador considerado y el estado del medio. El concepto de la exergía resulta ser muy cómodo para analizar el grado de perfeccionamiento termodinámico de cualquier

aparato térmico y tiene la ventaja de poder aplicarse a procesos químicos, de combustión, bioquímicos, físicos, etc. [5] [58].

La magnitud de la exergía de una corriente depende del medio ambiente de referencia definido, simbolizado por el subíndice 0. Su definición es de vital importancia para los análisis. Es importante subrayar que este método permite formar juicio acerca del grado de reversibilidad de los procesos que tienen lugar en él.

La exergía puede ser destruida y generalmente no es conservada. La destrucción de exergía usualmente representa la mayor parte de la energía gastada. La otra parte de la energía gastada es la exergía perdida. Tanto la exergía destruida como la exergía perdida son identificadas a través de un análisis de exergía (análisis por la segunda ley de la termodinámica). La exergía destruida es el resultado directo de las irreversibilidades en un proceso y representa el gasto real de energía que no puede ser identificado a través de un balance de energía. [59] [7] [49].

La segunda ley de la termodinámica, complementa y mejora los balances de energía al permitir tanto el cálculo del valor termodinámico verdadero de un portador energético como las ineficiencias termodinámicas y las pérdidas reales de un proceso, basado en ello el concepto de exergía es extremadamente útil. [25] [38] [3] [45].

1.5 Conclusiones derivadas del análisis bibliográfico.

1. Los métodos de análisis energético que se basan en la primera y segunda ley de la termodinámica son herramientas potentes para el análisis integrado del proceso. Estos, conjuntamente a los análisis económicos conducen a una concepción integral del proceso muy cerca del óptimo.

2. No se puede ignorar la aplicación con éxito del análisis de pliegue (pinch analysis) en una gran variedad de problemas industriales.
3. El análisis de pliegue ha dejado de ser una herramienta especializada en la recuperación del calor para convertirse en una metodología con amplias bases tanto en el diseño conceptual de proceso como en sistemas de energía.
4. Los enfriadores de aire requieren una inversión inicial más alta que los enfriadores de agua pero los costos de operación y mantenimiento son menores.
5. El intercambiador de tubo y coraza de cabezal flotante utilizado comúnmente en las refinerías, no es caro, es fácil de limpiar y reparar.

Capítulo II.

2.1 Descripción Tecnológica.

La planta de reformación catalítica S-200 tiene como objetivo obtener un producto de alto número de octano, por medio de transformaciones químicas que tienen lugar en la corriente de alimentación, donde los hidrocarburos de bajo número de octano (parafinas y naftenos) se transforman en componentes de alto octanaje (aromáticos), para ser el componente fundamental de las gasolinas de automóvil.

A partir de la nafta pesada proveniente de la destilación directa, que se emplea como materia prima fundamental (rango de destilación ASTM 70-180) mezclada con una corriente rica en hidrogeno y en presencia de un catalizador de Platino-Renio con una función acida, se obtienen productos de elevado octanaje. Los tres reactores de Reformación tienen una inyección de cloruros (dicloroetano) para mantener los sitios de la función acida dentro de la estructura del catalizador, y una inyección de agua (de ser necesaria) para redistribuir el cloruro a través de todo el lecho del catalizador.

El equilibrio adecuado de cloruro y agua sobre el catalizador debe mantenerse para obtener la actividad óptima y selectividad del mismo.

El catalizador utilizado (RG482) es bifuncional. La función hidrodeshidratante controlada por la fase metálica y una función acida para las reacciones de hidrocrqueo e isomerización controlada por la matriz alúmina y el balance cloro agua.

La regeneración del catalizador semiregenerativo consta de cuatro etapas:

Desulfidación,

Regeneración, que contempla decoquificación y oxiclорación,

Secado

Sulfidación

En la oxiclорación se ajusta el contenido de cloruros oxidando y dispersando los metales sobre el catalizador. Estas reacciones complejas se llevan a cabo con el oxígeno y un compuesto de cloruro orgánico (dicloroetano). Durante la operación normal el contenido de cloruros debe mantenerse entre 1.1 y 1.3%.

Este alto por ciento de uso de cloruros y de neutralizante (sosa) en el proceso de regeneración del catalizador tiene efectos negativos sobre la red de intercambio, evidenciándose daños a corto y largo plazo con un aumento de la velocidad de corrosión en la estructura metálica de los intercambiadores de calor.

Las reacciones predominantemente endotérmicas ocurren en tres reactores que trabajan con un perfil de temperatura plano (460-520°C). La red de intercambio ubicada a la salida tiene como objetivo disminuir la temperatura de la mezcla que sale del último reactor hasta 40° para separarse en un tambor separador en gas hidrogenado y nafta reformada inestable. La red está compuesta por un intercambiador de tubos y coraza donde intercambian las corrientes de entrada y salida a los reactores. Seguidamente continúa la mezcla su enfriamiento en un enfriador ventilador por aire y por último se ubica un intercambiador por agua.

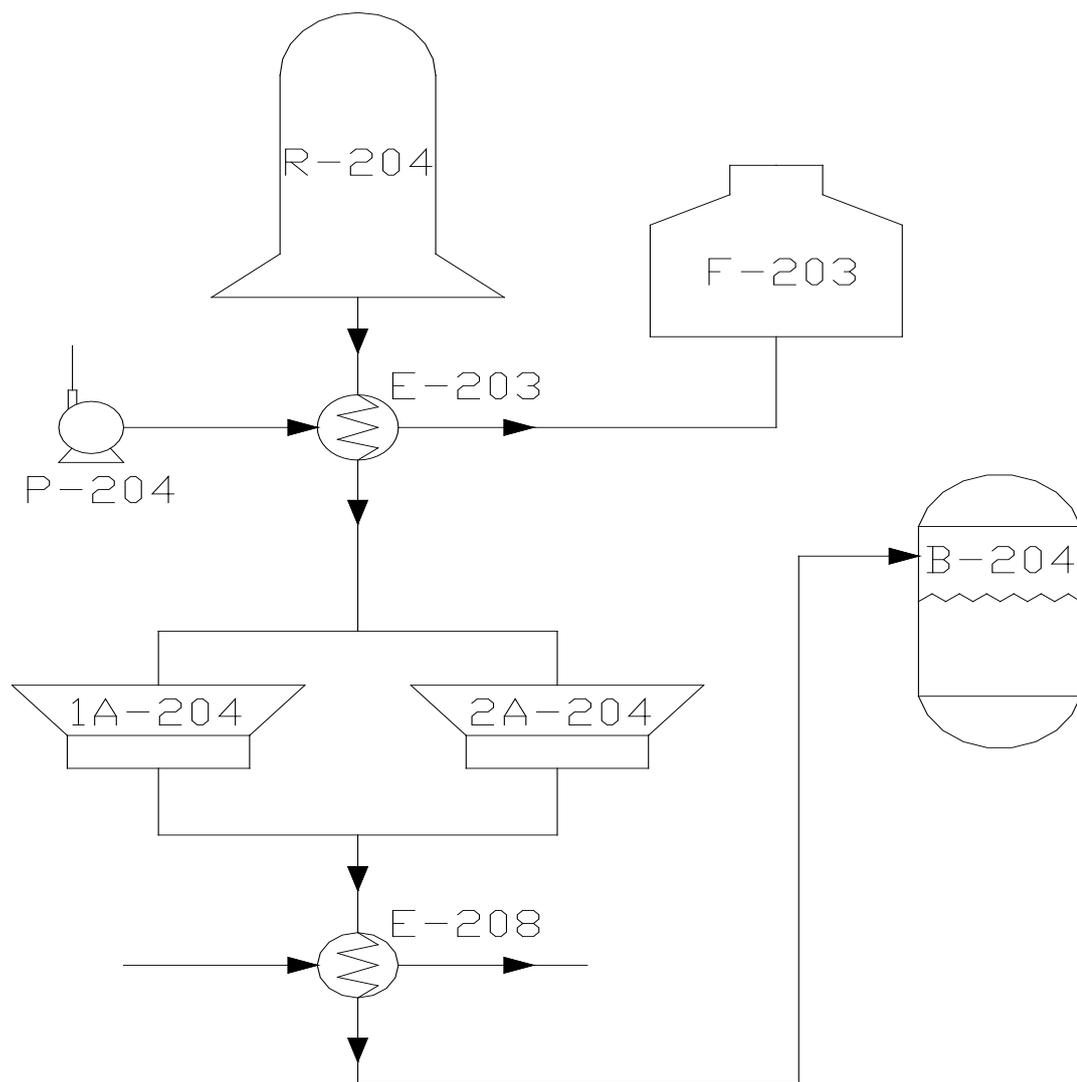


Figura 5. Diagrama de flujo de la red de intercambio.

Sucesivos ponches en intercambiadores han provocado paradas de planta, 36 tubos del intercambiador por agua están taponados.

2.2 Metodología de Cálculo. Evaluación de Intercambiadores E-203 y E-208.

1) Balance de Calor.

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

Donde:

Q : Flujo de calor, BTU/h.

W : Peso del fluido caliente, lb/h.

w : Peso del fluido frio, lb/h.

C : Calor especifico del fluido caliente, BTU/ (lb) (°F).

c : Calor especifico del fluido caliente, BTU/ (lb) (°F).

T_1, T_2 : Entrada y salida del fluido caliente, °F.

t_2, t_1 : Entrada y salida del fluido frio, °F.

2) Diferencia Verdadera de Temperatura.

$$MLDT \quad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$\Delta t = MLDT \times Ft$$

Se obtiene Ft de la Figura. 6 Ver Anexo 1.

Donde:

$MLDT$: Media logarítmica de diferencia de temperatura, °F.

Ft : Factor de diferencia de temperatura.

3) Temperatura Calórica T_c y t_c :

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

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

Se obtiene Fc de la Figura 7. Ver Anexo 2.

Donde:

T_c : Temperatura calórica del fluido caliente, °F.

t_c : Temperatura calórica del fluido frio, °F.

F_c : Fracción calórica.

T_1, T_2 : Entrada y salida del fluido caliente, °F.

t_2, t_1 : Entrada y salida del fluido frio, °F.

Fluido caliente: Lado de la coraza.

4) Área de flujo $a_s = \frac{DI \times C' B}{144 P_T}$ (pies²)

Donde:

a_s : Área de flujo, pies².

DI : Diámetro interior, plg.

C' : Sección libre entre tubos, plg.

B : Espaciado de los deflectores, plg.

P_T : espaciado de los tubos, plg.

5) Masa velocidad, $G_s = \frac{W}{a_s}$ lb(h) (pie²)

Donde:

G_s : Masa velocidad, lb/ (h) (pies²).

W : Peso del fluido caliente, lb/h.

a_s : Área de flujo, pies².

6) Se Obtiene D_e de la Figura 8. Ver Anexo 3.

Donde:

D_e : Diámetro equivalente, pies.

$$\text{Se Obtiene } \mu_a T_c \frac{lb}{(pie)(h)} = cp \times 2.42$$

Se Obtiene μ de la Figura 9. Ver Anexo 4.

$$\text{Re}_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

μ : Viscosidad, lb/ (pie) (h).

Re_s : Numero de Reynolds.

G_s : Masa velocidad, lb/ (h) (pies²).

7) Se Obtiene j_H de la Figura 8. Ver Anexo 3.

Donde:

j_H : Factor para transferencia de calor.

$$8) \text{ A } T_c \text{ se obtiene } C, \frac{Btu}{lb(^{\circ}F)} \text{ y } k, \frac{Btu}{(h)(pie^2)(^{\circ}F / pie)}.$$

Se Obtiene C de la Figura 10. Ver Anexo 5.

Se Obtiene k de la Figura 11. Ver Anexo 6.

$$\text{Se Computa } \left(\frac{C\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Donde:

C : Calor especifico del fluido caliente, BTU/ (lb) (°F).

μ : Viscosidad, lb/ (pie) (h).

k : Conductividad térmica, BTU/ (h) (pie²) (°F/pie).

$$9) h_o = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s$$

Donde:

h_o : Coeficiente de transferencia de calor, BTU/ (h) (pie²) (°F).

j_H : Factor para transferencia de calor.

k : Conductividad térmica, BTU/ (h) (pie²) (°F/pie).

D : Diámetro interior de los tubos, pies.

C : Calor específico del fluido caliente, BTU/ (lb) (°F).

μ : Viscosidad, lb/ (pie) (h).

ϕ_s : Razón de viscosidad.

10) Temperatura de la pared del tubo, t_w

$$t_w = t_c + \frac{h_o / \phi_s}{h_{io} / \phi_t + h_{io} / \phi_s} (T_c - t_c)$$

Donde:

t_w : Temperatura de la paret del tubo, °F.

T_c : Temperatura calórica del fluido caliente, °F.

t_c : Temperatura calórica del fluido frio, °F.

h_o : Coeficiente de transferencia de calor, BTU/ (h) (pie²) (°F).

ϕ_s : Razón de viscosidad.

ϕ_t : Razón de viscosidad.

h_o : Coeficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior del tubo, BTU/
(h) (pie²) (°F).

11) Obtenga μ_w y $\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$

Se Obtiene ϕ_s de la Figura 12. Ver Anexo 7.

Se Obtiene μ_w de la Fig 9. Ver Anexo 4.

Donde:

μ_w : Viscosidad a la temperatura de la paret del tubo, lb/ (pie) (h).

ϕ_s : Razón de viscosidad.

μ : Viscosidad, lb/ (pie) (h).

12) Coeficiente corregido, $h_o = \frac{h_o \times \phi_s}{\phi_s}$

Donde:

h_o : Coeficiente de transferencia de calor, BTU/ (h) (pie²) (°F).

ϕ_s : Razón de viscosidad.

Fluido frio: Lado de los tubos.

4) Área de flujo a_t

Se Obtiene a_t' de la tabla 2. Ver Anexo 8.

$$a_i' = \frac{\text{No. tubos} \times \text{área de flujo / tubo}}{\text{No. de pasos}} = \frac{N_i a_t}{144n}, \text{pies}^2$$

a_t : Área de flujo, pies².

N_i : Numero de tubos.

n : Numero de pasos en los tubos.

5) Masa vel, $G_t = \frac{w}{a_t}, \text{ lb}/(\text{h})$

Donde:

G_t : Masa velocidad, lb/ (h) (pies²).

w : Peso del fluido frio, lb/h.

a_t : Área de flujo, pies².

6) Se obtiene D de la tabla 2. Ver Anexo 8.

D : Diámetro interior de los tubos, pies.

Obtenga $\mu_a^{t_c}, \frac{\text{lb}}{(\text{pie})(\text{h})} = \text{cp} \times 2.42$

Se Obtiene μ de la Figura 9. Ver Anexo 4.

$$\text{Re}_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

Donde:

Re_t : Numero de Reynolds.

G_t : Masa velocidad, lb/ (h) (pies²).

7) Se Obtiene j_H de la Figura 12. Ver Anexo 7.

Donde:

j_H : Factor para transferencia de calor.

8) A t_c obtener C , $\frac{Btu}{lb(^{\circ}F)}$ y k $\frac{Btu}{(h)(pie^2)(^{\circ}F / pie)}$.

Se Obtiene C de la Figura 10. Ver Anexo 5.

Se Obtiene k de la Figura 11. Ver Anexo 6.

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

Donde:

C : Calor especifico del fluido caliente, BTU/ (lb) (°F).

μ : Viscosidad, lb/ (pie) (h).

k : Conductividad térmica, BTU/ (h) (pie²) (°F/pie).

9) $h_i = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{C\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_t$

h_i : Coeficiente de transferencia de calor, BTU/ (h) (pie²) (°F).

j_H : Factor para transferencia de calor.

k : Conductividad térmica, BTU/ (h) (pie²) (°F/pie).

D : Diámetro interior de los tubos, pies.

C : Calor especifico del fluido caliente, BTU/ (lb) (°F).

μ : Viscosidad, lb/ (pie) (h).

ϕ_t : Razón de viscosidad.

$$10) \frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} * \frac{DI}{DE}$$

h_i : Coeficiente de transferencia de calor, BTU/ (h) (pie²) (°F).

ϕ_t : Razón de viscosidad.

h_{io} : Coeficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior del tubo, BTU/ (h) (pie²) (°F).

DI : Diámetro interior.

DE : Diámetro exterior.

$$11) \text{ Se obtiene } \mu_w \text{ y } \phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Se Obtiene ϕ_t de la Figura 12. Ver Anexo 7.

Se Obtiene μ_w de la Figura 9. Ver Anexo 4.

$$12) \text{ Coeficiente corregido, } h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \phi_t, \frac{BTU}{(h)(pie^2)(°F)}$$

Donde:

h_{io} : Coeficiente de transferencia de calor, BTU/ (h) (pie²) (°F).

ϕ_t : Razón de viscosidad.

$$13) \text{ Coeficiente Total } U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o}$$

Donde:

U_c : Coeficiente total limpio

$$14) \text{ Coeficiente total de diseño } U_d$$

Donde:

U_d Coeficiente total de diseño.

Se obtiene a'' de la tabla 2. Ver Anexo 8.

Área de transferencia de calor, $A = a''LN_t$, pie^2

$$U_d = \frac{Q}{A\Delta t}, \quad \frac{BTU}{(h)(pie^2)(\text{°F})}$$

Donde:

Q : Flujo de calor, BTU/h.

A : Área de transferencia de calor

$$15) \text{ Factor de Obstrucción } R_d:$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d}, \quad \frac{(h)(pie^2)(\text{°F})}{BTU}$$

16) Calculo de % de Exceso de Instalación.

$$\% Exc = \frac{Areal - Ac}{Areal} * 100$$

Donde:

$Areal$: Área de Transferencia de calor.

A_c :

$$A_c = \frac{Q}{U_c * MLDT}$$

Donde:

U_c : Coeficiente total limpio.

$MLDT$: Media logarítmica de diferencia de temperatura.

2.2.1 Metodología de Cálculo. Evaluación de Intercambiador enfriador por Aire A-204.

1) Calculo de Cantidad de calor desprendido.

$$Q = Gp * (Iti - Itf)$$

Donde:

Q : Cantidad de calor desprendido.

Iti : Entalpia de la temperatura inicial.

Itf : Entalpia de la temperatura final.

Se Obtiene Iti e Itf de la Figura 13. Ver Anexo 9.

2) Calculo de ΔT .

$$\Delta T = \frac{\Delta T1 - \Delta T2}{\ln \frac{\Delta T1}{\Delta T2}}$$

Donde:

ΔT : Diferencia media logarítmica de Temperatura.

3) Se Obtiene K de la tabla 3. Ver Anexo 10.

Donde:

K : Coeficiente de transferencia de calor.

4) Calculo del área de enfriamiento.

$$F = \frac{Q}{K * \Delta T}$$

Donde:

F : Área de enfriamiento.

Q : Cantidad de calor desprendido.

K : Coeficiente de transferencia de calor.

ΔT : Diferencia media logarítmica de Temperatura.

5) Calculo de la capacidad calorífica del aire C_p

Se obtiene C_p de la tabla 4. Ver Anexo 11.

Donde:

C_p : Capacidad calorífica del aire.

6) Cálculo del Gasto de aire.

$$G_p * (Iti - Itf) = G_a * (C_p' * T_{fa} - C_p' * T_{ia})$$

$$G_a = \frac{G_p * (Iti - Itf)}{C_p' * T_{fa} - C_p' * T_{ia}}$$

Donde:

G_a : Gasto de aire.

Iti : Entalpia de la temperatura inicial.

I_{tf} : Entalpia de la temperatura final.

$C_{p''}$: Capacidad calorífica del aire a la temperatura final.

$C_{p'}$: Capacidad calorífica del aire a la temperatura inicial.

T_{fa} : Temperatura final del aire.

T_{ia} : Temperatura inicial del aire.

6) Cálculo del Volumen de aire.

$$V_a = \frac{G_a}{\rho_a}$$

Donde:

V_a : Volumen de aire.

G_a : Gasto de aire.

ρ_a : Densidad del aire.

7) Cálculo de la densidad del aire ρ_a .

$$\rho_a = \frac{1.293 * 273}{T_{ia} + 273}$$

Donde:

ρ_a : Densidad del aire.

T_{ia} : Temperatura inicial del aire.

8) Calculo del gasto de energía eléctrica.

$$NE = \frac{V_a * P}{340 * \eta * 10^4}$$

Se Obtiene P de la Figura 14. Ver Anexo 12.

Donde:

NE : Gasto de energía eléctrica.

P : Carga de funcionamiento del ventilador.

η : Eficiencia del Equipo.

Va : Volumen de aire.

2.3 Desarrollo de la Tecnología Pinch.

Para su desarrollo la tecnología Pinch se divide en doce etapas con tareas específicas que se pueden agrupar como:

1. Definición del Problema (etapas preliminares, uno dos y tres).
2. Determinación del punto de Pinch (etapas cuatro, cinco y seis).
3. Diseño de la red de intercambiadores (etapas siete, ocho, nueve y diez)
4. Análisis económico. Optimización de la diferencia de temperatura para minimizar los costos de la red diseñada (etapas once y doce).

Etapla preliminar: Desintegración energética del proceso.

Este paso se realiza en plantas que existen físicamente, donde están presentes intercambiadores de calor que integran energéticamente el proceso. Se eliminan todos los intercambiadores de calor del diagrama de flujo del proceso y en su lugar se indica el calentamiento o enfriamiento de las corrientes mediante su temperatura inicial y final.

Etapla 1: Identificación de las corrientes.

Son identificadas las corrientes y se clasifican:

Corrientes Frías: Las que aumentan su energía. La temperatura de salida es mayor que la temperatura de entrada.

Corrientes Calientes: Las que disminuyen su energía. La temperatura de salida es menor que la temperatura de entrada.

Utilidades: Son todos los fluidos adicionales que se utilizan como medio de enfriamiento (utilidades frías) o de calentamiento (utilidades calientes).

Corriente	Temperatura de Entrada	Temperatura de Salida	Tipo de Corriente
1			
2			

Etapa 2: Se extraen los datos de las corrientes.

El dato más importante de una corriente es su valor energético (entalpía, calor específico, calor latente). Se obtienen de la literatura especializada.

Otro dato imprescindible para realizar la integración energética es el caudal y la temperatura de entrada y salida de cada corriente. También son necesarias las composiciones de las corrientes para estimar los calores específicos de las mezclas. Todos los datos anteriores pueden ser estimados mediante los balances de masa y energía correspondientes.

El valor energético (calor de cada corriente) se determina como:

$$Q = mC_p(T_{ent} - T_{sal})$$

Se resumen los datos en la siguiente tabla:

Corriente	Tipo	Caudal m Kg/s	Cp. Kj/Kg°C	mCp MW/°C	Tent °C	Tsal °C	Calor Q MW
1							
2							
							Q neto

Etapa 3: Se selecciona el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial:

El $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial se fija en 10°C. Esto no significa que valores inferiores o superiores no permitan redes de intercambio eficientes.

Etapa 4: Construcción del diagrama de intervalos de temperatura.

El diagrama de intervalos de temperatura es un gráfico tabla donde se indican todos los niveles de temperatura del proceso. Cada corriente se representa con una flecha vertical que parte desde la temperatura de entrada hasta la temperatura de salida. Las saetas de las corrientes calientes se dibujan de arriba hacia abajo y las de las corrientes frías de abajo hacia arriba.

El diagrama se separa con una franja central, colocándose las corrientes calientes a la izquierda y las frías a la derecha. Cada línea de temperatura tiene una diferencia de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ entre el lado caliente y el frío.

Las corrientes calientes se representan como sigue en la figura 16:

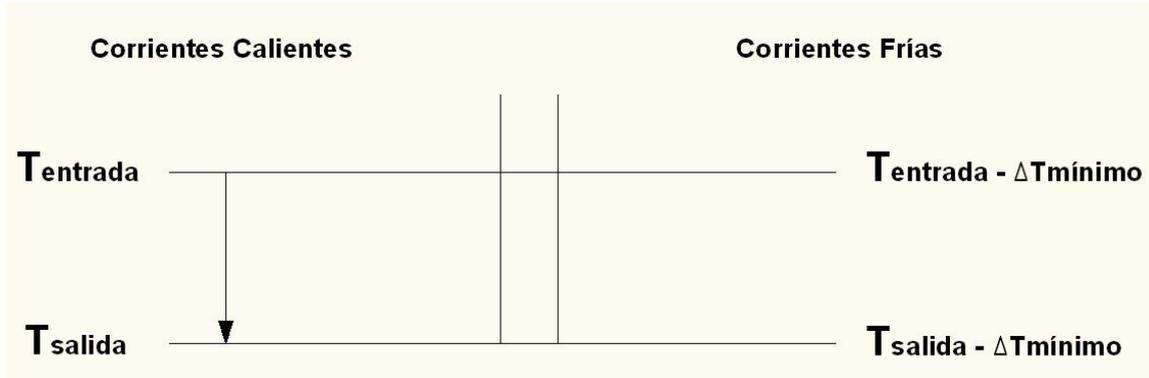


Figura 16. Representación de las corrientes calientes.

Y las corrientes frías se representan como sigue en la figura 17:

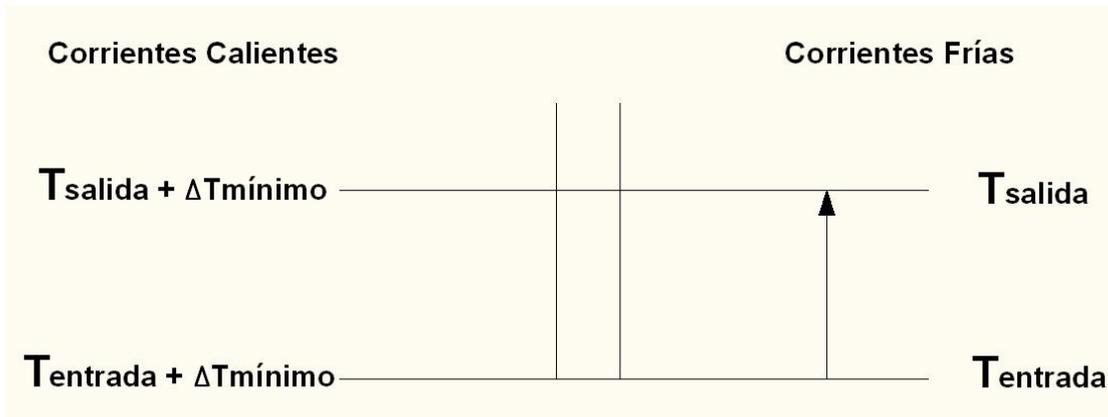


Figura 17. Representación de las corrientes frías.

Los intervalos de temperatura se identifican con una letra consecutiva que se escribe en la franja central que separa el lado caliente y el frío. El diagrama se completa con el balance energético para cada intervalo de temperatura. El calor de cada intervalo se calcula como la diferencia de calor entre las corrientes calientes y frías en el intervalo.

$$Q_{\text{intervalo}} = \left[(T_{\text{cal}_{\text{max}}} - T_{\text{cal}_{\text{min}}}) \sum_{i=1}^{\text{CorrCal}} (m_i C_{p_i}) \right] - \left[(T_{\text{fria}_{\text{max}}} - T_{\text{fria}_{\text{min}}}) \sum_{i=1}^{\text{CorrFria}} (m_i C_{p_i}) \right]$$

Donde:

$T_{cal_{max}}$ y $T_{cal_{min}}$: son las temperaturas máxima y mínima del intervalo para el lado caliente.

$T_{fria_{max}}$ y $T_{fria_{min}}$: son las temperaturas máxima y mínima del intervalo para el lado frío.

El Calor Neto del sistema es igual a la suma del calor de todos los intervalos.

$$Q_{Neto} = \sum_{i=1}^{Intervalo} Q_{Intervalo_i}$$

Etapa 5: Construcción del diagrama de Cascada.

Mediante el diagrama de cascada es posible determinar la cantidad óptima de energía que se debe suministrar y/o extraer del proceso mediante utilidades. Este diagrama también posibilita conocer la temperatura a la que se produce el Pinch o pliegue energético.

Se diseña el diagrama de cascada colocando a la izquierda de los intervalos una fuente de energía (utilidades calientes) y a la derecha un sumidero de energía (utilidades frías). En cada rectángulo se balancea la energía que entra con la que existe para determinar la energía de salida de dicho intervalo. La energía que sale de cada rectángulo debe ser mayor o igual que cero. Cada vez que se requiera energía adicional para completar el balance de la etapa, se extrae de la utilidad caliente. Al final toda la energía remanente del proceso se pasa a la utilidad fría. En la figura se muestra la construcción del diagrama.

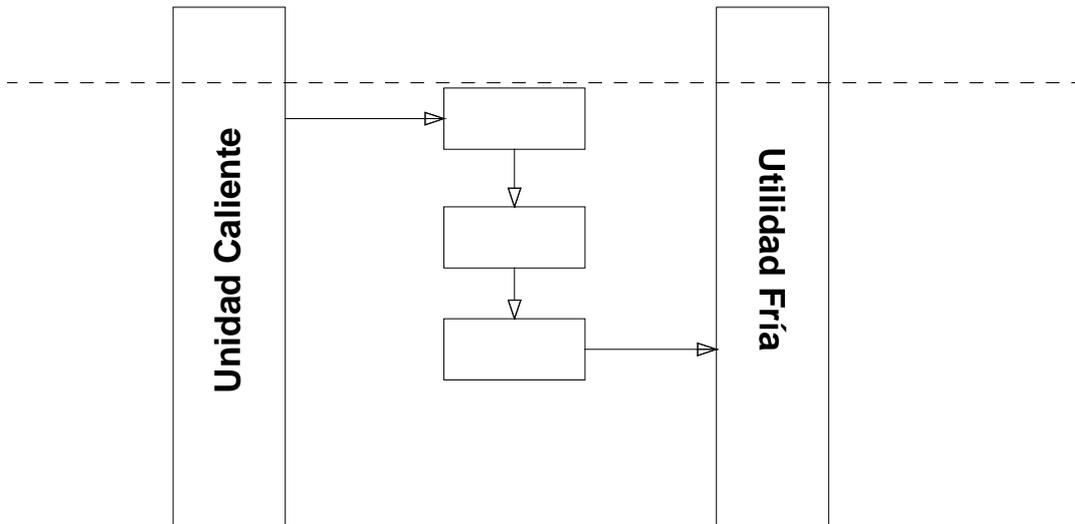


Figura 18. Construcción del diagrama de cascada.

El calor neto del sistema es la diferencia de calor entre las utilidades frías y calientes:

$$Q_{Neto} = \sum Q_{utilidades\ frías} - \sum Q_{utilidades\ calientes}$$

Se indica mediante unas líneas discontinuas el punto de Pinch. Este se determina a partir del diagrama de cascada, en el punto donde el flujo de calor transferido entre dos intervalos de temperatura es cero. Si existe más de un flujo de calor igual a cero, se toma el último como punto de Pinch. En el diagrama de intervalos de temperatura se localiza igualmente el punto de Pinch. En la figura se muestra la construcción del diagrama de temperatura.

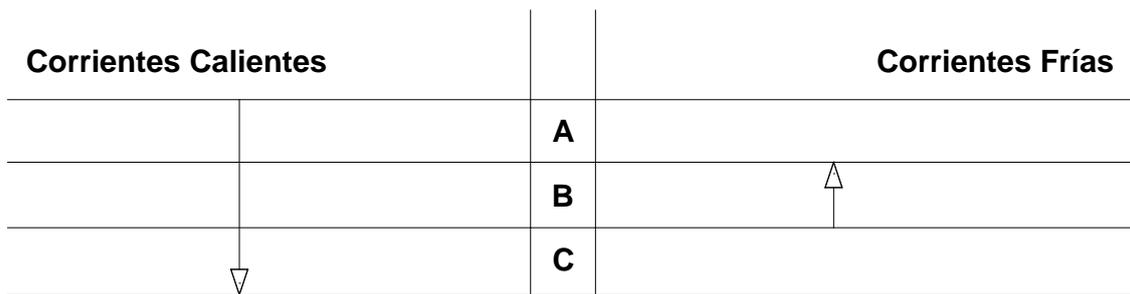


Figura 19. Construcción del diagrama de temperatura.

Etapa 6: Construcción de las curvas compuestas.

Para llevar a cabo la construcción de las curvas compuestas se separa las corrientes frías de las calientes y se calculan los datos energéticos de cada intervalo de temperatura. Se

resumen en una tabla que contiene la letra que idéntica el intervalo (en orden decreciente y comenzando con un intervalo adicional al último), la temperatura superior de cada intervalo, el calor o entalpia de las corrientes (separando las calientes de las frías) en cada intervalo y la entalpia acumulada de las corrientes hasta el intervalo.

El calor o entalpia de cada intervalo se calcula, para las corrientes calientes:

$$H_{Cal\ intervalo} = \left(T_{cal\ max} - T_{cal\ min} \sum_{i=1}^{CorrCal} (m_i C_{p_i}) \right)$$

Y para las frías:

$$H_{fria\ intervalo} = \left(T_{fria\ max} - T_{fria\ min} \sum_{i=1}^{CorrCal} (m_i C_{p_i}) \right)$$

El intervalo adicional al último no tiene corrientes ni temperatura inferior, la primera entalpia es siempre cero. El calor o entalpia acumulada se calcula como la suma de todas las entalpias desde el primer intervalo (el adicional) hasta el intervalo actual.

Intervalo de temperaturas	Temperatura superior del Intervalo	Entalpia del intervalo de temperaturas en (MW)	Entalpia acumulada
-			
C			
B			
A			

El calor neto del sistema es igual a la diferencia de las entalpias totales entre las corrientes calientes y las frías:

$$Q_{Neto} = \sum_{i=1}^{Intervalos} (H_{Cal_i}) - \sum_{i=1}^{intervalos} (H_{Fria_i})$$

A partir de estas tablas se construyen las curvas compuestas, graficando los puntos de temperatura superior de cada intervalo en función de la entalpia acumulada hasta en

intervalo. El punto Pinch es el pliegue donde más se acercan las partes fría y caliente del sistema.

Etapa 7: determinación del número óptimo de intercambiadores de calor.

En esta etapa existe un principio: una corriente nunca debe transferir calor a través de la temperatura de Pinch. Se divide entonces el proceso encima del Pinch y debajo del Pinch para calcular la cantidad de intercambiadores y diseñar la red de intercambio.

$$\begin{array}{cccc} \text{Numero de} & \text{Numero de} & \text{Numero de} & \text{Numero de} \\ \text{Intercambiadores} = & \text{corrientes calientes} + & \text{corrientes frías} + & \text{Utilidades} - 1 \\ \text{Sobre el Pinch} & \text{sobre el Pinch} & \text{sobre el Pinch} & \text{calientes} \end{array}$$

Y por debajo como:

$$\begin{array}{cccc} \text{Numero de} & \text{Numero de} & \text{Numero de} & \text{Numero de} \\ \text{Intercambiadores} = & \text{corrientes calientes} + & \text{corrientes frías} + & \text{Utilidades} - 1 \\ \text{Bajo el Pinch} & \text{bajo el Pinch} & \text{bajo el Pinch} & \text{frías} \end{array}$$

El número total de intercambiadores de calor a instalar es la suma de intercambiadores sobre y bajo el Pinch.

Etapa 8: Propuesta de intercambio encima y debajo del Pinch.

Para proponer una red preliminar de intercambio se analiza separadamente las redes de intercambio sobre y bajo el Pinch. El objetivo de esta etapa consiste en determinar, para cada intercambiador de calor, las corrientes involucradas y la cantidad de energía que intercambia entre sí.

Las corrientes se colocan en rectángulos, las calientes encima (incluidas las utilidades calientes) y las frías debajo (incluidas las utilidades frías). Dentro de los rectángulos se escribe la cantidad de energía que absorberá o liberará la corriente. Los intercambiadores de calor se representan con círculos numerados consecutivamente. Se pasa toda la energía de las corrientes calientes a las frías utilizando solo el número de intercambiadores calculados en la etapa siete.

2.4. Conclusiones Parciales:

1. La Metodología de Cálculo para la Evaluación de Intercambiadores de Calor propuesta en el Kern, da una visión del funcionamiento de los intercambiadores.
2. Se utiliza para el cálculo de Evaluación de Intercambiador enfriador por Aire utilizar la Metodología de Cálculo descrita en el Texto: Ejemplo y problemas de la Tecnología de la Industria del Petróleo y el Gas.
3. Para su desarrollo la tecnología Pinch se divide en doce etapas con tareas específicas que se pueden agrupar como:
 - Definición del Problema (etapas preliminares, uno dos y tres).
 - Determinación del punto de Pinch (etapas cuatro, cinco y seis).
 - Diseño de la red de intercambiadores (etapas siete, ocho, nueve y diez)
 - Análisis económico. Optimización de la diferencia de temperatura para minimizar los costos de la red diseñada (etapas once y doce).

Capítulo III. Resultados y Discusión.

Se realiza la evaluación de los intercambiadores de calor involucrados en la red de intercambio según la metodología propuesta en el capítulo precedente y se presentan los resultados.

3.1 Evaluación del intercambiador E-203.

El intercambiador E-203 es un intercambiador de tubo y coraza de un paso por los tubos y un paso por la coraza y presenta tres cuerpos. Se realizó el cálculo de los tres cuerpos por separado considerando tres intercambiadores. Ver Tabla 5. Anexo 13.

3.1.1 E-203/1.

Por la parte de la carcasa absorbe calor la nafta hidrofinada bombeada por la P-204 que aumenta su temperatura de 205 °F hasta 302 °F y por la parte de los tubos sede calor el reformado inestable saliente del intercambiador E-203/2 a una temperatura de 388 °F bajando la temperatura hasta 276 °F.

Datos de los productos:

Producto	Flujo (m3/h)	Densidad t/m3	°API	Gravedad específica
Nafta Hidrofinada	72	0.7522	56.7	0.7525
Reformado Inestable	55.5	0.7726	51.6	0.7726

Temperaturas de entrada y salida.

388°F	Alta temperatura	302°F	86°F	Δt_2
276°F	Baja temperatura	205°F	71°F	Δt_1
112°F	Diferencia	97°F	15°F	$\Delta t_2 - \Delta t_1$
(T1-T2)		(t2-t1)		

Resultados de cálculo:

1) Balance de calor	Q= 8875816.7 BTU/h T2=276°F
2) MLDT	MLDT= 78.3°F FT=1
3)Temperatura Calórica	TC=329.2°F tC= 251.07°F $\Delta TC/\Delta T_n=0.8256$ KC Reformado inestable=0.1 Controla. KC Reformado inestable<0.1
Lado de la Coraza	Lado de los tubos
4) as=1.24 pie ²	4) at=1.909 pie ²
5) Gs=96113 lb/hpie ²	5) Gt= 49420.27 lb/hpie ²
6) Res=220098 De= 0.0458 pie u=0.02 lb/pieh	6) Ret= 86764.16 D=0.0467 u= 0.0266 lb/pieh
7) jH=305	7) jH=225 L/D=421.5
8) Cp= 0.595 BTU/lb°F k=0.084 BTU/hpie ² °F/pie	8)Cp=0.635 BTU/lb°F k=0.0795 BTU/hpie ² °F/pie
9) h0/ø _s =291.6	9) hi/ø _t =228.55
10) tw=301.2°F	10) hi/ø _t = 162.55
11) ø _s =0.98 uw=0.0218 lb/pieh	11) ø _t =1.01 uw=0.0254 lb/pieh
12) h0=285.77 BTU/hpie ² °F	12) hi0=164.13 BTU/hpie ² °F
13) Coeficiente total Uc	Uc=104.25 BTU/hpie ² °F
14) Coeficiente total de diseño Ud	Ud=26.36 BTU/hpie ² °F a''=0.1963 pie ² /pie lin
15) Factor de Obstrucción Rd	Rd=0.028 hpie ² °F/BTU

3.1.2. E-203/2.

Por la parte de la carcasa, absorbe calor la nafta hidrofinada proveniente del E-203/1 aumentando su temperatura de 302 °F hasta 464 °F y por la parte de los tubos sede calor el reformado inestable saliente del intercambiador E-203/3 a una temperatura de 576 °F bajando la temperatura hasta 388 °F.

Temperaturas de entrada y salida.

576°F	Alta	464°F	112°F	Δt_2
-------	------	-------	-------	--------------

	temperatura			
388°F	Baja temperatura	302°F	86°F	Δt_1
188°F	Diferencia	162°F	26°F	$\Delta t_2 - \Delta t_1$
(T1-T2)		(t2-t1)		

Resultados de cálculo:

1) Balance de calor	T2=302°F
2) MLDT	MLDT= 98.5°F FT=1
3) Temperatura Calórica	TC=475°F tC=377°F $\Delta TC/\Delta T_n=0.7679$ KC Reformado inestable=0.13 Controla. KC Reformado inestable=0.1
Lado de la Coraza	Lado de los tubos
4) as=1.24 pie ²	4) at=1.909 pie ²
5) Gs=96113 lb/hpie ²	5) Gt= 49420.27 lb/hpie ²
6) Res=183415.6 De= 0.0458 pie u=0.024 lb/pieh	6) Ret= 72122.7 D=0.0467 u= 0.032 lb/pieh
7) jH=275	7) jH=196 L/D=421.5
8) Cp= 0.67 BTU/lb°F k=0.087 BTU/hpie ² °F/pie	8) Cp=0.72 BTU/lb°F k=0.0762 BTU/hpie ² °F/pie
9) h0/ø _s =297.5	9) hi/ø _t =214.7
10) tw=441.8°F	10) hi0/ø _t = 152.7
11) ø _s =0.99 uw=0.0256 lb/pieh	11) ø _t =1.01 uw=0.031 lb/pieh
12) h0=294.5 BTU/hpie ² °F	12) hi0=154.2 BTU/hpie ² °F
13) Coeficiente total Uc	Uc=101.2 BTU/hpie ² °F
14) Coeficiente total de diseño Ud	Ud=35.17 BTU/hpie ² °F a''=0.1963 pie ² /pie lin
15) Factor de Obstrucción Rd	Rd=0.0186 hpie ² °F/BTU
16) %Exceso	%Exceso=65%

3.1.3. E-203/3.

Por la parte de la carcasa absorbe calor la nafta hidrofinada proveniente del E-203/2 aumentando su temperatura de 464 °F hasta 705 °F y por la parte de los tubos sede calor el reformado inestable saliente del reactor R-204 a una temperatura de 855 °F bajando la temperatura hasta 576 °F.

Temperaturas de entrada y salida.

855°F	Alta temperatura	705°F	150°F	Δt_2
-------	------------------	-------	-------	--------------

576°F	Baja temperatura	464°F	112°F	Δt_1
155°F	Diferencia	241°F	38°F	$\Delta t_2 - \Delta t_1$
(T1-T2)		(t2-t1)		

Resultados de cálculo:

1) Balance de calor	W=94343.29 lb/h
2) MLDT	MLDT= 130°F FT=1
3) Temperatura Calórica	TC=694.6°F tC=566.4°F $\Delta TC/\Delta T_n=0.7466$ KC Reformado inestable=0.19 Controla. KC Reformado inestable=0.14
Lado de la Coraza	Lado de los tubos
4) $a_s=1.24$ pie ²	4) $a_t=1.909$ pie ²
5) $G_s=96113$ lb/hpie ²	5) $G_t= 49420.27$ lb/hpie ²
6) $Res=146732.5$ $De= 0.0458$ pie $u=0.03$ lb/pieh	6) $Ret= 57698.16$ $D=0.0467$ $u= 0.04$ lb/pieh
7) $j_H=230$	7) $j_H=160$ $L/D=421.5$
8) $C_p= 0.77$ BTU/lb°F $k=0.076$ BTU/hpie ² °F/pie	8) $C_p=0.84$ BTU/lb°F $k=0.071$ BTU/hpie ² °F/pie
9) $h_0/\phi_s=256.6$	9) $h_i/\phi_t=189.57$
10) $tw=635.6$ °F	10) $h_i/\phi_t= 134.82$
11) $\phi_s=0.99$ $uw=0.031$ lb/pieh	11) $\phi_t=1.01$ $uw=0.0378$ lb/pieh
12) $h_0=254$ BTU/hpie ² °F	12) $h_i=136.17$ BTU/hpie ² °F
13) Coeficiente total U_c	$U_c=88.65$ BTU/hpie ² °F
14) Coeficiente total de diseño U_d	$U_d=39.55$ BTU/hpie ² °F $a''=0.1963$ pie ² /pie lin
15) Factor de Obstrucción R_d	$R_d=0.014$ hpie ² °F/BTU

3.2 Evaluación del intercambiador E-208.

El intercambiador E-208 es del tipo tubo y coraza. Por la parte de la carcasa se enfría el Reformado inestable proveniente de E-203/1 disminuyendo su temperatura de 131 °F hasta 104 °F y por la parte de los tubos absorbe calor el agua proveniente del primer sistema de enfriamiento a una temperatura de 89.6 °F hasta 104 °F. Ver Tabla 6. Anexo14.

Temperaturas de entrada y salida.

Fluido caliente		Fluido frio	
131	Alta temperatura	104	27

104	Baja temperatura	89.6	14.4
27	Diferencias	14.4	12.6

Resultados de cálculo:

1) Balance de calor	Q=1188614.2 BTU/h
2) MLDT	MLDT= 8.3612°F FT=0.75
3) Temperatura Calórica	Ta=117.5 °F Ta=96.8 °F
Lado de la Coraza	Lado de los tubos
4) as=1.24 pie ²	4) at=0.273 pie ²
5) Gs=76076 lb/hpie ²	5) Gt= 524450.32 lb/hpie ²
6) Res=4577.8 De= 0.0458 pie u=0.9438 lb/pieh	6) Ret= 14447.67 D=0.0467 u= 1.6698 lb/pieh
7) jH=36	
8) Cp= 0.85 BTU/lb°F k=0.078 BTU/hpie ² °F/pie	
9) h0=133.33	9) hi=189.57
13) Coeficiente total Uc	Uc=102.9 BTU/hpie ² °F
14) Coeficiente total de diseño Ud	Ud=38.52 BTU/hpie ² °F a''=0.1963 pie ² /pie lin
15) Factor de Obstrucción Rd	Rd=0.016 hpie ² °F/BTU
16)%Exceso	%Exceso=64%

3.3 Evaluación del Enfriador por aire A-204.

El ventilador enfriador por aire A-204 enfría el reformado inestable desde 136 °C (276 °F) hasta 55 °C (131 °F). Por su parte el aire se calienta desde 27 °C (81 °F) hasta 54 °C (129 °F). El largo de los tubos es de 8m y presenta 4 filas de tubos por mazo. El coeficiente de aletamiento de los tubos es de 14.6. El angulo de giro de las paletas esta graduado 20 °. Ver Tabla 7. Anexo 15.

Resultados de cálculo

Cantidad de calor desprendido Q	Q=1992.97 Kw Iti=146 Kcal/h Itf=106 Kcal/h
Diferencia de temperature ΔT	$\Delta T=50.26$ °C
Area de transferencia F	F=852.827m ²
Gasto de aire	Ga=252472.74 Kg/h
Volumen de aire	Va=214578.22m ³ /h
Gasto de energia electrica	NE=10.8Kw

3.4 Desarrollo de la tecnología Pinch.

La tecnología Pinch se desarrollo siguiendo los pasos descritos en la monografía presentada por profesores del departamento de química de la Universidad de Matanzas.

Etapa preliminar: Se desintegra energéticamente el proceso.

Etapa 1: Se Identifica las corrientes.

1. Corriente caliente: Reformado inestable.
2. Corriente fría: Nafta hidrofinada.

Corriente	Temperatura de Entrada	Temperatura de Salida	Tipo de Corriente
1	457 °C	40 °C	Caliente
2	96 °C	374 °C	Fría

Etapa 2: Se extrae los datos de las corrientes.

La extracción de los datos de las corrientes se realizo mediante el simulador HYSYS que garantizo una estimación termodinámica confiable.

Corriente	Tipo	Caudal m Kg/s	Cp. Kj/Kg°C	mCp MW/°C	Tent °C	Tsal °C	Calor Q MW
1	Caliente	11.9	3.1114	0.037	457	40	15.429
2	Fria	15	2.201	0.033	96	374	-9.174
							6.255

Etapa 3: Se selecciona del ΔT mínimo=10°C.

Etapa 4: Se construye el diagrama de intervalos.

Intervalo	Q intervalo(MW)
Intervalo A	2.701
Intervalo B	1.112
Intervalo C	2.442
	Qneto=6.255

Se comprueban los resultados de la etapa precedente al obtener igual valor de Qneto.

Etapa 5: Se construye el diagrama de cascada.

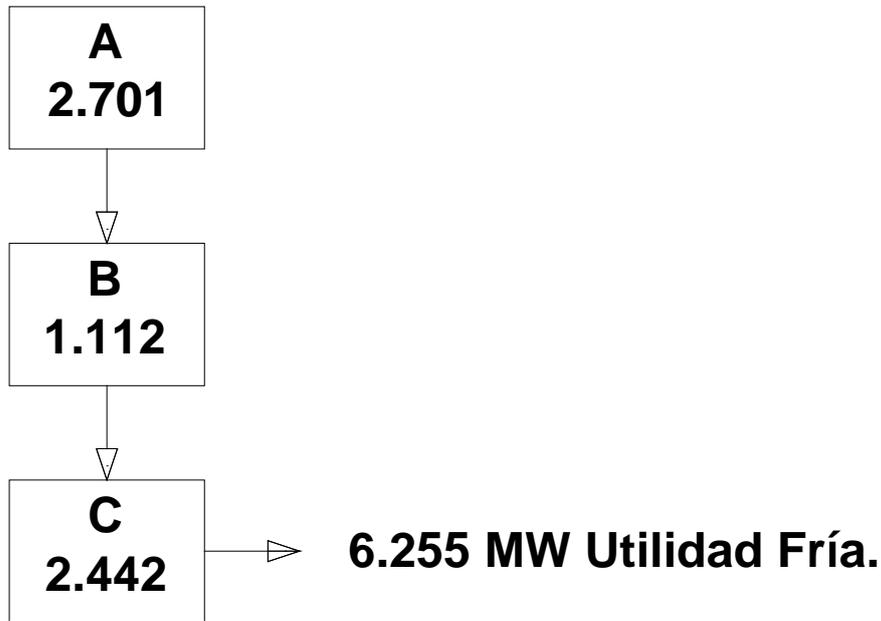


Figura 20. Diagrama de cascada.

Etapas 6: Se construyen las curvas compuestas.

Corriente caliente:

Intervalo de temperaturas	Temperatura superior del Intervalo	Entalpia del intervalo de temperaturas (MW)	Entalpia acumulada
-	40	0	0
C	106	2.442	2.442
B	384	10.286	12.728
A	457	2.701	15.429

Corriente fría:

Intervalo de temperaturas	Temperatura superior del Intervalo	Entalpia del intervalo de temperaturas (MW)	Entalpia acumulada

-	30	0	0
C	96	0	0
B	374	9.174	9.174
A	447	0	9.174

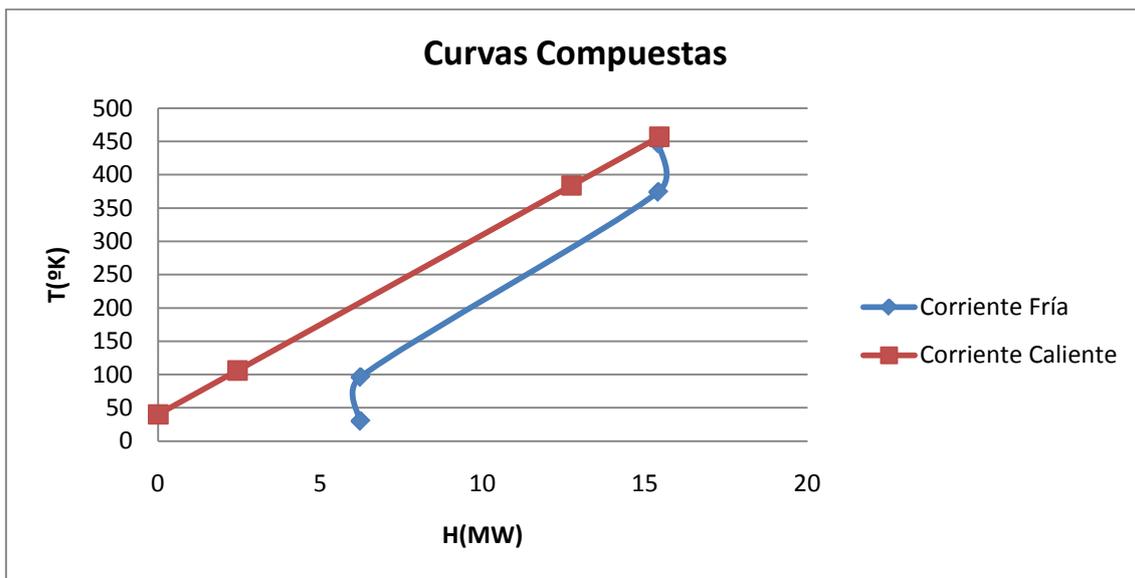


Figura 21. Grafica de curvas compuestas.

Etapa 7: Se calcula el número de intercambiadores por debajo del Pinch y resultan 2 intercambiadores.

Etapa 8: Se realiza una propuesta de intercambio por debajo del Pinch.

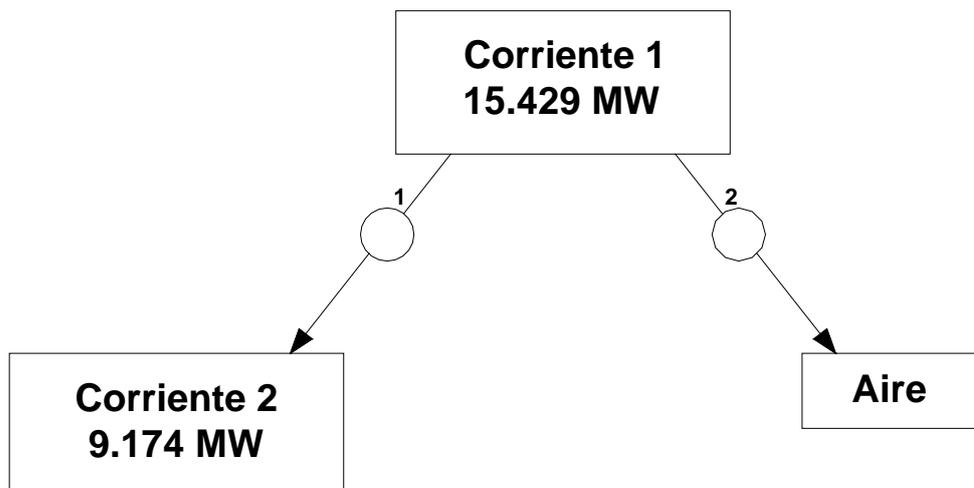


Figura 22. Propuesta de red de intercambio.

3.5 Desarrollo del software Hint.

Teniendo los resultados del desarrollo de la monografía descrita se corre el software Hint con los datos expuestos anteriormente y los resultados se presentan a continuación:

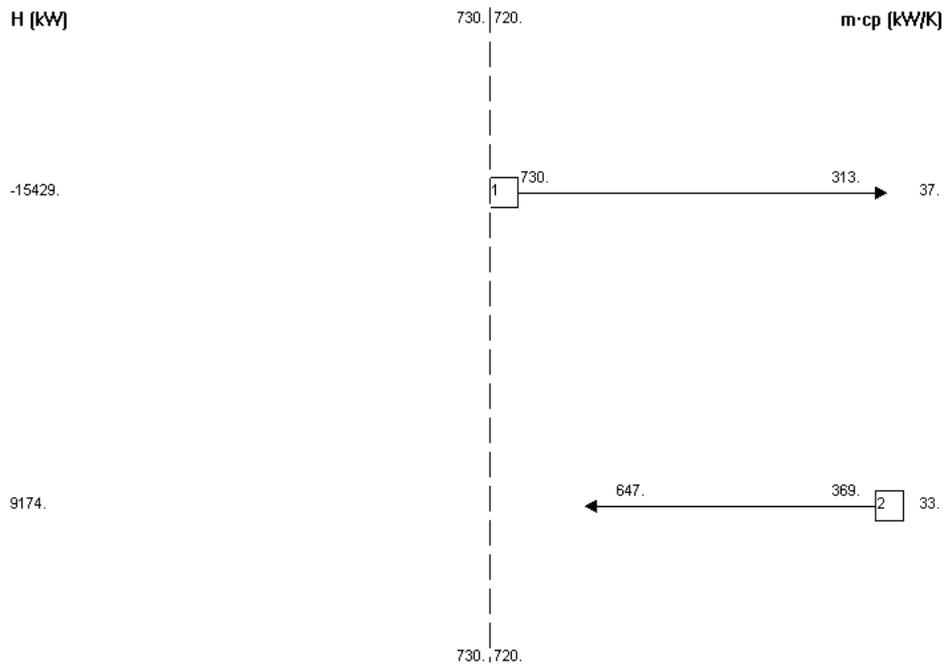
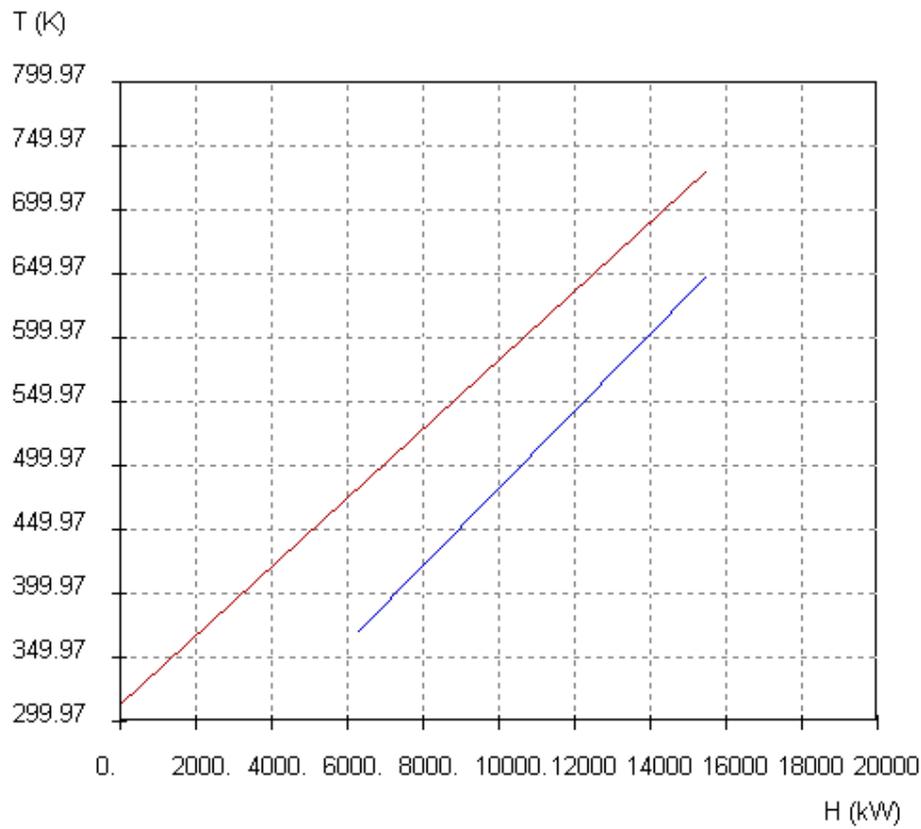


Figura 23. Diagrama de trama.

Corriente	Descripción	Tipo	Tipo calor	T1 (K)	T2 (K)	H (kW)	mcp (kW/K)
1	Reformado inestable	Caliente	Sensible	730.	313.	-15429	37.
2	Nafta hidrofinada	Fría	Sensible	369.	647.	9174.	33

Tabla 8. Descripción de las corrientes



Curvas Compuestas

Figura 24. Curvas compuestas.

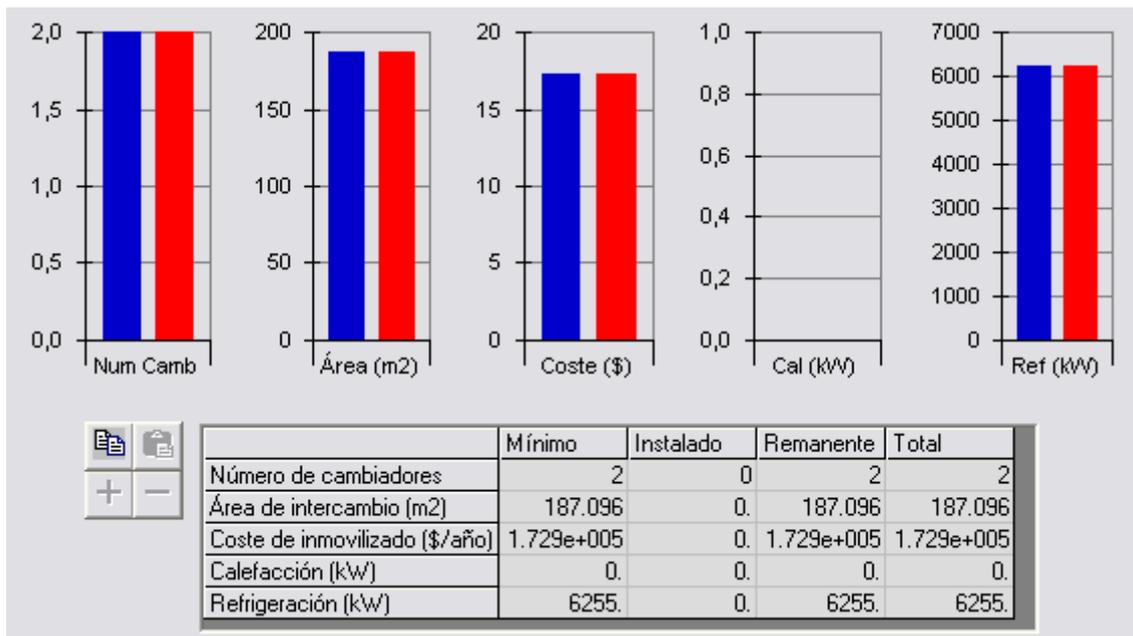
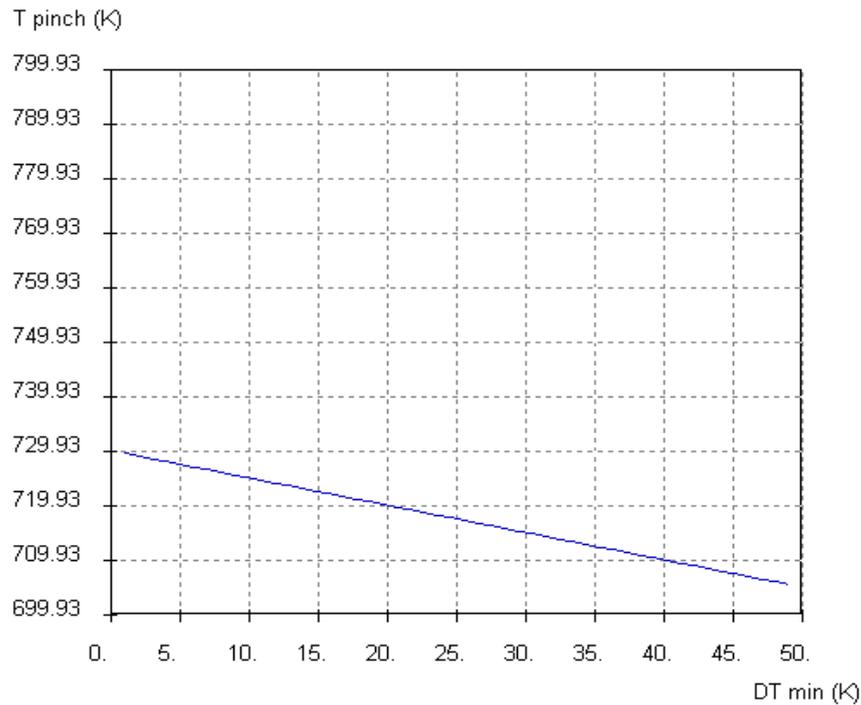


Figura 25. Problema remanente.



Variación de la temperatura de pinch con la diferencia mínima de temperatura

Figura 26. Variación de la temperatura de Pinch con la variación de ΔT mínimo.

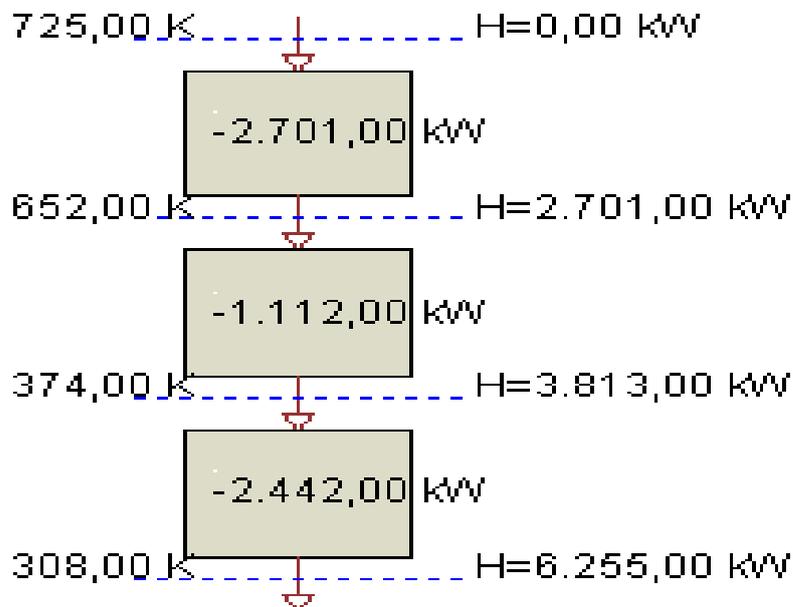


Figura 27. Diagrama de cascada.

3.6 Discusión de los resultados.

Al evaluar el intercambiador E-203 realizando el cálculo por los tres cuerpos por separado, se obtuvo para el E-203/1 un factor de obstrucción $R_d=0.028 \text{ hpie}^2\text{F}/\text{BTU}$, para el E-203/2 un factor de obstrucción $R_d=0.0186 \text{ hpie}^2\text{F}/\text{BTU}$, para el E-203/3 un factor de obstrucción $R_d=0.014 \text{ hpie}^2\text{F}/\text{BTU}$.

Según Kern en la tabla 12, el factor de obstrucción para estabilizador de gasolina es de $0.0005 \text{ hpie}^2\text{F}/\text{BTU}$ lo que evidencia que estos resultados de R_d son producto de el valor tan pequeño de U_d ocasionado por la gran capacidad instalada. El área real instalada es de $A= 4300.8 \text{ pie}^2$.

Al calcular el %Exceso de instalación, este resulta de un 65%.

Algo similar ocurre al evaluar el E-208 donde el %Exceso resulta de un 64%.

Al evaluar el ventilador enfriador por aire A-204 este realmente no tiene un gasto excesivo de corriente eléctrica siendo esta de 10.8 KW.

Los resultados obtenidos tanto del cálculo efectuado de la red de intercambio mediante la tecnología Pinch usando la monografía de profesores de la Universidad de Matanzas como de los resultados que brindo el software Hint son iguales.

La red de intercambio puede constar de 2 intercambiadores. El punto Pinch se encuentra al principio como lo demuestra el diagrama de cascada. Se requiere de una utilidad fría capaz de enfriar 6.255 MW expuesto en la grafica de curvas compuestas.

Dado a los resultados obtenidos en los cálculos y a la experiencia práctica, proponemos tres modificaciones a la red de intercambio, los cuales pueden traer beneficios sustanciales.

3.6.1 Propuesta de variación del ángulo de las paletas del ventilador enfriador por aire A-204.

El ángulo de las paletas del ventilador enfriador por aire A-204 se encuentra en 20° , llevando este ángulo hasta solo 23° aumenta el volumen de aire de $214578 \text{ m}^3/\text{h}$ a $320000 \text{ m}^3/\text{h}$ logrando enfriar hasta 40°C el reformado inestable con un gasto de 30.76 Kw, representando un gasto de \$4/hora, despreciable si tenemos en cuenta los beneficios que aporta al no tener que parar la planta.

3.6.2 Propuesta de humectación del aire en el ventilador enfriador por aire A-204.

Una práctica común en nuestra fábrica es colocar mangueras de agua sobre los ventiladores enfriadores por aire cuando eventualmente no se alcanza la temperatura esperada en los enfriadores. Se obtienen resultados a pesar de la baja eficiencia si tenemos en cuenta que el agua no se reparte por todo el mazo de tubos.

La humectación del aire se alcanza mediante la pulverización del agua inyectada a presión a un tubo colector con perforaciones. Este se coloca al comienzo del difusor del ventilador. La estructura del A-204 permite colocar los tubos colectores de inyección de agua sin afectación alguna a los demás sistemas del ventilador. Se puede utilizar agua del Primer sistema de enfriamiento y en caso de ser necesario una limpieza química para quitar incrustaciones se haría a través del tubo colector.

Gasto incurrido en el montaje.

<u>Materiales</u>	<u>cantidad</u>	<u>importar</u>
Tubería de Ø 50	20m	120 euros

Acero 20

<u>Fuerza de trabajo</u>	<u>Tarifa /h</u>	<u>horas de trabajo</u>	<u>importe (Pesos)</u>
Pailero B	3.21	16	51.36

Esta práctica se utilizaría solo en caso de ser necesaria. El costo de instalación es insignificante comparado con los beneficios aportados.

3.6.3 Propuesta de poner por By-Pass el reformado inestable en el intercambiador E-208.

Los ponches ocurridos en este intercambiador ha traído como consecuencia la parada total de la Unidad. Este intercambiador, es el responsable de bajar de 10 a 15 °C que lo puede asumir el A-204 mediante la inclinación de las paletas hasta 23° y la humectación del aire.

Gasto incurrido en el montaje.

<u>Materiales</u>	<u>cantidad</u>	<u>importe</u>
Tubería de Ø 300	10m	3700 euros

Acero 20

<u>Fuerza de trabajo</u>	<u>Tarifa /h</u>	<u>horas de trabajo</u>	<u>importe (Pesos)</u>
Pailero B	3.21	48	154.08

<u>Válvulas ECON</u>	<u>cantidad</u>	<u>importe</u>
Acero inoxidable	2	4600

3.6.4 Seccionalizar la batería del ventilador enfriador por aire A-204.

La batería está compuesta de 12 secciones o mazos de enfriamiento. Se propone dividirla en dos partes, lo cual permite la tecnología montada actual. Para ello se colocarían 2 válvulas a la entrada y 2 a la salida de producto de cada bloque de

ventiladores del tipo ECON, de nacionalidad española. Las válvulas son de acero inoxidable, de abertura completa, las cuales permiten colocarse invertidas para facilitar la manipulación y evitar posibles caídas de las galletas. Tienen un costo de 2300 euros cada una que representaría 9200 euros las cuatro. De presentarse un ponche se sacaría de servicio esa sección y la otra asumiría el enfriamiento llevando el ángulo de las paletas a 23° y con su sistema de humectación. De ser necesario, se baja carga de la unidad al mínimo.

3.6.5 Gastos por concepto de pérdidas cuando ocurre una parada de planta de Reformación Catalítica.

A. Gastos de la producción por fallo de S-200.

Producción afectada S-200	producción (barriles/h)	(importe/h)
Reformado (132.13 USD/barril)	333	43999.29

Últimos 6 meses

B- Gasto por concepto de encendido de quemadores con Fuel-oil en S-200 (trabajando a flujo mínimo) sin respaldo productivo.

Horno	Consumo mínimo de Fuel-oil	Costo de Fuel-oil 114.80 USD/ Bbl
F-101-T101(4 Quemadores)	620 L/h = 3.9 Bbl/h	447.72 USD/h
F-101-T102 (12 Quemadores)	744 L/h = 4.7 Bbl/h	539.56 USD/h
F-101-T104 (4 Quemadores)	480 L/h = 3.0 bbl/h	344.4USD/h
Subtotal	1844 L/h = 11.6 Bbl/h	1331.68 USD/h
F-201 (1 Quemador)	182 L/h = 1.14 Bbl/hh =	130.87 USD/h
F-202 (1 Quemador)	206 L/h = 1.30 Bbl/h	149.24 USD/h
F-203/1(4 Quemadores)	620 L/h = 3.90 Bbl/h	447.72 USD/h
F-203/2-1(4 Quemadores)	240 L/h = 1.51 Bbl/h	173.34 USD/h
F-203/2-2 (4 Quemadores)	240 L/h = 1.51 Bbl/h	172.2 USD/h
F-203/3 (4 Quemadores)	200 L/h = 1.26 Bbl/h	144.6 USD/h
F-204 (1 Quemador)	132 L/h = 0.83 Bbl/h	95.28 USD/h
Subtotal	1820 L/h = 11.4 Bbl/h	1308.72USD/h
Total	3264 L/h = 23 Bbl/h	2640.4 USD/h

C- Gasto por concepto de consumo eléctrico durante la estabilización de las plantas.

Consumo eléctrico: Sector # 2=204.04\$/Mw/h * 5.4 Mw/h =1101.81\$ en 1 hora.

Gasto total por parada de planta= 47741.5 USD/h.

Gasto total por concepto de implementación de las variantes= 17620 euros y \$205.

3.6.6 Contaminación a la atmosfera por concepto de quemar Fuel-oil en los hornos sin respaldo productivo.

Contaminantes típicos en los gases de combustión: $\text{CO}_2 + \text{CO} + \text{NO}_x + \text{SO}_2 + \text{C}_x\text{H}_y$.

Valor de CO_2 típico en gases de combustión: 12.5-14 %.

Consumo mínimo de fuel-oil 3264 L/h = 3386 Kg/h = 440 Kg/h de CO_2 emitidos al medio ambiente.

Valor de SO_2 típico en gases de combustión: 180 ppm – 200ppm = 0.018 – 0.02%.

Consumo mínimo de fuel-oil 3264 L/h = 3386 Kg/h = 68 Kg/h de SO_2 emitidos al medio ambiente.

Valor de NO_x típico en gases de combustión: 50 – 100 ppm = 0.005 -0.01 %.

Consumo mínimo de fuel-oil 3264 L/h = 3386 Kg/h = 34 Kg/h de NO_x emitidos al medio ambiente.

Valor de CO típico en gases de combustión: 80 ppm – 150ppm = 0.008 – 0.015 %.

Consumo mínimo de fuel-oil 3264 L/h = 3386 Kg/h = 51 Kg/h de CO emitidos al medio ambiente.

Valor de C_xH_y típico en gases de combustión: < 50ppm = 0.005 %.

Consumo mínimo de fuel-oil 3264 L/h = 3386 Kg/h = 17 Kg/h de C_xH_y emitidos al medio ambiente.

Suma de contaminantes en caso de parada de planta en 1h:

$\text{CO}_2 + \text{CO} + \text{NO}_x + \text{SO}_2 + \text{C}_x\text{H}_y = 440 + 68 + 34 + 51 + 17 = 610 \text{ Kg/h}$.

3.7 Conclusiones Parciales.

1. Los altos valores obtenidos del factor de obstrucción R_d en los intercambiadores E-203 y E-208 son producto de la capacidad instalada con 65% y un 64% de exceso respectivamente.
2. Al desarrollar la tecnología Pinch tanto por la metodología presentada en la monografía de profesores de la Universidad de Matanzas como por el Software Hint se obtiene que la corriente caliente reformado inestable debe intercambiar 9.174 MW con la corriente fría nafta hidrofinada y 6.255 MW deben ser cedidos a una utilidad fría.
3. La variante de poner un by-pass en el intercambiador E-208 para utilizar en caso de ponche en el mismo evita una parada de planta y representa un costo de \$ 8300 euros y \$154.08 MN.
4. La variante de utilizar la humectación del aire y aumentar el ángulo de las paletas a 23° permite sacar por by-pass el enfriador E-208 en caso de ponche en

el mismo y asumir todo el enfriamiento. Esta variante en el A-204 de humectación del aire tiene un costo de \$ 120.00 euros y \$51.36 MN.

5. La variante de instalar válvulas en la entrada y salida de las secciones del A-204 tiene un costo de \$ 9200.00 euros.
6. El gasto total por implementación de las variantes a la red de intercambio propuestas es de 17620 euros y \$ 205.00 MN lo cual resulta insignificante con respecto al gasto de una parada de planta valorado en pérdidas de \$ 47741.5 USD/h.

Conclusiones.

1. El método de análisis de procesos basado en el análisis Pinch, resulta de la aplicación generalizada de los conceptos fundamentales de las leyes termodinámicas (Primera y Segunda ley) y conjuntamente con el análisis económico, guían a una concepción del proceso muy cercano al óptimo.
2. El análisis de pliegue ha dejado de ser una herramienta especializada en la recuperación del calor para convertirse en una metodología con amplias bases tanto en el diseño conceptual de proceso como en sistemas de energía.
3. Las dos vías utilizadas para desarrollar el análisis Pinch concluyen que se debe utilizar 2 intercambiadores de calor como mínimo en la red de intercambio por lo que puede decirse que la Red de Intercambio de la Planta de Reformación Catalítica está diseñada adecuadamente.
4. La utilización de la Tecnología Pinch es una herramienta factible de aplicar en la Refinería “Camilo Cienfuegos” con vistas a la mejora de la Integración Energética y a la eficiencia de los procesos.
5. Una parada de planta debido a salidas de servicios de los intercambiadores provocan una emisión de gases al medio ambiente por encendido de quemadores de Fuel-oil sin respaldo productivo de 610 Kg/h.
6. El gasto total por implementación de las variantes a la red de intercambio propuestas es de 17620 euros y \$ 205.00 MN lo cual resulta insignificante con respecto al gasto de una parada de planta valorado en pérdidas de \$ 47741.5 USD/h.

Recomendaciones:

1. Continuar con el uso de la Tecnología Pinch para futuros estudios de Integración Energética y mejora de procesos.
2. Implementar las variantes tecnologicas propuestas a partir del estudio realizado.
3. Presentar el estudio en FORUM de la Organización, una vez implementadas las propuestas de mejora.

Bibliografía.

1. Ahmad, S., HUI C. (1991) Heat recovery between areas of integrity.
2. Andreas, S. (2004) Synthesis, operation, Analysis, and control". Achim Kienle.
3. Araujo, A. B.; Brito, R. P.; Vasconcelos, L. S. "Exergetic analysis of distillation processes-A case study", 2007, vol. 32, no. 7, pp. 1185 - 1193.
4. B. "General Process Improvements Through Pinch Technology". Chemical Engineering Progress, 1988.
5. Bejan, A.; Tsatsaronis, G.; Moran, M. Thermal Design and Optimization. New York: John Wiley, 1996, 0-471-58467-3.
6. Bonachea, M. (2004) Análisis de la posibilidad de integración en un complejo de fábricas de azúcar-papel-alcohol-torula. UCLV.
7. Butcher, C. J.; Reddy, B. V. "Second law analysis of a waste heat recovery based power generation system". International Journal HEAT and MASS TRANSFER, 2007, vol. 50, pp. 2355
8. CATA, S. (2004) Alternativas de Integración material y energética considerando la incertidumbre en una fábrica de azúcar y otras plantas de derivados. Tesis presentada en opción al Título de Master en Análisis de Procesos en la Industria Química.
9. Catá, S. (2006) Metodología para la consideración de la incertidumbre en la integración de procesos en la industria azucarera y sus derivados. UCLV.
10. Cripps, H. (2000) Process integration in the pulp and paper industry.
11. Cruz, J. J. S. Fundamento sobre ahorro de energía.
12. Dinçer, S. Ö. "Application for pinch design of heat exchanger networks by use of a computer.
13. Dunn. R. & Bush., G. (2000) Using process integration technology for cleaner production. Vol. 8.
14. Ebadi, M. J.; Gorji-Bandpy, M. "Exergetic analysis of gas turbine plants". Internacional Journal Exergy, 2005, vol. 2, no. 1, pp. 31 - 39.
15. El-halwagi, M. M. & B.K., S. (1997) "Synthesis and Optimization for Enviromental Process Desing-A Review of the State of the Art". American Chemical Society.

16. El-halwagi, m. m. & manousiouthakis, v. (1992) automatic synthesis of exchange networks. aiche journal.
17. El-halwagi, m. m. & manousiouthakis, v. (1992) synthesis of mass exchange networks". . aiche journal, vol. 35.
18. El-halwagi, M. M. (1996) "Design of cost-effective VOC recovery systems". TVA Department of economics development and EPA center for waste reduction.
19. Escobedo, c. a. (2004) síntesis óptima y minimización de servicios auxiliares para el proceso de hidrodealquilación de tolueno. universidad de las américas puebla.
20. Espinosa, r. (2001) "análisis de la integración energética en los procesos tecnológicos de la industria azucarera".
21. Fernández-Polanco, B. L. A. D. (2002.) Minimización del coste de servicios industriales. Tecnología de pinch.
22. Geldermann, J.; Treitz, M.; Rentz, O. "Integrated technique assessment based on the pinch analysis approach for the design of production networks". European Journal of Operational Research, 2006, vol. 171, no. 3, pp. 1020 - 1032.
23. González, M. C. & CATA, S. (2004) Impacto del pulpeo con etanol en la obtención de una tecnología más limpia en la fabricación de papel para ondular.
24. Gupta, A.; Das, S. K. "Second law analysis of crossflow heat exchanger in the presence of axial dispersion in one fluid". Energy, 2007, vol. 32, no. 5, pp. 664 - 672.
25. Hotz, N.; Lee, M. T.; Grigoropoulos, C. P.; Senn, S. M.; Poulikakos, D. "Exergetic analysis of fuel cell micropowerplants fed by methanol". International Journal of Heat and Mass Transfer, 2006, vol. 49, no. 15, pp. 2397 - 2411.
26. http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/leip/alvarez_e_c/capitulo5.pdf
27. http://es.wikipedia.org/wiki/An%C3%A1lisis_Pinch.
28. <http://www.cubasolar.cu/biblioteca/energia/Energia25/HTML/articulo09.htm>
29. <http://www.energia.inf.cu/iee-mep/Document/FIDE1.pdf>.
30. Hurme, m. (1999) conceptual desing of clean processes: tools and methods". aiche journal.

31. Jones, D. S. J. S. (2006) Handbook of Petroleum Processing.
32. Kawari, M. E. "Pinch technology: an efficient tool for chemical-plant energy and capital-cost saving". Applied Energy, 2000, vol. 65, no. 1-4, pp. 45 - 49.
33. Kenney, F. W. Energy Conservation in the process industries. Florida, USA: Academic Press, Inc., 1994.
34. Kern, D. (1965) Procesos de transferencia de calor. .
35. Linnhoff, B. e. a. A user guide on Process Integration for the efficient use of energy. UK:Institution of Chemical Engineer, 1996.
36. Linnhoff, b. (1986) user guide on process integration for efficient use of energy.
37. Linnhoff, m. (1998) Introduction to Pinch Technology.
38. Ma, G.; Li, X. "Exergetic optimization of a key design parameter in heat pump systems with economizer coupled with scroll compressor". Energy Conversion and Management, 2007, vol. 48, no. 4, pp. 1150 - 1159.
39. Manual de diseño de Proceso de Transferencia de calor. Intercambiadores de calor. Principios básicos. PDVSA # MDP-05-E-01.
40. Manual de diseño de proceso de transferencia de calor. Intercambiadores de calor. Procedimiento de diseño de Enfriadores por Aire. PDVSA # MDP-05-E-03.
41. Manual de diseño de procesos. Transferencia de calor. Intercambiadores de calor. Intercambiadores de tubo y coraza. PDVSA # MDP-05-E-02.
42. Manual de ingeniería de diseño. Volumen 8. Guía de Ingeniería. Intercambiadores de coraza y tubos. PDVSA # 906171.041.
43. Monografía "Tecnología Pinch": Introducción a la Integración Energética. Colectivo de Autores del Departamento de Química e Ingeniería Química. Universidad de Matanzas.
44. Noureldin, m. b. & el-halwagi, m. m. (1999) "interval-based targeting for pollution prevention via mass integration". computers and chemical engineering.
45. Noureldin, M. B. & EL-HALWAGI, M. M. (2000) "Pollution prevention targets through integrated design and operation". Computers and Chemical Engineering.

46. Ozgener, L.; Hepbasli, A.; Dincer, I. "Exergy analysis of two geothermal district heating systems for building applications". *Energy Conversion and Management*, 2007, vol. 48, no. 4, pp. 1185 - 1192.
47. Pellegrini, L. F.; de Oliveira, S. "Exergy analysis of sugarcane bagasse gasification". *Energy*, 2007, vol. 32, no. 4, pp. 314 - 327.
48. Perry (1984) chemical engineers handbook.
49. Peters, m. s. (1991) plant design and economics for chemical engineers.
50. Razani, A.; Roberts, T.; Flake, B. "A thermodynamic model based on exergy flow for analysis and optimization of pulse tube refrigerators". *Cryogenics*, 2007, vol. 47, no. 3, pp. 166 -173.
51. Sardanachbili, A.G (1982). Ejemplos y Problemas de la Tecnología de la Industria del Petróleo y el Gas.
52. Scenna, n. (1999) modelado, simulación y optimización de procesos químicos.
53. Scenna, N. (2003) Modelado, simulación y optimización de procesos químicos.
54. Serna, M.; Jiménez, A. "An area targeting algorithm for the synthesis of heat exchanger networks". *Chemical Engineering Science*, 2004, vol. 59, no. 12, pp. 2517 - 2520.
55. Smith (1995) chemical process design.
56. Srinivas, b. k. (1997) "an overview of mass integration and its application to process development".
57. Tabernero, i. h. (2001) optimización del consumo energético de procesos industriales. tecnología de pinch. combinación con el análisis de exergía.
58. Tripathi, P. (1996) "Pinch technology reduces waste water". *Chemical engineering*.
59. Tsatsaronis, G. "Thermoeconomic analysis and optimization of energy systems". *Progress in Energy and Combustion Science*, 1993, vol. 19, no. 3, pp. 227 - 257.
60. Valero, A. "Exergy accounting: Capabilities and drawbacks". *Energy*, 2006, vol. 31, no. 1, pp. 164 - 180.
61. Verkhivker, G.; Kosoy, B. "Exergy analysis for a gas turbine cogeneration system". *Journal Engineering Gas Turbine Power*, 2001, vol. 118, pp. 782 - 791.
62. Viera, b. (1988) "modelación matemática para ingenieros químicos".
63. Watson, r. a. (1979) "strategy of process engineering".
64. Wilson, s. d. & manousiouthakis, v. i. (1997) "heat/mass exchange network. synthesis with stream mixing: a linear program formulation".

ANEXO 1.

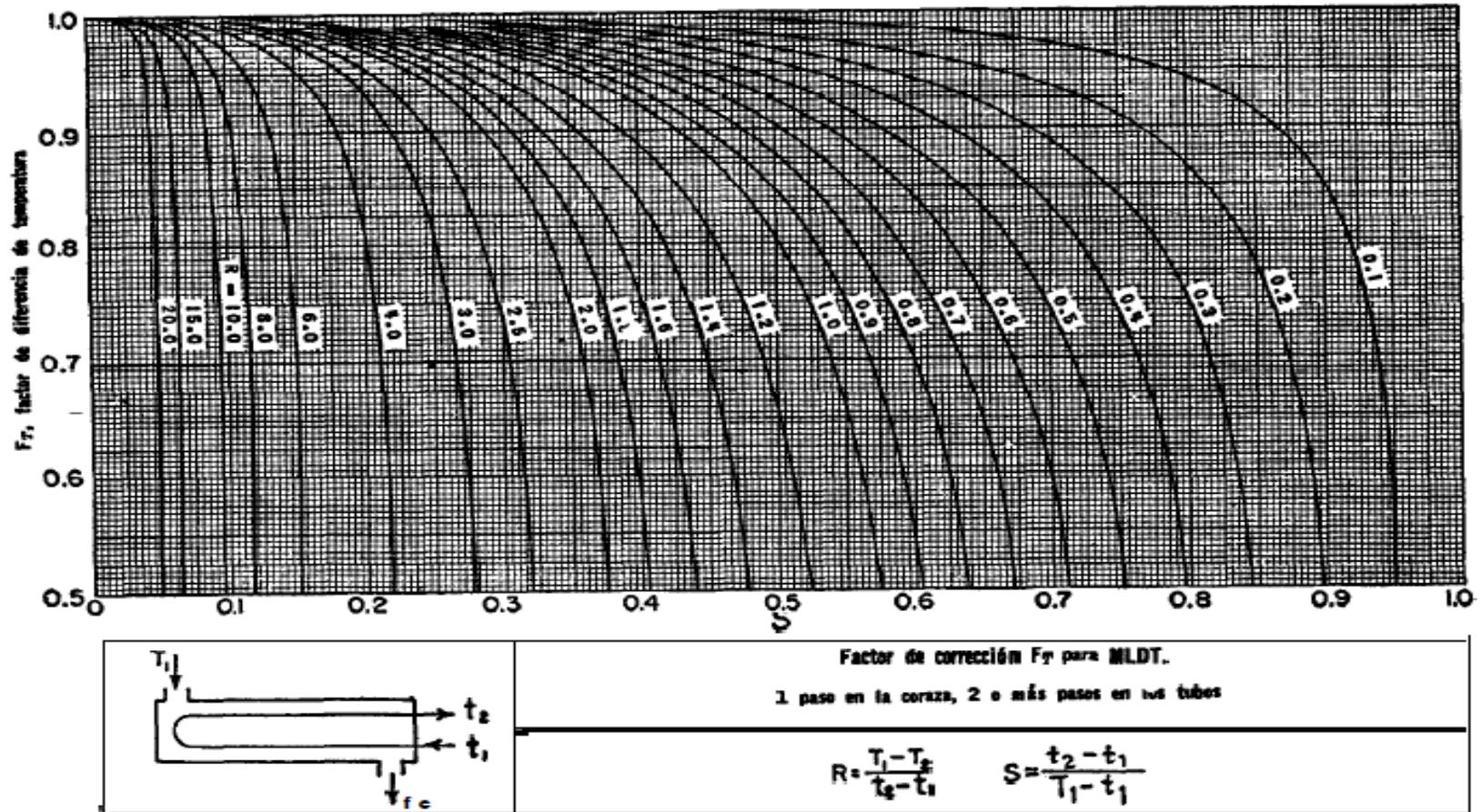


Figura 6. Factores de corrección MLDT para intercambiadores 1-2 o más pasos por los tubos.

ANEXO 2.

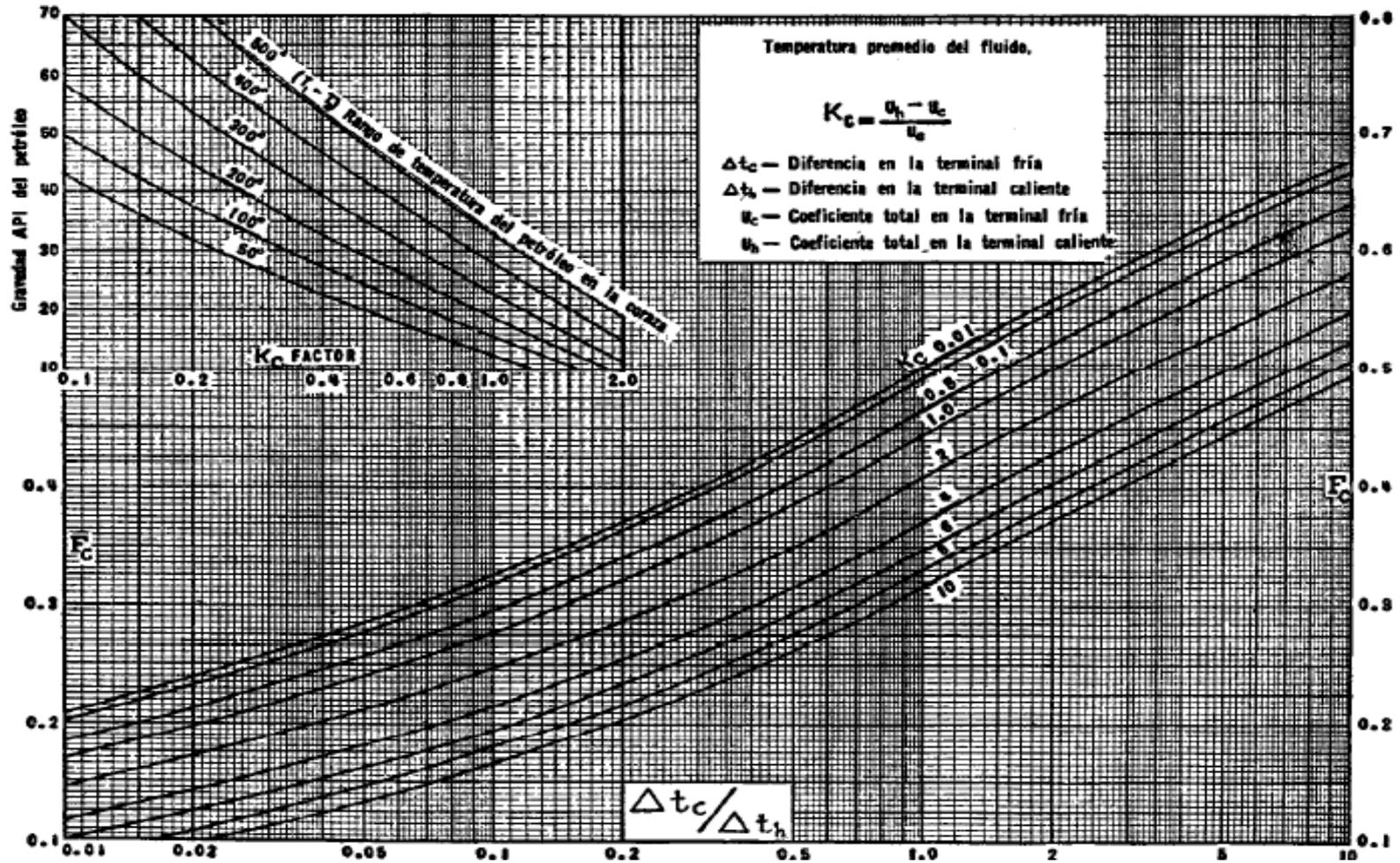


Figura 7. Factor F de temperatura calórica.

ANEXO 3.

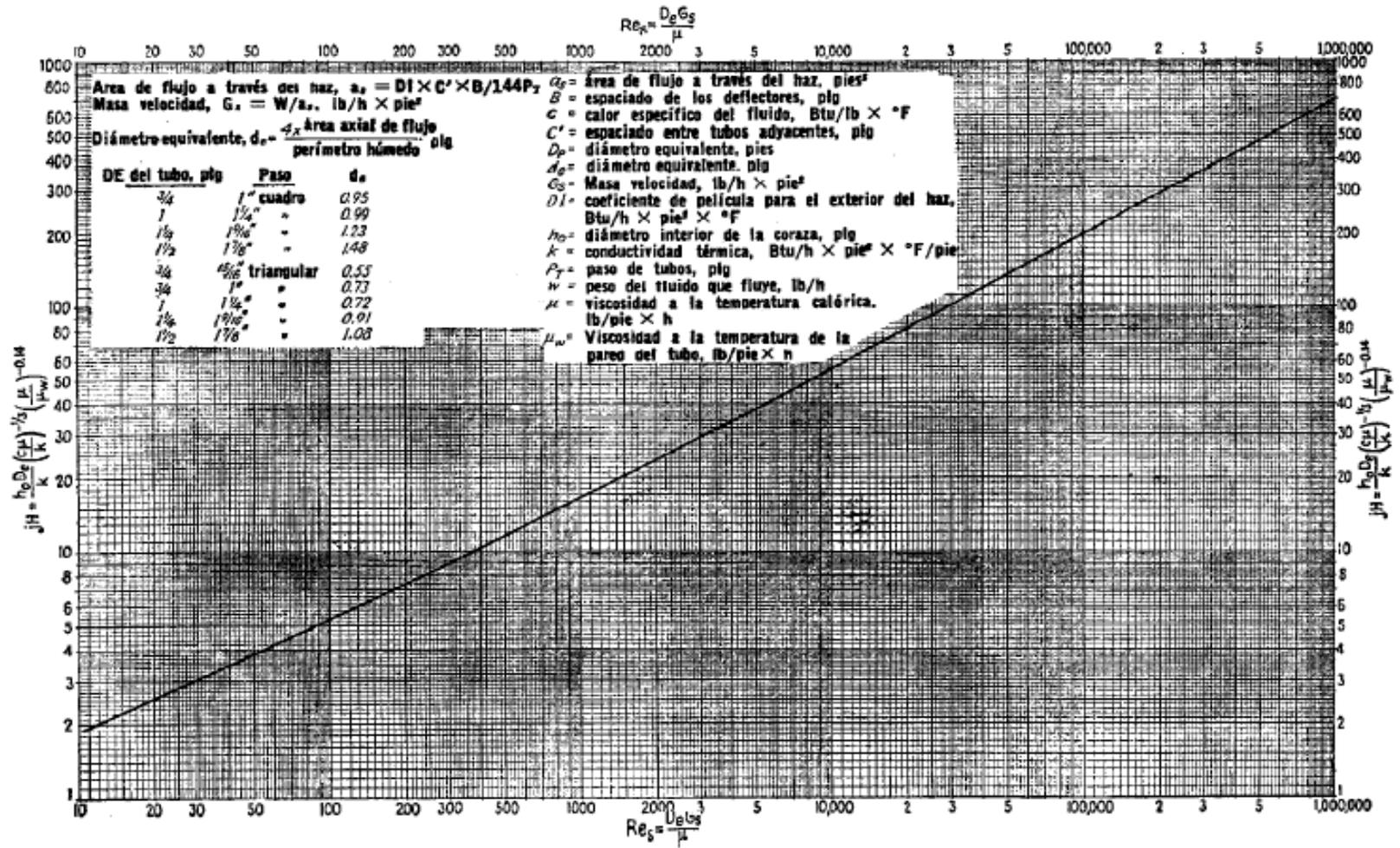


Figura 8. Curva de transferencia de calor para lado de la coraza con haz de tubos con deflectores segmentados 25%.

Anexo 4.

VISCOSIDADES DE GASES'
Para usarse como Coordenadas con la Fig. 15

Gas	X	Y
Acetato de Etilo	8.5	13.2
Acetona	8.9	13.0
Acetileno	9.8	14.9
Acido Acético	7.7	14.3
Agua	8.0	16.0
Aire	11.0	20.0
Alcohol Etilico	9.2	14.2
Alcohol Metilico	8.5	15.6
Alcohol Propilico	8.4	13.4
Amoniaco	8.4	16.0
Argón	10.5	22.4
Benceno	8.15	13.2
Bromo	8.9	19.2
Buteno	9.12	13.7
Butileno	8.9	13.0
Bióxido de Azufre	9.6	17.0
Bióxido de Carbono	9.5	18.7
Bisulfuro de Carbono	8.0	16.0
Bromuro de Hidrógeno	8.8	20.9
Cianógeno	9.2	15.2
Ciclobexano	9.2	12.0
Cianuro de Hidrogeno	9.3	14.9
Cloro	9.0	18.4
Cloroformo	8.9	15.7
Cloruro de Etilo	8.15	15.6
Cloruro de Hidrógeno	8.8	16.7
Cloruro de Nitrosilo	8.0	17.6
Etano	9.11	14.5
Eter Etilico	8.9	13.0
Etileno	9.5	15.1
Flúor	7.34	123.8
Freon 11	11.05	15.1
Freon 12	11.1	16.0
Freon 21	11.8	15.3
Freon 22	10.1	17.0
Freon 113	11.3	14.0
Helio	10.9	120.5
Hexano	8.6	11.8
Hidrógeno	11.2	112.4
3H ₂ + 1N ₂	11.2	117.2
Yodo	9.0	18.4
Yoduro de Hidrógeno	9.0	21.3
Mercurio	5.3	22.9
Metano	9.9	15.5
Monóxido de Carbono	11.0	20.0
Nitrógeno	10.6	20.0
Oxido Nitrico	10.9	210.1
Oxido Nitroso	8.8	19.0
Oxígeno	11.0	211.3
Pentano	7.0	12.8
Propano	9.7	12.9
Propileno	9.0	13.8
Sulfuro de Hidrógeno	8.6	18.0
Tolueno	8.6	12.4
2, 3, 3-Trimetilbutano	9.5	10.5
Xenón	9.3	23.0

Figura 9. Viscosidades de gases.

Anexo4. Continuación.

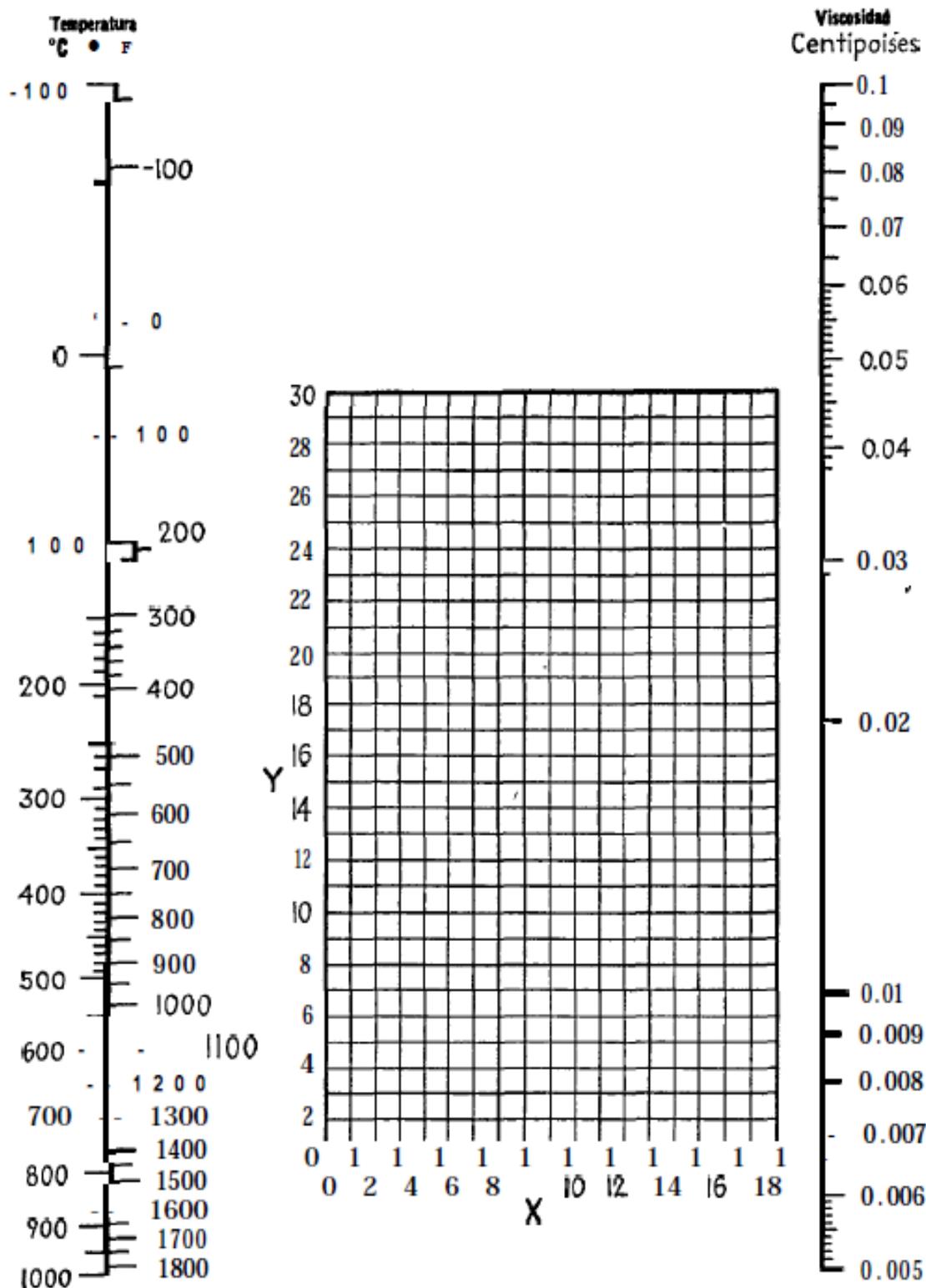


Figura 9. Viscosidades de gases. Continuacion.

ANEXO 5.

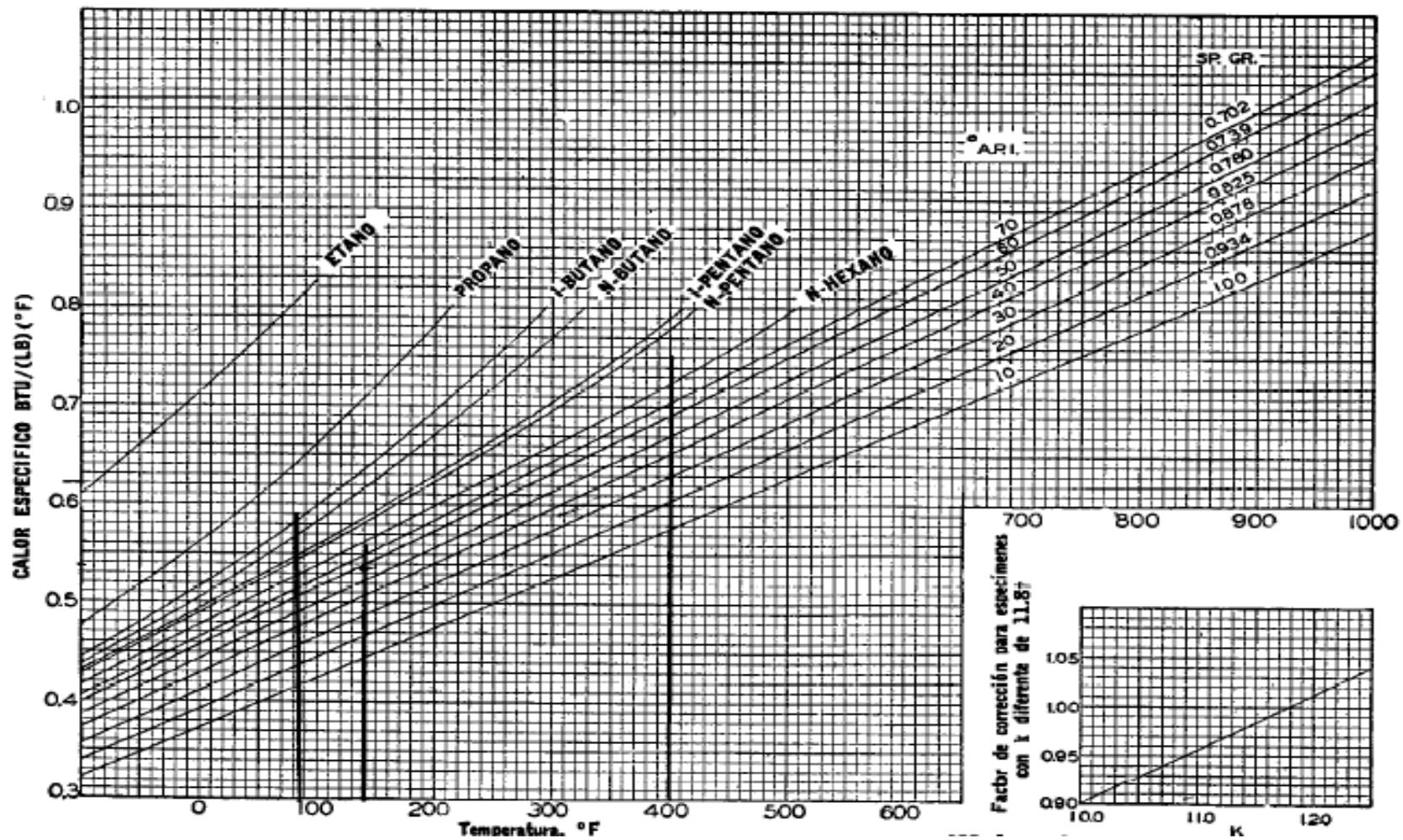


Figura 10. Calores específicos de hidrocarburos líquidos.

ANEXO 6.

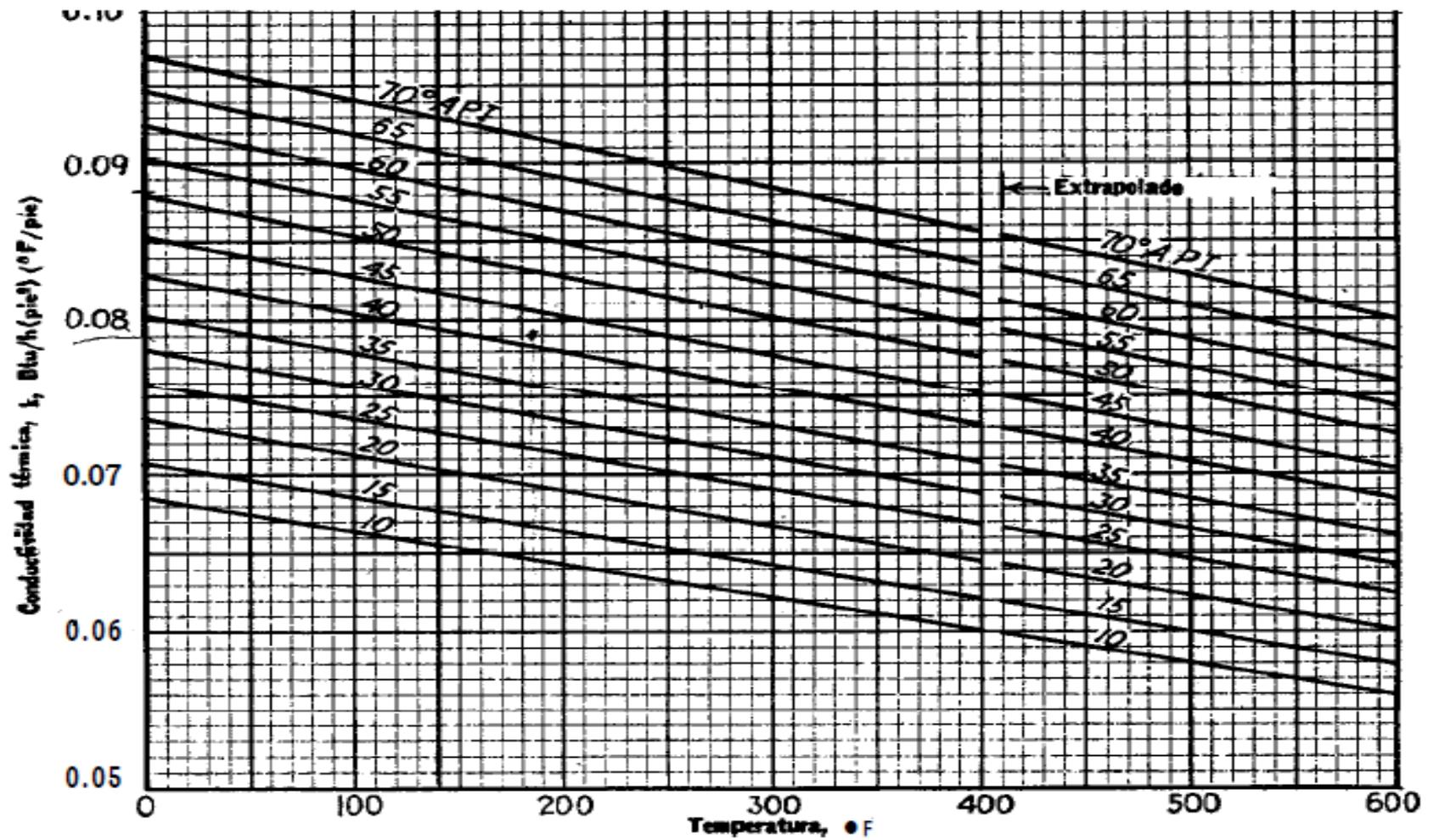


Figura 11. Conductividades térmicas de hidrocarburos líquidos.

ANEXO 7.

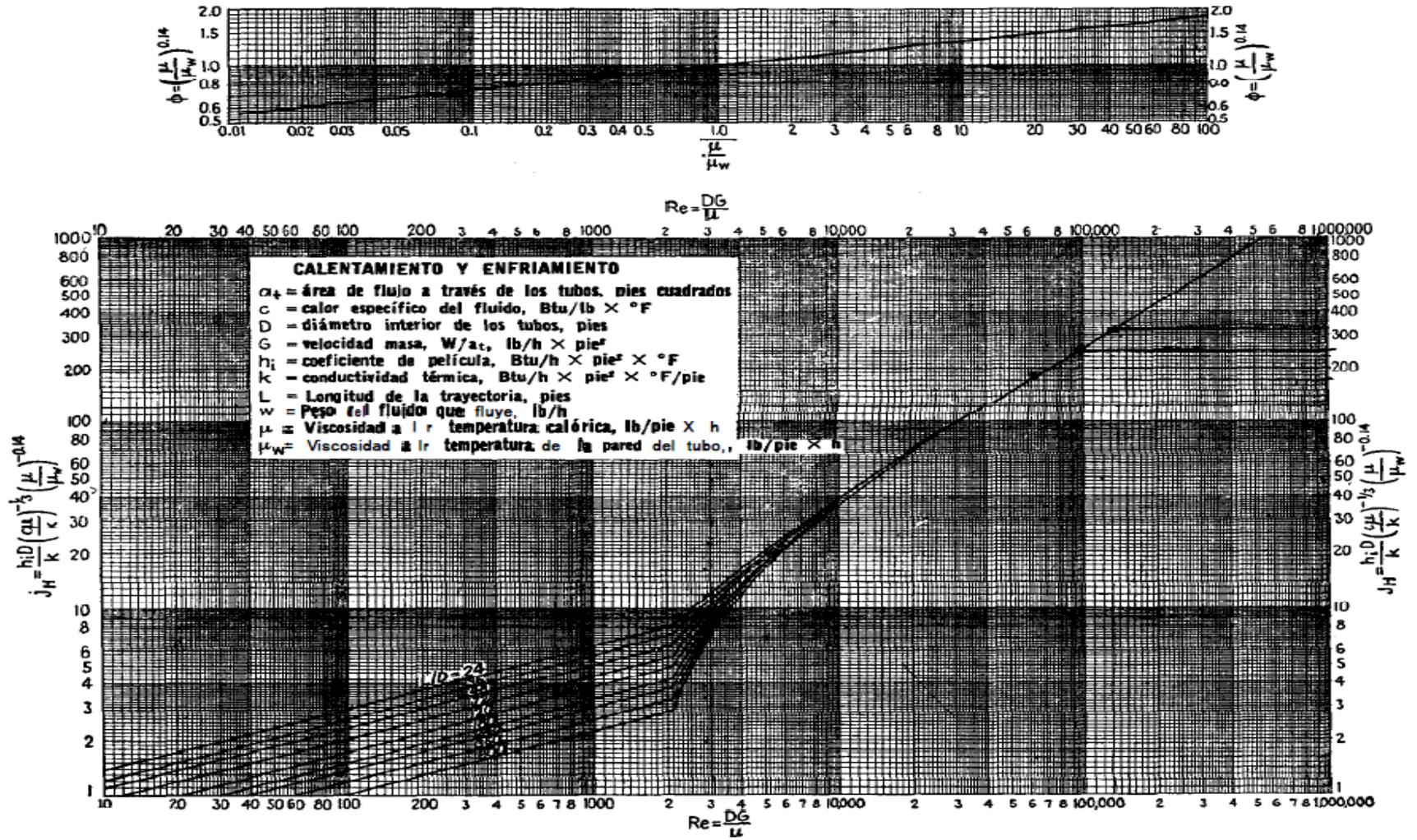


Figura 12. Curva de transferencia de calor lado tubos.

ANEXO 8.

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
17	0.058	0.884	0.613	0.2314	0.639		
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1¼	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
17	0.058	1.13	1.01	0.2969	0.808		
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
17	0.058	1.38	1.50	0.3623	0.978		
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

Tabla 2. Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor.

Anexo 9.

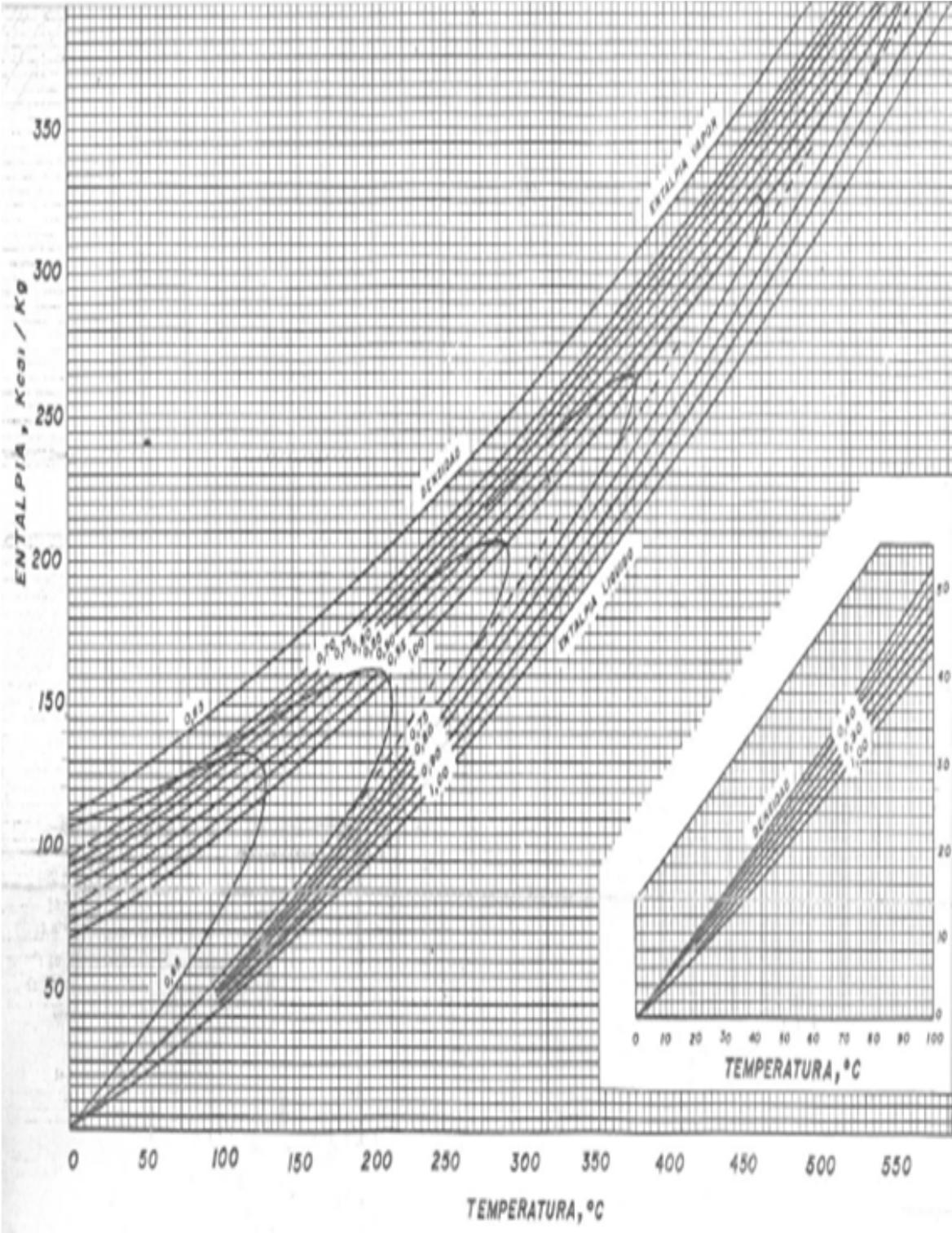


Figura 13. Diagrama entalpia.

Anexo 10.

PRODUCTOS.	K (w/m ² °c).
CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DE LA FRACCION A 62°c.	24.4
CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DE LA FRACCION A 140°c , GAS , VAPOR DE AGUA.	41.8.
CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DE LA FRACCION 140-180°c , VAPOR DE AGUA.	232.
CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DE LA FRACCION 180°c.	34.8.
CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DE LA FRACCION 105°c , GAS.	28.6.
CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DE LA FRACCION 105-140°c.	24.4.
ENFRIAMIENTO DE FRACCIONES 180-220°c.	24.8.
ENFRIAMIENTO DE COMBUSTIBLE DIESEL.	23.3
CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DE VAPOR DE GASOLINA , GAS C-4 Y VAPOR DE AGUA.	43.2.
ENFRIAMIENTO DE KEROSENO.	25.5.
ENFRIAMIENTO DE GASOLINA.	46.5.
ENFRIAMIENTO Y CONDENSACION DE GASOLINA.	38.3.
CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO DE KEROSENO.	38.3.

Tabla 3. Coeficiente de transferencia de calor.

Anexo 11.

TEMPERATURA °c.	CAPACIDAD CALORIFICA DEL AIRE.
0	1.005.
20	1.005.
40	1.009.
60	1.009.
80	1.009.
100	1.013.

TIPO DE APARATO.	AREA DE INTERCAMBIO DE ACUERDO AL COEFICIENTE ALETAMIENTO DE LOS TUBOS.		
	9	14.6	22
ABΓ.	875 - 3500.	1250 - 5100.	1620 - 6600.
ABΞ.	2650 - 5300.	3750 - 7500.	4900 - 9800.
ABM.	105 - 440.	150 - 600.	200 - 780.
ABΓ - T.	7060 - 14000.	1000 - 20400.	13000 - 26500.

Tabla 4. Capacidad calorífica del aire.

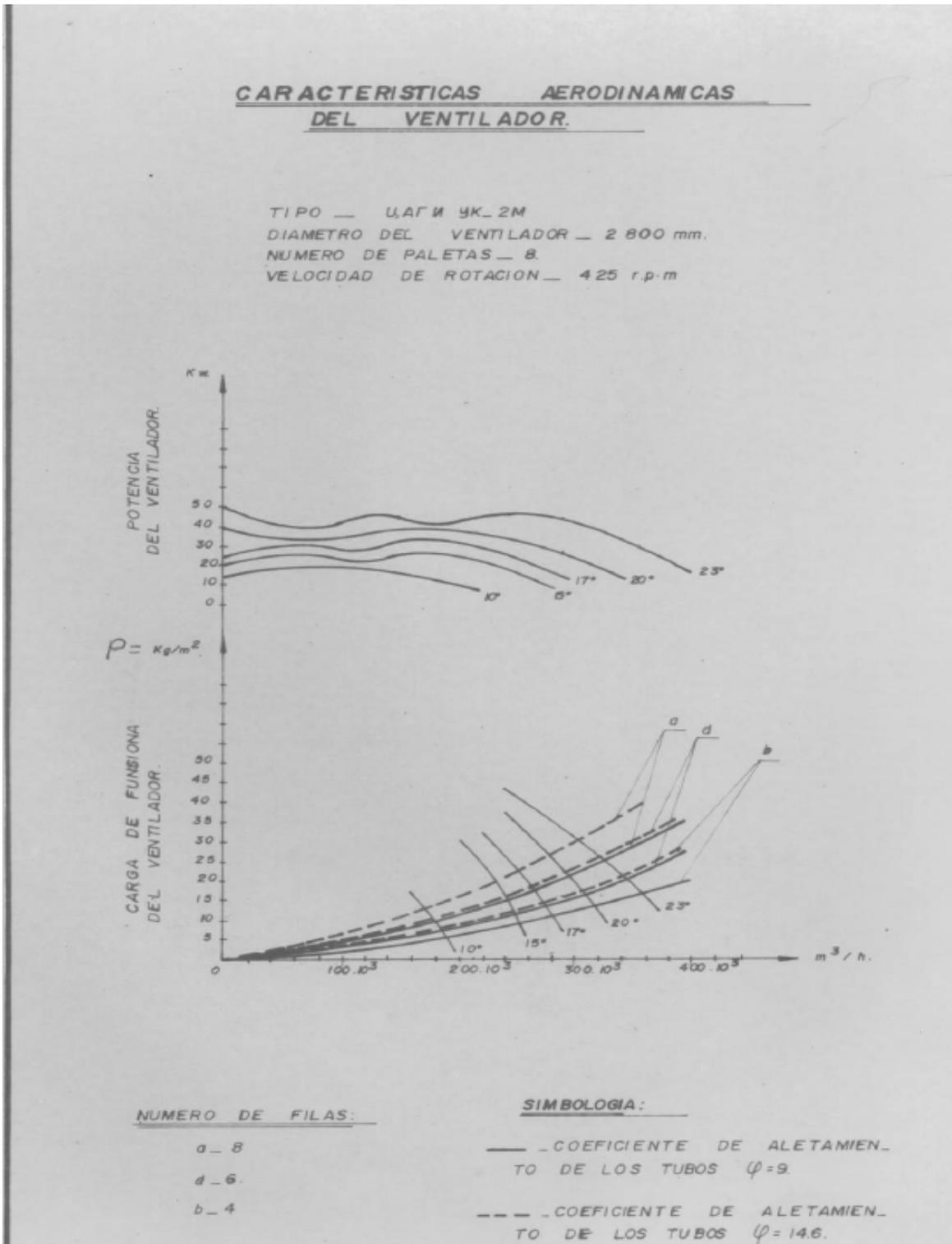


Figura 14. Características aerodinámicas del Ventilador.

Anexo 13.

HOJA DE DATOS			
REF. DE PETROLEO CAMILÒ CIENFUEGOS	DATOS MECANICOS DE INTERCAMBIADORES		TALLER Combinada
EQUIPO: 1-3E-01-203(tres cuerpo)			
TIPO: Intercambiador		Superficie del intercam. (m ²):421	
	ENVOLVENTE		TUBOS
Fluido circulante:	Fr-70-180°C Hidrofinado		Fr-70-180°C Reformado
Temp. operación(°C):	97-437		515-160
Temp. de diseño(°C):	100		100
Presión de operación(kgf/cm ²):	23		14
Presión de diseño(kgf/cm ²):	64		25
Presión de prueba(kgf/cm ²):	53(50)		28(18)
Número de pases:	1		1
$\phi_{ext} \times \phi_{int}$, Material.			
Junta P1, Fija – Env.	1092x1048, anilla	Esparragos Env - E / 2. M42 X 440	
Junta P1, Fija - E / 2.	1092x1048, anilla	Esparragos Env – Gorro. M27 X 300	
Junta E / 2 – Tapa E / 2.	990x964, anilla	Esparragos E / 2 - Tapa E / 2. M42 X 440	
Junta Env – Gorro.	1304x1259, anilla	Pernos. M20 X 140 , M30X345	
Tubuladuras Env. 400x64			
Tubuladuras E / 2. 400x64			
	Conex. Tubos a placas. Mandrilado (X)		Soldados ()
TUBOS	Cant: 1113	Mat: 15X5M	ϕ_{ext} : 20 Esp:2.5
	Long: 6	Pitch: 26	Bimetalicos: No (x) Si ()
ENVOLVENTE	Mat: 12XM+08X13	ϕ_{ext} : 1072	Esp: 36 Long:
	Sobre espesor:	Lim.Retiro:	Revestido: No () Si (x)
Caps:	Mat: 12XM+08X13	Esp: 12	Forrado: No () Si (x)
T.flot:	Mat: 12XM+08X13	Esp: 40	Forrado: No (x) Si ()
Pl. Fija:	Mat: 15X5M	Esp: 72	ϕ ext: 1015 Lim. Ret:
Pl. Flot:	Mat: 15X5M	Esp: 58	ϕ ext: 995 Lim. Ret:
Tirantes:	Mat: acero al carbono	Diam:	
Ánodo de sacrificio:	NO	Mat:	ϕ ext: Esp:

Tabla 5. Hoja de datos del E-203.

Anexo 14.

HOJA DE DATOS			
REF. DE PETROLEO CAMILO CIENFUEGOS	DATOS MECANICOS DE INTERCAMBIADORES		TALLER Combinada
EQUIPO: E-01-208			
TIPO: Intercambiador		Superficie del intercam. (m ²):384	
	ENVOLVENTE	TUBOS	
Fluido circulante:	Reformado Inestable	Agua	
Temp. operación(°C):	55-40	32-40	
Temp. de diseño(°C):	100	100	
Presión de operación(kgf/cm ²):	13	3	
Presión de diseño(kgf/cm ²):	40	10	
Presión de prueba(kgf/cm ²):	17	5	
Número de pases:	1	6	
Ø_{ext} x Ø_{int}, Material.			
Junta P1. Fija – Env.	1070x1010, fibra y a.inox	Esparragos Env - E / 2.	M36 X 360
Junta P1. Fija - E / 2.	1070x1010, fibra y a.inox	Esparragos Env – Gorro.	M36 X 300
Junta E / 2 – Tapa E / 2.	993x965 fibra y a.inox	Esparragos E / 2 - Tapa E / 2.	M20 X 140
Junta Env – Gorro.	1189x1099, fibra y a.inox	Esparragos t.Flote - M. Lunas.	M27 X 330/350
Junta T. Flote -P1. Flote.	1065x1000, fibra y a.inox		
Tabuladuras Env.	300x40		
Tabuladuras E / 2.	200x15		
	Conex. Tubos a placas.	Mandrilado (<input type="checkbox"/>)	Soldados (<input type="checkbox"/>)
TUBOS	Cant: 991	Mat: Laton	Ø _{ext} : 20 Esp:2.5
	Long: 6	Pitch: 26	Bimetálicos: No (<input type="checkbox"/>) Si (<input type="checkbox"/>)
ENVOLVENTE	Mat: 16 GC	Ø _{ext} : 1032	Esp: 16 Long:
	Sobreespesor:	Lim.Retiro:	Revestido: No (<input type="checkbox"/>) Si (<input type="checkbox"/>)
Caps:	Mat: Tipo: 16 GC	Esp: 20	Forrado: No (<input type="checkbox"/>) Si (<input type="checkbox"/>)
T. Flote:	Mat: Tipo: 16 GC	Esp: 28	Forrado: No (<input type="checkbox"/>) Si (<input type="checkbox"/>)
Entredos:	Mat: Tipo: 16 GC	Esp: 20	Forrado: No (<input type="checkbox"/>) Si (<input type="checkbox"/>)
Pl. Fija:	Mat: 16 GC + Laton	Esp: 112	Ø ext:1075 Lim. Ret:
Pl. Flote:	Mat: 16 GC + Laton	Esp: 112	Ø ext:963 Lim. Ret:
Baffles:	Mat: acero al carbono	Cant: 10	Baffle soporte:
Tirantes:	Mat: acero al carbono	Diam:	
Ánodo de sacrificio:	NO	Mat:	Ø ext: Esp:

Tabla 6. Hoja de datos del E-208.

Anexo 15.

Hoja de Dato	
Refinería:	"Camilo Cienfuegos "
Código:	2A-01/204
Sección:	200
Denominación:	Producto de Reformado
Tipo:	AB3 – D - 14,6 -40 – B1 – B2 6 -2 - 8
Tipo de Fluido:	Reformado
Gasto (T/Hr):	77.4
Temperatura de cal (°C):	300
Temperatura de Estrada (°C):	160
Temperatura de Salida (°C):	55
Presión de Calculo (Atm):	40
Presión de Trabajo (Atm):	14
Presión de Prueba (Atm):	18
Cantidad de Mazos:	3
Dimensión de los Pernos:	M30 x 150
Cantidad de Pernos por Mazos:	92
Largo X Ancho (mm):	1380 x 450
Bridas de entradas/Cant. (Ø – Py)(mm):	Ø200 – Py 40 / 1 unid.
Bridas de Salidas/Cant. (Ø – Py)(mm):	Ø200 – Py 40 /1 unid.
Dimensión de la junta (mm):	1280 x 355 x 25
Cant. de junta por mazo:	2 unidades
Numero de tubos por Mazo:	123 unidades
Largo de los tubos (mm):	8000
Øext. de los tubos X δ (mm):	1" x 2.77 mm
Øext. de las aletas (mm):	56 (+1.5 – 0.5)
Material de los tubos / aletas :	Ac -10 / Aluminio
Material de las placas / δ mínimo (mm) :	16GC/ 43.4
Material de los tapas / δ mínimo (mm):	Ac-20 /55
Cantidad de motores eléctricos :	2 unidades
Marca del motor eléctrico:	BAO - 82-8
Potencia del motor eléctrico (KW):	30
Voltaje (V):	440

Tabla 7. Hoja de datos del A-204.