

4
223



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán

"Integración de calor en una planta
de hidrodesulfuración como ejemplo
de una aplicación de la Ingeniería
de procesos".

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

Miguel Antonio Domínguez Crespo

Asesor: M. en C. Vladimir Alonso Escobar Barrios

CUAUTITLAN IZCALLI, ESTADO DE MEXICO, 1996

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

U. N. A. M.
FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLAN



Departamento de
Exámenes Profesionales

DR. JAIME KELLER TORRES
DIRECTOR DE LA FES-CUAUTITLAN
P R E S E N T E .

AT'N: Ing. Rafael Rodríguez Ceballos
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la F.E.G. - C.

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS TITULADA:
Integración de Calor en una Planta de Hidrosulfuración como ejemplo de una Aplicación de la Ingeniería de Procesos.

que presenta el pasante: Miguel Antonio Domínguez Crespo
con número de cuenta: 8806621-3 para obtener el TITULO de:
Ingeniero Químico

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

A T E N T A M E N T E .

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 19 de Febrero de 1996

PRESIDENTE I.Q. Fernando Crozco Ferreyra

VOCAL M. en C. Eliqio Pastor Rivero Martínez

SECRETARIO I.Q. Vladimir Alonso Escobar Barrios

PRIMER SUPLENTE M. en C. Ricardo P. Hernández García

SEGUNDO SUPLENTE I.Q. Gilberto Atilano Amaya Ventura

**!El hombre decide al final por sí mismo!
y, en suma, la educación debe ser
educación hacia la capacidad para decidir**

VIKTOR FRANKL

AGRADECIMIENTOS

Agradezco al M. en C. Vladimir Escobar Barrios por su valiosa participación en la realización de este trabajo, así como sus inmejorables comentarios realizados durante el desarrollo del mismo, quien además de magnifico profesor es un gran amigo, siempre dispuesto a ayudar, porque cuando lo necesité supo escucharme, dándome los mejores consejos y ánimos para seguir adelante.

Asimismo mi más sincero agradecimiento a la familia García Castillo y muy especialmente a Marlen por su apoyo y motivación en la culminación de este trabajo.

DEDICATORIAS

A mis padres:

A él porque me ha enseñado a luchar por lo que se desea a pesar de las de todas las adversidades, con el afán de ser siempre el mejor.

A ella porque con su amor y comprensión, ha guiado mi camino dándole las fuerzas necesarias a mi ser para llegar a esta meta.

A ambos por ser inmejorables padres.

A Guadalupe, Alfredo, Eduardo y Janeth

Por haber compartido nuestros secretos, anhelos, triunfos y fracasos. Por todos esos momentos gracias.

A María Elena:

La mujer decidió compartir conmigo los instantes mas felices de mi vida, para ti mi amor.

A mi hijo:

Por que con tu silueta e infinita ternura le has dado una nueva luz a mí vida. En especial tú me inspiraste en este trabajo.

A mis compañeros:

Por cada uno de ellos le ha dado a mi formación un a huella propia de su amistad.

A mi Universidad:

Por enseñarme a tener una actitud crítica en la vida y comprender que nada se le puede enseñar a un hombre, solo se le puede ayudar a que lo descubra dentro de sí mismo.

RESUMEN

En la actualidad la Síntesis y el Análisis de los procesos son procedimientos muy empleados en la industria para la generación de nuevos procesos y/o el mejoramiento de éstos, ya que proporcionan información que ayuda en el diseño, elección y determinación del mejor proceso dentro de un elevado número de opciones que puede ser 10^4 a 10^9 . La Síntesis consiste en la agregación, integración y optimización de equipos que necesitan ser analizados para un nuevo proceso o en su caso en sistemas ya implementados. El Análisis consiste en la descomposición del proceso en estudio para saber el modo y funcionamiento de cada parte que lo integra con el objeto de realizar tareas tales como la simulación y modelado de los mismos. Lo anterior está basado en la jerarquía operacional de los equipos y muy concretamente en el Modelo de la Cebolla(ONION MODEL)[3,4].

De esta forma los procedimientos de Síntesis y Análisis de procesos conocidos comúnmente como Ingenieril, proporcionan la información necesaria para resolver problemas de diseño de procesos en una forma sencilla, logrando la integración óptima de los equipos en forma sucesiva; es decir, parte por parte. Este procedimiento ingenieril tiene influencia directa sobre los diagramas de flujo de proceso, de donde se puede generar ideas para sintetizar un nuevo proceso, o modificar (optimizar) uno ya establecido industrialmente.

Uno de los objetivos principales en el que se basa el método ingenieril es la conservación de energía, que tiene gran importancia en el diseño de procesos. Por ejemplo en el proceso en estudio (Hidrodesulfuración) para optimizar la conservación de energía se diseñó una red de intercambio térmico, agotando al máximo la cantidad de calor que es generada en las líneas de proceso a la entrada y salida de los equipos.

En este trabajo se presentan los resultados de Análisis y Síntesis de procesos para realizar la Integración de Calor (HEN*) mediante el uso de la "Tecnología PINCH" (punto de pliegue) y EXERGIA [1,2], a una sección de Hidrodesulfuración localizada en Salina Cruz Oaxaca y que se encuentra a cargo del IMP (Instituto Mexicano del Petróleo), en donde se hacen evidentes las ventajas en términos económicos que se obtiene en cualquier tipo de industria al aplicar la "Tecnología PINCH", siempre que las condiciones del proceso lo permitan. Esto se demuestra con un análisis de costos sobre dicha sección antes de la Integración de Calor (HEN*) y después de ella.

INDICE

1. INTRODUCCION.....	1
2. SINTESIS Y ANALISIS DE PROCESOS.....	4
2.1 ANTECEDENTES.....	5
2.2 SINTESIS.....	7
2.2.1 NIVEL 1. LOTES Vº CONTINUO.....	8
2.2.2 NIVEL 2. ENTRADA Y SALIDA EN LA ESTRUCTURA DEL DIAGRAMA DE FLUJO.....	8
2.2.3 NIVEL 3. ESTRUCTURAS DE RECIRCULACION EN EL DIAGRAMA DE FLUJO Y CONSIDERACIONES EN EL REACTOR.....	9
2.2.4 NIVEL 4a. ESPECIFICACION DEL SISTEMA DE SEPARACION.....	11
2.2.5 NIVEL 4b. SELECCION DEL SISTEMA DE RECUPERACION DE VAPOR.....	13
2.2.6 NIVEL 4c. SISTEMA DE SEPARACION LIQUIDA.....	14
2.2.7. NIVEL 5. RED DE INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	16
2.2.8. NIVEL 8. SISTEMA DE SERVICIOS AUXILIARES.....	17
2.3 ANALISIS.....	17
2.4 TECNICAS USADAS.....	18
2.4.1. MODELO DE LA CEBOLLA.....	19
3. ANTECEDENTES DE TECNOLOGIA PINCH.....	22
3.1 INTEGRACION DE CALOR.....	23
3.2 FUNDAMENTOS DE LA TECNOLOGIA PINCH.....	24
3.3 METODOLOGIA EMPLEADA EN EL ANALISIS DEL PINCH.....	26
3.3.1. DESCRIPCION DEL FUNCIONAMIENTO DE SIMULADORES.....	28
3.3.2. DIAGRAMAS EN CASCADA.....	29
3.3.2.1. REGLAS EN EL MANEJO DEL PINCH.....	33
3.3.2.2. DISEÑO DE REDES DE INTERCAMBIO TERMICO Y FORMACION DE CICLOS.....	35
3.3.2.3. EXERGIA.....	37
3.4 GENERALIDADES DE SINTESIS DE REDES FLEXIBLES.....	39
3.4.1. TECNICAS DE SINTESIS DE REDES FLEXIBLES.....	44
3.4.2. PROCEDIMIENTO DE SINTESIS.....	45
4. DESCRIPCION DEL PROCESO DE HIDRODESULFURACION.....	48
4.1 DESCRIPCION DEL PROCESO.....	49
4.2 CARACTERISTICAS DEL PROCESO.....	50
4.2.1. TIPOS DE ALIMENTACION PARA EL PROCESO.....	54
4.3 VARIABLES DE OPERACION DEL PROCESO.....	61
4.3.1. SECCION DE REACCION.....	61
4.3.1.1 TEMPERATURA.....	61
4.3.1.2. PRESION.....	63
4.3.1.3. FLUJO DE HIDROGENO.....	64
4.3.1.4. CONSUMO DE HIDROGENO.....	64
4.3.1.5. CATALIZADOR.....	64
4.4 SECCION DE AGOTAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO.....	67
4.4.1. PRESION EN LA TORRE DE AGOTAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO.....	68
4.4.2. TEMPERATURA EN LA TORRE DE AGOTAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO.....	68
4.4.3. CARACTERISTICAS DE ALIMENTACION Y REQUERIMIENTOS DE PRODUCTOS.....	68
5. INTEGRACION DE CALOR.....	70
5.1 APLICACION DE LA INTEGRACION DE CALOR.....	71
5.2 METODOLOGIA PINCH Y EXERGIA.....	72
6. REDES FLEXIBLES DE INTEGRACION DE CALOR.....	88
6.1 INTEGRACION DE CALOR PARA LA RED FLEXIBLE.....	87
7. RESULTADOS.....	95
8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	99
BIBLIOGRAFIA.....	101
ANEXOS.....	108
ANEXO.1 POSIBLES ARREGLOS DE INTERCAMBIO TERMICO.....	107
ANEXO.2 CALCULO DE REQUERIMIENTOS EN SERVICIOS ANTES DE LA INTEGRACION DE CALOR.....	112
ANEXO.3 CALCULO DE REQUERIMIENTOS EN SERVICIOS DESPUES DE LA INTEGRACION DE CALOR.....	119
ANEXO.4 POSIBLE ARREGLOS DE INTERCAMBIO PARA LA RED FLEXIBLE.....	120
ANEXO. 5 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.....	124

1
INTRODUCCION

INTRODUCCION

El presente trabajo se realizó pensando en el enorme desconocimiento que se tiene, de los beneficios que puede obtenerse al aplicar correctamente una Integración de Calor en los procesos industriales[9], tratando de obtener el máximo beneficio en la recuperación de energía. El proceso de Hidrodesulfuración se demostrará lo valioso que puede ser la aplicación de la Integración de Calor obteniendo como resultado el ahorro económico en términos de servicios auxiliares (agua de enfriamiento y vapor de agua) y las unidades de Intercambio térmico.

Así mismo, se ha tratado de que este trabajo le sirva al lector como un material de apoyo para el estudio de la Integración de Calor, resaltando su importancia a nivel industrial. En particular para el proceso en estudio se realizó la Integración de Calor mediante la aplicación de la "Tecnología PINCH" y EXERGIA basándose la primera en los diagramas en cascada y la segunda en la gran curva compuesta. Cabe hacer mención de que como el proceso de Hidrodesulfuración se encuentra operando actualmente se ha tomado como referencia el gasto real de energía necesaria durante el proceso. Esto último tiene como objetivo la comparación de los resultados de consumo de energía antes y después de la Integración de Calor, el cual será el parámetro empleado para resaltar la importancia de una Integración Térmica en un proceso industrial.

La evolución de la "Tecnología PINCH" durante la década pasada ha permitido que ésta sea empleada como una herramienta para la recuperación de calor; implementándose poco a poco hasta llegar a considerarse como indispensable si lo que se desea es la resolución de problemas en los que se involucran redes de intercambio térmico; basándose principalmente en la reducción de costos, emisiones y consumo de energía, diseño del rango en el que es posible la aplicación esta tecnología en el proceso, así como la planificación en la localización de los equipos en el proceso [1,2].

A pesar de estos beneficios, muchas personas tienen problemas para apreciar la utilidad que esta tecnología tiene para el diseño de redes de intercambio en ingeniería, a pesar de haberse demostrado el gran ahorro que tiene sobre la inversión de capital [4]. Algunas de las corporaciones que al adoptar esta tecnología han tenido un gran ahorro de energía y capital una vez que aplicaron la integración de calor en sus industrias, son: ICI y UNION CARBIDE [2].

Por otro lado, en la aplicación de la integración de calor en secuencias de separación hay dos aspectos a considerar: 1) La optimización de los diagramas de flujo (reducción del número de intercambiadores de calor) y 2) Aprovechar todas las corrientes que puedan ser utilizadas en la nueva red de intercambio térmico para obtener una recuperación de calor máxima [5,7,8].

Por último, las metas que se persiguen en la aplicación de esta tecnología son:

1) Operación de unidades (equipos) para obtener recuperación real de energía y consecuentemente mejorar el consumo de servicios, mediante la minimización de los mismos.

2) Maximizar la recuperación de calor, optimizando la transferencia de calor con el número mínimo de intercambiadores y mínima cantidad de servicios.

3) Diseño de proyectos que contemplen la red de intercambio térmico más eficiente, que sea capaz de cumplir las restricciones del proceso.

De esta manera los objetivos de este trabajo son:

-Plasmar la metodología que se desarrolla en el diseño de procesos.

-Demostrar los beneficios económicos que se obtienen al aplicar la integración de calor en los procesos industriales, particularmente en una planta de hidrodesulfuración.

2
SINTESIS Y ANALISIS
DE
PROCESOS

2.1 ANTECEDENTES.

En la actualidad, a nivel industrial es cada vez mayor la necesidad de ahorrar energía con el objeto de un mejor funcionamiento del proceso y el abatimiento del costo en los servicios; en este sentido, el desarrollo de los procesos industriales está encaminado hacia la Generación u Optimización de los procesos. Para llevar a cabo esto, es necesaria la aplicación de tecnologías como una herramienta útil que ayude a satisfacer dichas necesidades.

Las herramientas que se usan comúnmente son: teoría de los sistemas, matemáticas aplicadas, y la economía. Con frecuencia estas técnicas están integradas en modelos creados para satisfacer los problemas presentados en la Generación y Optimización de los procesos a través de: Simuladores, Algoritmos de Optimización, Síntesis y Análisis de Procesos [14].

Debido a esto, es claro que una parte importante en la Ingeniería Química es el diseño de proceso. Un diseño adecuado cuenta con tres etapas básicas [12].

1) SINTESIS DE PROCESOS: Selección adecuada del equipo que se va a usar y sus interconexiones.

2) ANALISIS DE PROCESOS: Es la etapa en la que se resuelven los balances de materia y energía, dimensionamiento y costo.

3) OPTIMIZACION: modifica las interconexiones de los equipos y variables de operación, realizando una evaluación económica, es decir analiza cada uno de los pasos necesarios para llevar a cabo la optimización del proceso.

A continuación se presenta el diagrama de bloques necesario para llevar a cabo el diseño del proceso tomando en cuenta la evaluación económica.

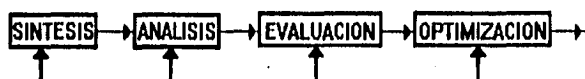


Fig. 1. Actividades Globales en el Diseño de Procesos.

En seguida se expresa de forma esquemática esta secuencia en el Diseño de Procesos.[12,40].

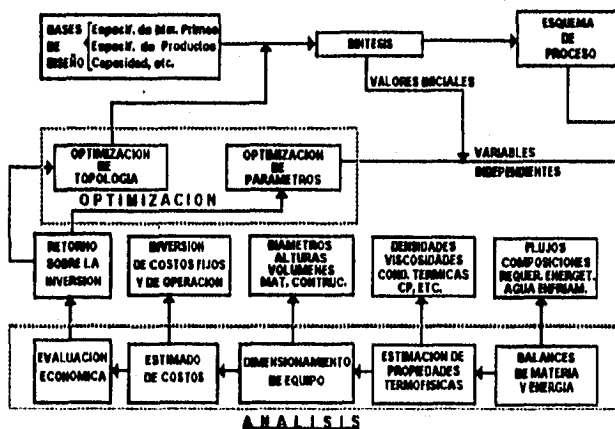


Fig. 2. Secuencia de Actividades en el Diseño de Procesos.

Para entender mejor estos conceptos se establecerá como un sistema aquel conjunto restringido de elementos, así como las interconexiones que existen entre ellos. Cada uno de estos elementos puede ser a su vez otro sistema de menor Jerarquía. Puede verse que el primer término (síntesis) indica una integración de los elementos del sistema (equipo), mientras que el segundo término (análisis) proporciona una descomposición del sistema. Estos mecanismos de estudio de procesos tienen una estrecha relación, ya que a una síntesis realizada de un proceso le seguirá siempre un análisis del proceso. En las siguientes líneas se muestra el porqué de esta relación.

2.2 SINTESIS.

En la tarea de obtener una solución a determinado problema presentado en un proceso, ya sea en el tren de intercambio térmico, tren de separación o bien en el tren reacción y que se desee abordar el problema con el procedimiento de Síntesis de proceso, se encuentran diferentes formas de afrontarlo [12], tales formas pueden ser:

- a) Caminos para formular el tipo de elección que es conocido como estructuras.
- b) Métodos para generar alternativas en cada parte componente del proceso.
- c) Estrategias para buscar la respuesta óptima.

Para elegir cuál de estos caminos es el más adecuado a seguir, es necesario realizar una descomposición de la Síntesis de proceso. La descomposición en el diseño de la Síntesis de proceso toma en cuenta una jerarquía que está en función de la importancia de los equipos que contenga el sistema y de las reglas heurísticas existentes. Dicha jerarquía puede establecerse en los siguientes niveles:

Nivel 1. Lotes Vs. Continuo (selección de rutas de reacción, condiciones y rendimientos).

Nivel 2. Entradas y Salidas en la Estructura del Diagrama de Flujo (selección de la mejor materia prima).

Nivel 3. Estructura de Recirculación en el Diagrama de Flujo y Consideraciones en el Reactor (selección del sistema de reacción).

Nivel 4a. Especificación en el Sistema de Separación (selección del sistema de separación).

Nivel 4b. Sistema de Recuperación de Vapor (selección de compresión, expansión y refrigeración).

Nivel 4c. Sistema de Recuperación de Líquido.

Nivel 5. Red de Intercambiadores de Calor (Sistema de intercambio térmico).

Nivel 6. Sistemas de Servicios Auxiliares.

A continuación se describen cada uno de los niveles mencionados.

2.2.1. Nivel 1. Lotes Vs. Continuo.

En este punto se determina la dependencia que tienen los cambios de estructuras (recirculaciones o posibles modificaciones que se contemplen realizar al sistema) y propiedades del sistema tales como: temperatura, presión o capacidad calorífica a presión constante (C_p) con respecto al tipo de alimentación. Para sistemas que operan por lotes la variable con la que se rigen es el tiempo que ha transcurrido entre la alimentación y la salida, mientras que para los sistemas que estén operando en régimen continuo las variables principales que rigen al sistema son: el tiempo y la posición.

2.2.2. Nivel 2. Entrada y Salida en la Estructura del Diagrama de Flujo.

En este nivel se determinan las mejoras que puedan obtenerse mediante una mejor caracterización adecuada de la materia prima en términos de: disponibilidad, costo y calidad. Esta caracterización proporcionará un ahorro de capital que puede ser desde un 30 hasta un 45 % del total de los costos. Dicho rango se ve influenciado por los siguientes factores:

- I) Las impurezas que pueda tener la materia prima.
- II) El número de corrientes que proporcionen productos y subproductos que puedan ser utilizados en las recirculaciones en el mismo proceso o como alimentación a otro diferente.
- III) Recirculaciones y Purgas.
- IV) La influencia que pueda tener el tipo o características de la reacción en el costo de capital y viabilidad de la misma.

De esta manera la importancia de este nivel radica en la forma sencilla en que se pueden visualizar rápidamente los costos iniciales del proceso.

En la siguiente figura se pueden observar dichos puntos.

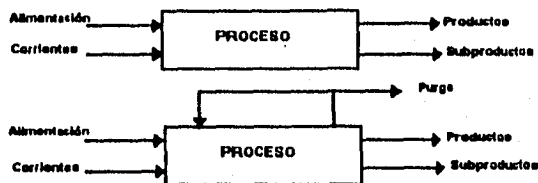


Fig. 3. Estructuras de Entrada y Salida del diagrama de Flujo.

2.2.3 Nivel 3. Estructuras de Recirculación en el Diagrama de Flujo y Consideraciones en el Reactor.

Este es el nivel más significativo para el diseño de variables ya que aquí se determina el tipo de operación (carga, recirculaciones, etc) que se tendrá en el reactor durante el proceso, por lo que es posible modificar el diagrama de flujo de proceso en caso de ser necesario. Para llevar a cabo este punto es necesario tomar en cuenta las siguientes consideraciones:

I) El número de reactores requeridos, (recirculaciones, tipo de reactor y requerimientos de sistemas de separación de reactor a reactor).

II) El número de corrientes de recirculación existentes.

III) ¿Se desea hacer uso de un exceso de un reactante en la entrada del reactor? (proporcionando mejoras en el desarrollo de la reacción).

IV) ¿El reactor es operado adiabáticamente, con calentamiento directo o refrigeración, o se necesita un fluido para controlar el calor en el reactor?

VI) Si la reacción está en equilibrio (limitada) y se puede desplazar el equilibrio mediante un aumento de concentración en los reactivos, con temperatura ó presión, ¿cuál se usaría en su caso?

VII) ¿Cómo afecta el costo del reactor al tipo de beneficios netos en el capital total?

En la siguiente figura se presenta la estructura de recirculación.

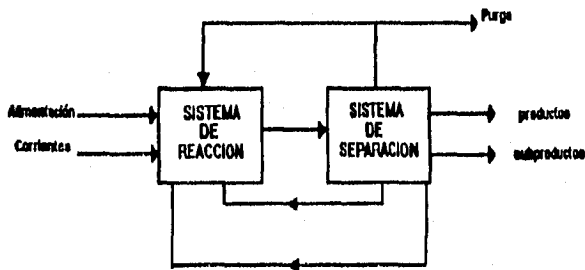


Fig. 4. Estructura de Recirculación del Diagrama de Flujo.

En el sistema de reacción hay que identificar las corrientes de alimentación y recirculación asociadas a cada reactor como se muestra en la figura 5, obteniendo así una estructura definida del sistema de reacción. Este sistema es importante que esté bien definido para un buen funcionamiento del proceso, ya que éste es el corazón del mismo.

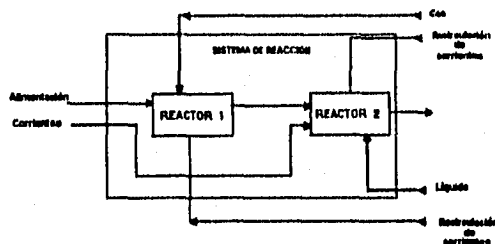


Fig. 5. Sistema de Reacción.

2.2.4. Nivel 4a. Especificación del sistema de separación.

Una vez que se ha estimado el diagrama de flujo de proceso, se realiza el cálculo del sistema de separación para la corriente proveniente del reactor [1,30,33]. En la representación de la figura 5 se muestra un diagrama típico del sistema de reacción y los tres tipos de corrientes que se pueden obtener (líquido, gas y líquido-gas), en donde se utilizan las reglas heurísticas* para determinar el tipo de sistema de separación en cada uno de los casos, como se describe a continuación.

a) Si la corriente proveniente del reactor es un líquido, entonces se separa la mezcla en un sólo sistema de separación líquida (figura 6). El sistema de separación líquida puede ser por: destilación, extracción, destilación azeotrópica etc.

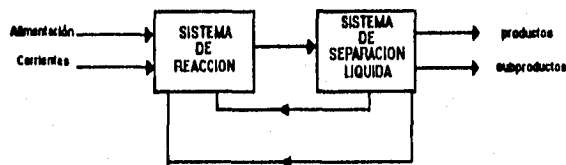


Fig. 6. Salida Líquida Proveniente del Reactor.

b) Si la corriente proveniente del reactor es una mezcla de dos fases, es conveniente separar las fases de la corriente mediante el uso de un "flash" (figura 7), para tratarlas por un lado con algún sistema de recuperación líquida y por otro con un sistema de recuperación de vapor .

*Las reglas heurísticas son experiencias que se han tenido a lo largo de los años y que se sabe funcionan correctamente en la determinación del desarrollo de procesos.

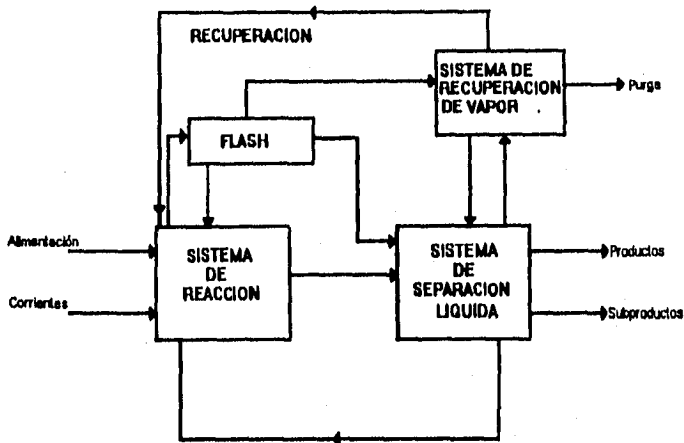


Fig. 7. Salida con dos Fases proveniente del Reactor.

c) Si el efuente del reactor es completamente vapor (en un intervalo grande de flujo), se recomienda usar agua de enfriamiento para abatir su temperatura, aprovechando las características que tiene el agua para la transferencia de calor, además de su costo más bajo comparado con otro tipo de sistemas de enfriamiento; luego se pasa a través del "flash" que se encarga de llevar los componentes volátiles al sistema de recuperación de vapor y los componentes más pesados al sistema de recuperación líquida. (figura 8),

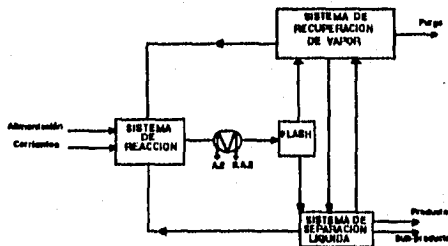


Fig. 8. Salida en Fase Vapor proveniente del Reactor.

Los parámetros que determinan el tipo de separación a emplearse en el proceso son:

- Conversión.
- Propiedades Físicas.
- $\alpha_{i,j} = K_i/K_j$.

Donde $\alpha_{i,j}$ es un parámetro de separación de un componente con respecto al otro, K_i y K_j son las constantes referidas a cada componente.

-Condiciones de operación Temperatura ; Presión; Flujo, Calor recibido y Calor Cedido.

- Composiciones (pureza deseada).
- $(\%)_D = X_D \cdot D / F \cdot Z$.

Donde $(\%)_D$ es el porcentaje de recuperación del elemento D, X_D es la composición del destilado, D es el flujo del destilado, F es el flujo en la alimentación y Z es la composición en la alimentación.

- Coeficiente de reparto.
- Disponibilidad y costo del equipo.
- Materiales de construcción
- Número de componentes.

2.2.5. Nivel 4b. Selección del Sistema de Recuperación de Vapor.

Un sistema de recuperación de vapor es necesario en el proceso para agotar toda la energía que es proporcionada por las diferentes corrientes del sistema, de otra forma la energía puede ser desperdiciada y por lo tanto el costo de capital para la manutención del proceso se incrementará.

Una vez que se ha realizado el Balance de Materia y Energía y determinado el sistema de separación , se procederá a calcular el sistema de recuperación de vapor en el cual se tiene que considerar los siguientes puntos.

I) Localización de la corriente del sistema de recuperación de vapor.

II) El tipo de sistema de recuperación de vapor.

Los sistemas de recuperación de vapor más comunes son:

- a. Condensación, alta presión y/o baja temperatura.
- b. Absorción, Usando un componente existente como solvente. Si es posible.
- c. Adsorción.
- d. Proceso de separación por membrana.

2.2.6. Nivel 4c. Sistema de Separación Líquida.

El tipo de decisiones que se deben tomar en este nivel están en función de los siguientes planteamientos:

- 1.- ¿Qué separaciones pueden realizarse por destilación?
- 2.- ¿Qué secuencia de columna de destilación debe ser usada?
- 3.- ¿Cómo se pueden acoplar otras separaciones que se encuentren en el sistema?

La destilación es quizás el método de separación de líquidos más empleado a nivel industrial, considerándose por esto como una de las operaciones importantes para los procesos de separación [40,39]. Las distintas modalidades con las que se puede llevar a cabo son:

a.- Destilación azeotrópica. Se emplea cuando se requiere una separación de componentes que forman un azeótropo. En este tipo de destilación es importante ver como cambia la composición del azeótropo con el cambio de presión, separando los componentes más volátiles.

b.- Destilación extractiva. Se utiliza cuando los componentes son difíciles de separar ($\alpha_{LK,HK} < 1.10$), empleando un agente másico de separación (AMS).

donde: $\alpha_{LK,HK}$ es el coeficiente de separación del componente más ligero con respecto al componente más pesado.

c.- Destilación con Absorción. La alternativa más común en destilación para la separación de materiales con peso molecular bajo es la absorción. En la absorción una mezcla de gases se ponen en contacto con un solvente líquido, el cual disuelve uno o más componentes del gas, lográndose la separación.

d.- Destilación ordinaria. Es la separación que emplea agentes de separación caloríficos o energéticos y se emplea cuando:
($\alpha_{LK,HK} > 1.10$).

e.- Destilación a presión o vacío. Se utiliza en conjunto con la extracción para compuestos que tienen un peso molecular bajo, muy difíciles de separar, volatilidad alta y punto de ebullición bajo.

Para elegir el tipo de destilación que se le aplicará al proceso es necesario tomar en cuenta las características de las corrientes de proceso y aplicar las reglas heurísticas como las descritas por NADGIR y LIU (1983) [39,40], con las cuales se facilita la selección del proceso.

1.- Favorezca la destilación ordinaria y si fuese necesario, remueva el agente de separación másico primero, es decir, favorezca separaciones que empleen agentes de separación caloríficos ó energéticos, cuando:

$\alpha_{LK,HK} > 1.10$ =====> Destilación Ordinaria.

$\alpha_{LK,HK} < 1.10$ =====> Uso de Agente Másico De Separación "AMS" (destilación Extractiva, retirando AMS, en el siguiente separador).

2) Evite el vacío y la refrigeración. Si se requiere de vacío en la destilación ordinaria entonces se puede considerar la extracción L-L.

Si se requiere refrigeración se debe considerar la absorción como alternativa. Esto ocurre con volatilidades altas y puntos de ebullición altos ó bien, cuando se destilan componentes más ligeros que el propileno.

3) Favorezca el número mínimo de productos; es decir, evite la separación de componentes que van a ser mezclados posteriormente.

- 4) Remueva primero a los componentes corrosivos y/o peligrosos.
- 5) Deje al último las separaciones más difíciles.
- 6) Separe primero al componente que se encuentre en mayor proporción en la alimentación.
- 7) Favorezca las separaciones 50:50 o en su defecto emplee el coeficiente de más fácil separación (CES) el cual se define como:

$$CES = F \times \Delta \quad \text{ó} \quad CES = (\alpha - 1) \times 100 \times F$$

donde; $F = B/D \leq 1.0$.

B = Moles del componente

D = Moles totales de todos los componentes de la alimentación

Δ = Diferencia de temperaturas normales de ebullición.

α = Volatilidades Relativas.

2.2.7. Nivel 5. Red de Intercambiadores de Calor

En este nivel se realiza lo que es la integración de calor, es decir se diseña la red de intercambio térmico, tomando en cuenta los siguientes aspectos:

a) Condiciones de las corrientes.

*Temperatura.

*Flujo.

*Capacidad calorífica a presión constante (Cp).

b) Condiciones térmicas de los equipos como: Intercambiadores de calor, calentadores a fuego directo, reactores, separadores, etc. Dichos arreglos pueden realizarse desde distintos puntos de vista, tales como:

*Reglas Heurísticas.

*Métodos Evolutivos.

*Objetivos =====> "TECNOLOGIA PINCH" y EXERGIA.

*Algoritmos=====> Estructuras de programación lineal y no lineal (MILP y MINLP).

2.2.8. Nivel 6. Sistema de Servicios Auxiliares.

En este nivel analizan propiamente los servicios de ENERGIA, TRANSPORTE, ALMACENAMIENTO y CONTROL DE MATERIALES, que son necesarios durante el proceso y el tipo de servicio que requeriría el material. Lo que incluye el análisis de algunos puntos importantes tales como: cantidad y costeabilidad de cada servicio requerido, peligrosidad de los materiales (si existe), tipo de infraestructura requerida por cada uno de los servicios auxiliares, etc.

2.3 ANALISIS.

Se entiende como análisis el estudio científico, técnico y económico empleado, para investigar las estructuras y elementos que constituyen un sistema o un proceso estimado, así como para establecer las funciones e interrelaciones entre ellos.

Para efectuar el análisis de un proceso es necesario llevar a cabo las siguientes tareas:

-Descomposición. En esta fase se determina cuáles son las unidades más pequeñas del sistema, de tal manera que permita un estudio correcto sin que sea superficial de forma, que no represente bien la realidad, pero tampoco tan detallado que llegar a la solución represente un problema más.

Modelado. En esta fase, se desarrolla una representación matemática de los elementos seleccionados. Aquí pueden desarrollarse modelos tan complicados como lo permita el sistema de computo disponible ya que, de éstos depende el tiempo para obtener la solución de los modelos.

Simulación. Dado que el modelado no es una tarea muy sencilla se usan generalmente simuladores de proceso (programas computacionales), los cuales auxilian a obtener representaciones cercanas a la realidad.

2.4. TECNICAS USADAS EN LA SINTESIS Y ANALISIS DE PROCESOS.

Todos los criterios mencionados anteriormente junto con el tipo de problema con el que se esté trabajando dan una serie de Técnicas para la Síntesis y el Análisis de Procesos, los cuales se describen brevemente a continuación:

* Descomposición o análisis morfológico: Esta es una técnica que consiste en dividir un problema grande y complejo en un número mayor de problemas pequeños, los cuales caen ya sea dentro del ámbito de tecnología disponible o presentan problemas de síntesis más pequeños y más sencillos de resolver. Es decir, en esta parte no importa que tan complejo sea el problema, éste se puede dividir en subproblemas (sin perder la esencia del mismo).

* Heurística: Solución de problemas por medio de las suposiciones basadas en la experiencia. La solución de problemas se basa en la experiencia que se ha tenido en las industrias a lo largo del tiempo y que sirven de referencia para saber cómo actuar en una forma rápida, concreta y confiable cuando se presentan los problemas.

* Diseño Evolutivo: Modificación u optimización de las partes más importantes de los procesos ya existentes para mejorar los aspectos de mayor trascendencia económica y técnica del mismo.

* Optimización Directa: Resolución de algoritmos matemáticos que generan y evalúan todas las posibles alternativas de un sistema en particular, para determinar cuál es el mejor, técnica y económicamente de acuerdo a una función objetivo.

La función objetivo la cual se desee optimizar debe determinarse en base a consideraciones realizadas al sistema (proceso) tales como: rango de operabilidad, rentabilidad, seguridad y costo.

* En ocasiones, es necesario corregir procesos que se encuentran funcionando ya, pero que usan técnicas obsoletas en su producción. En estos casos se recomienda realizar los siguientes pasos:

- a) Quite los intercambiadores de calor y recipientes de almacenamiento.
- b) Agrupe todas las columnas de destilación.
- c) Simplifique la estructura general del sistema de separación.
- d) Globalice el sistema completo de separación.
- e) Globalice el proceso completo.

De esta manera el proceso se puede entender mejor en su funcionamiento global y particular (cada una de las partes constitutivas del mismo), dando como consecuencia que sea posible determinar de una forma más fácil las funciones objetivo.

2.4.1. MODELO DE LA CEBOLLA.

La clasificación anterior de las técnicas de Síntesis y Análisis de los procesos es muy importante debido a la dificultad con la que se pueden presentar los problemas y a las posibles soluciones de éstos que pueden ir desde 10^4 hasta 10^9 , además también es importante tomar en cuenta la experiencia que se ha estado acumulado en Ingeniería y que se ve reflejada en las reglas heurísticas, seleccionando así las posibilidades más favorables, para después compararlas y decidirse por un conjunto de ellas (por lo menos tres). Esta decisión se realiza en base a las especificaciones que se requieran en el proceso y por supuesto al mejor costo. Una vez determinadas las mejores posibilidades se realiza un análisis del proceso en forma exhaustiva, obteniendo así la respuesta más adecuada que resuelva las necesidades requeridas.

Todo este procedimiento necesario para el diseño de un proceso, se basa en la jerarquía operacional, que consta de:

- 1) El diseño del reactor; por medio del cual se determina el proceso de separación.
- 2) El diseño de calentamiento y enfriamiento (red de intercambio térmico).
- 3) La integración y optimización. Estos son aspectos expresados en el **MODELO DE LA CEBOLLA (ONION MODEL)**.

Dicha jerarquía sera representada esquemáticamente como se muestra en la figura 9.

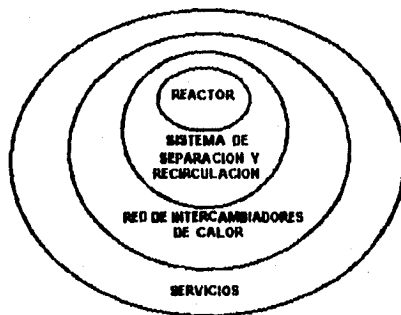


Fig. 9. El Modelo de la Cebolla del Diseño de Procesos.

En base a dicho modelo, la Optimización viene dada por Máximos y Mínimos que determinan el análisis de costo. En este sentido se habla de máximos y mínimos porque por un lado se trata de maximizar el rendimiento global del proceso (valor del producto), minimizando el costo de energía (servicios), costo de la materia prima y el análisis de costo (involucrando el costo del equipo que determine la eficacia de la síntesis y análisis del proceso).

Para aceptar el proceso elegido como la mejor opción es necesario realizar un balance en los costos de capital totales (materia prima, conversión, energía consumida y el valor del producto) obteniendo así la ganancia neta en el costo de capital, esto puede reflejarse mediante la siguiente expresión.

$$\text{POTENCIAL ECONOMICO} = EP = (\text{VALOR DEL PRODUCTO}) - (\text{COSTO DE MATERIA PRIMA}) - (\text{CAPITAL FIJO INICIAL}) - (\text{COSTO DE ENERGÍA}).$$

De esta forma, el potencial económico logra un equilibrio entre el grado máximo de conversión y el mínimo costo de capital invertido.

Es fácil deducir entonces, que cuando a la solución de un problema se le da el enfoque de Síntesis de procesos, el costo que esto implica es muy elevado, ya que abarca, desde la generación del proceso o la compra de tecnología, hasta la construcción de toda una planta nueva y esto no siempre es posible sobre todo si se toma en cuenta que generalmente no se proporcionan en nuestro país recursos suficientes para realizar inversiones muy grandes. Debido a esta situación, se debe conjugar con la otra alternativa: el análisis de procesos, el cual tiene costos más reducidos y está al alcance de cualquier empresa. Es por esto que en este trabajo se hace uso del análisis de procesos, demostrando que estas son herramientas adecuadas que dan costos de producción más bajos e incrementan la productividad y la retabilidad del proceso. Además, es conveniente recordar la facilidad y el bajo costo que se tiene al realizar un estudio de Integración de Calor por el método de "Tecnología PINCH", obteniendo resultados muy confiables.

3
ANTECEDENTES
DE
TECNOLOGIA PINCH

3.1. INTEGRACION DE CALOR.

La Integración de Calor consiste en agotar todas las fuentes de energía disponibles en un proceso y que se están desperdiciando propiciado con esto, un gasto innecesario en los servicios requeridos. Tradicionalmente, el diseño de redes de intercambio térmico (HEN) se realiza tomando en cuenta las condiciones de las corrientes (presión, temperatura, composición etc.), comenzando con las partes básicas del proceso como los reactores y separadores para diseñar así la red de Intercambio térmico mas compatible con el proceso. En términos del modelo de la cebolla (ONION MODEL) [6], la Integración de calor puede ser representada en un diagrama sencillo como a continuación se presenta:

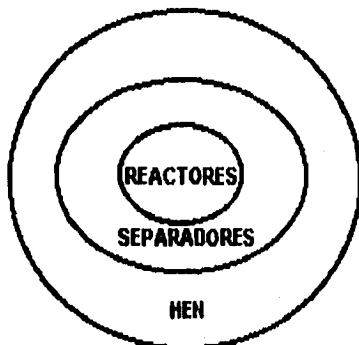


Fig. 10. Contracción del Modelo de la Cebolla.

El modelo de la Cebolla en este caso representa la jerarquía y delineamiento que se debe de tomar en cuenta para obtener el diseño adecuado de la red de intercambio térmico sin el cual no se podría obtener los requerimientos térmicos que exige el sistema, ya que hasta que se determinan las cantidades (balance de materia), necesarias en los reactores y el tren de separación, es posible proceder a la realización del diseño de la "HEN", mediante el empleo de la "Tecnología PINCH".

3.2. FUNDAMENTOS DE LA "TECNOLOGIA PINCH".

La "Tecnología PINCH" se desarrolló a principios de la década de los setenta debido a la necesidad que existía para aprovechar al máximo los recursos energéticos dentro de la industria. Dicha tecnología ha evolucionado al grado de convertirse en una herramienta importante en el diseño de nuevos procesos, mejorando los procesos existentes, mediante el análisis, síntesis y recuperación energética de cada una de las partes del proceso. Las cuales básicamente son los trenes de reacción y tren de separación. De tal manera que esta tecnología consiste en un análisis especializado para la recuperación de energía por la vía de la generación y análisis de una red de intercambio térmico; reduciendo los costos de capital, emisiones (partes de calor que se desperdician mediante el proceso) y consumo de energía.

La importancia de esta tecnología fué descubierta por LINNHOFF [1,2,3,4,6,19] y colaboradores, quienes implementaron el método "PINCH". Dentro de los conceptos desarrollados en base a esta tecnología y que le han dado un sustento importante para el diseño de procesos se encuentran:

- a) Optimización de la caída de presión y prevención de la corrosión [25].
- b) Perfiles de presión y temperatura en torres de destilación.
- c) Diseño de procesos a baja temperatura.
- d) Integración de procesos por lotes.
- e) "PINCH" para aguas residuales [26].
- f) Integración total de la planta [21,23,27].
- g) Reducción de emisiones.

Estos puntos se fundamentan en: primera ley de la termodinámica [18] (conservación de energía), concepto de punto de pliegue, el concepto de curvas compuestas, la gran curva compuesta (G.C.C., "EXERGIA") y del diagrama de la red de intercambio. El punto "PINCH" significa que el ΔT_{\min} se cumple en una temperatura T^* (temperatura en la cual se obtiene el "PINCH"), además de ser el punto que establece que el calor $H(T)$ recuperado es máximo. Es posible que el punto "PINCH" divida a la red de intercambio térmico en dos partes; la parte de arriba de T^* donde únicamente se requieren servicios de calentamiento y la parte abajo de

T^* en donde sólo se requieren servicios de enfriamiento. Si en cualquier parte de la red se transfiere calor desde las corrientes calientes (C.C) arriba de T^* hasta las corrientes frías (C.F) abajo de T^* ; es decir, si hay transferencia de calor a través del punto "PINCH" la máxima energía recuperada (MER) se pierde. De aquí la importancia que tiene el rompimiento de ciclos (cuando hay transferencia de calor a través del "PINCH") que se abordará más adelante [4].

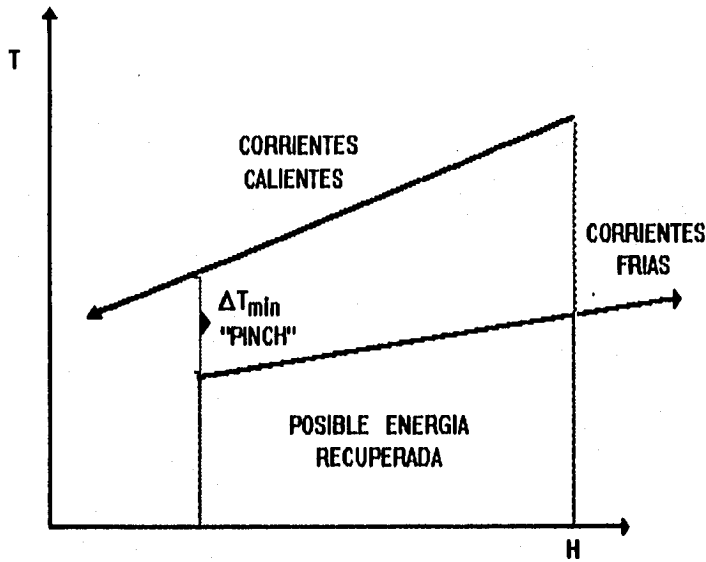


Fig.11. Máxima energía recuperada entre las corrientes calientes y corrientes frías.

Para la realización de esta gráfica, se obtienen por intervalos de temperatura el valor de calor acumulado para las corrientes calientes y las corrientes frías. La punta de cada corriente después de la posible energía recuperada indica el tipo de servicios necesarios arriba y abajo del punto "PINCH", es decir, por arriba de este punto se necesita servicio de calentamiento, mientras que por abajo se requiere de enfriamiento. Este procedimiento se enfatizará en los diagramas en cascada.

T^* en donde sólo se requieren servicios de enfriamiento. Si en cualquier parte de la red se transfiere calor desde las corrientes calientes (C.C) arriba de T^* hasta las corrientes frías (C.F) abajo de T^* ; es decir, si hay transferencia de calor a través del punto "PINCH" la máxima energía recuperada (MER) se pierde. De aquí la importancia que tiene el rompimiento de ciclos (cuando hay transferencia de calor a través del "PINCH") que se abordará más adelante [4].

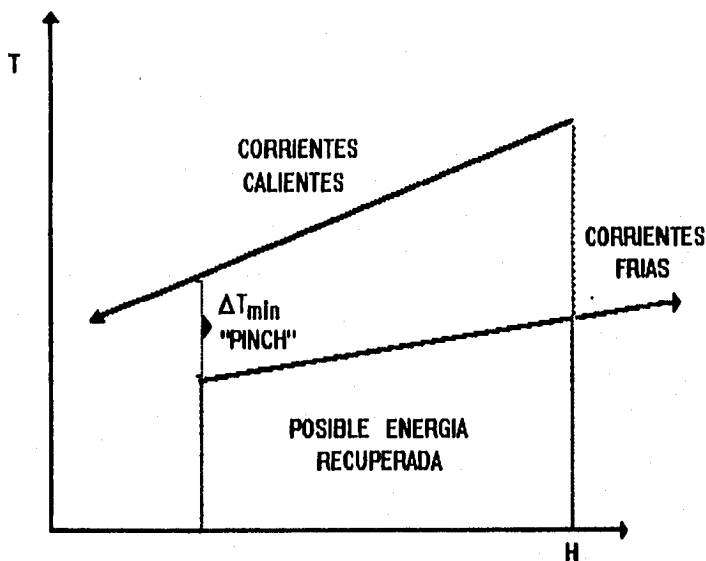


Fig.11. Máxima energía recuperada entre las corrientes calientes y corrientes frías.

Para la realización de esta gráfica, se obtienen por intervalos de temperatura el valor de calor acumulado para las corrientes calientes y las corrientes frías. La punta de cada corriente después de la posible energía recuperada indica el tipo de servicios necesarios arriba y abajo del punto "PINCH", es decir, por arriba de este punto se necesita servicio de calentamiento, mientras que por abajo se requiere de enfriamiento. Este procedimiento se enfatizará en los diagramas en cascada.

3.3 METODOLOGIA EMPLEADA EN EL ANALISIS DE "PINCH".

La Integración de Calor mediante la "Tecnología PINCH" se puede realizar por 2 métodos;

1) Con el uso de un simulador.

2) Con diagramas en cascada. (Aquí se requieren como datos flujo másico de cada corriente multiplicado por su capacidad calorífica a presión constante (W_{cp}), temperatura de entrada (T^e), temperatura de salida (T^s), con un ΔT_{min} (determinado por el diseñador) entre las corrientes calientes y corrientes frías.

A continuación se mencionan los aspectos fundamentales de cada uno de estos procedimientos, enfatizándose el uso de diagramas en cascada.

3.3.1 DESCRIPCIÓN DEL FUNCIONAMIENTO DE LOS SIMULADORES.

Un simulador de procesos es un programa de computadora digital, que realiza los balances de materia y energía de diversos procesos, y la evaluación de las propiedades fisicoquímicas de las corrientes involucradas, proporcionando información suficiente que permite efectuar la ingeniería básica de un proyecto industrial como es el diseño de equipos y tuberías, cálculo del sistema de servicios auxiliares, estimación de costos, etc.

Mediante un simulador de procesos, también es posible estudiar el comportamiento de plantas existentes bajo diversas condiciones de operación, y analizar la respuesta del proceso a las modificaciones en las variables consideradas, proporcionando guías para una mejor operación de las plantas.

Para poder aplicar un simulador de procesos a cualquiera de estos problemas es necesario entender claramente qué es un proceso químico y cómo está constituido. La mayoría de los sistemas de procesamientos químicos están formados por arreglos de unidades individuales de equipo cada una llevando a cabo una etapa del proceso global. Estas unidades individuales están interconectadas entre sí por flujo de materia y energía.

Los procesos típicos normalmente contienen unidades tales como: bombas, intercambiadores de calor, tanques separadores líquido-vapor, columnas de destilación, etc., los cuales son de diseño relativamente estándar; sin embargo, raramente el diseño de los sistemas de procesamiento químico es exactamente igual, ya que aún cuando los procesos

tengan la misma función básica, muy a menudo requieren diferentes diseños debido a la diferente disponibilidad de materias primas o bien a diferentes fuentes de energía, ó condiciones económicas de otra índole, etc. Esta situación es una de las principales razones por la que han tenido tanto éxito los simuladores de proceso.

En términos generales, para poder llevar a cabo la simulación de un proceso se debe conocer cuál es la naturaleza de las corrientes de proceso. Se puede definir como corriente a todo aquel material de proceso que se transporta a través de una tubería y cuyas propiedades termofísicas pueden considerarse constantes a lo largo del medio de transporte. La corriente de proceso es el elemento fundamental del diagrama de flujo de proceso y, para propósitos de simulación, queda completamente especificada si están definidos: composición, flujo temperatura y presión, en función de las cuales se calculan las demás propiedades de interés.

Cabe mencionar que cuando en un simulador se procesan corrientes de proceso correspondientes a fracciones del petróleo, es conveniente manejarlas a través de una caracterización en pseudo componentes; esto es debido a que el petróleo está formado por una gran cantidad de compuestos que no pueden ser identificados individualmente en el simulador y que por su número, presentan requerimientos importantes de memoria para su manejo como componentes identificables. Existen correlaciones que permiten calcular las propiedades que como compuesto puro tendría un componente hipotético (pseudo componente), que represente el comportamiento global de los compuestos comprendidos en el rango de destilación del pseudo componente.

Los simuladores de proceso pueden ser clasificados como de régimen estacionario, dinámicos, de diseño, de evaluación económica o de optimización y control. La mayoría de los simuladores tienen más de uno de los usos mencionados. Sin embargo, son los simuladores de procesos a régimen estacionario los que mayor desarrollo han tenido, gracias a la simplicidad de su formulación matemática y a su estabilidad numérica. Estos simuladores estudian el comportamiento de un proceso propuesto o una planta existente, cuando han llegado a un estado de operación invariante con respecto al tiempo, es decir un estado estacionario.

Los simuladores dinámicos llevan a cabo la simulación de una planta de proceso, cuya operación varía con respecto al tiempo. Los simuladores cuyo propósito es el diseño dinámico

son más complicados y de menor estabilidad numérica, debido a que el flujo de información es de sentido inverso al flujo de materia o energía. La información de entrada y los parámetros de diseño de un equipo se calculan a partir de la información de salida.

Los simuladores para optimización y control de proceso son todavía de uso muy específico, enfocándose a problemas particulares de transferencia de calor, de separación de multicomponentes, o para el control y supervisión automática de una planta por iteración directa entre la computadora y los instrumentos de la planta.

En las figuras siguientes se muestra la relación entre las variables del proceso necesarias para realizar una simulación, así como la clasificación de los simuladores dentro del Diseño de Proceso.

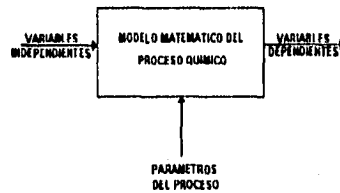


Fig. 12. Simulación de Procesos.

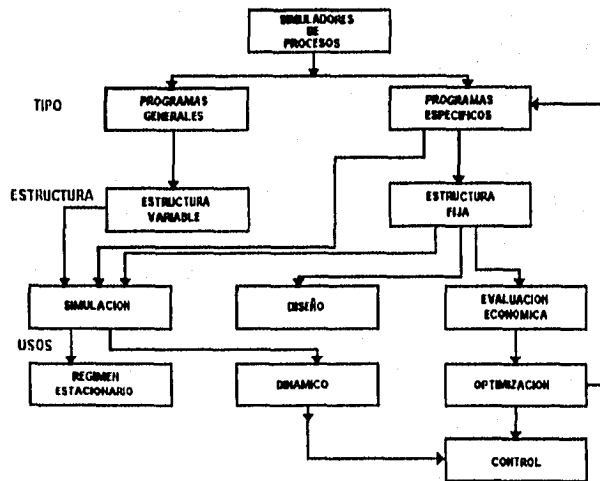


Fig. 13. Clasificación de Simuladores de Procesos.

Los simuladores de proceso tienen una clasificación por:

TIPO, donde se delimitan las características de los programas a utilizar durante la simulación. Una vez que se ha escogido el tipo (Generales o Específicos) se asume la forma de la **ESTRUCTURA** y por último el **USO** que se le dará a la simulación, como se muestra en fig. 12. Algunos de los simuladores que son utilizados para realizar la integración de calor son: ASPEN PLUS, HYSIM y TARGET. Pero desafortunadamente en México su empleo se encuentra prácticamente restringido a nivel académico, a pesar de que ha demostrado su eficiencia a nivel industrial [2].

3.3.2. DIAGRAMAS EN CASCADA.

A continuación se describe el procedimiento general de integración de calor, mediante la "Tecnología PINCH" [15]. Esta descripción se considera pertinente ya que no se requiere más que un análisis sencillo de las corrientes del proceso para la realización de los cálculos:

I) Se identifican las corrientes calientes y las corrientes frías, del proceso, siendo las corrientes calientes aquellas que se enfrían mientras que las corrientes frías son aquellas que se calientan.

II) Se ordena de manera decreciente todas las temperaturas de las corrientes calientes.

III) A el valor de las corrientes frías se les suma el ΔT_{min} (determinado por el diseñador), después estos valores se agregan a la lista de temperaturas de las corrientes calientes y se ordenan nuevamente, de forma decreciente.

IV) Si existiera en las corrientes frías agregadas una temperatura mayor a la más alta de las corrientes calientes $T > T_{m\acute{a}x}$ caliente o bien una temperatura menor a la temperatura más baja de las corrientes calientes entonces se repite el valor de los límites calientes. El siguiente ejemplo muestra como es el tratamiento para los datos requeridos:

a) supongamos que se tienen las siguientes corrientes de proceso:

Tabla No.1

CORRIENTE	WCp(BTU/LB F)	T ^s	T ^r	Q(BTU/Hr) 10 ³
1	1,000	250	120	130
2	4,000	200	100	400
3	3,000	90	150	-180
4	6,000	130	180	-360

Entonces los valores correspondientes de temperatura para las corrientes calientes son:

250 200 120 100

Mientras que para las corrientes frías son:

190 150 130 90

b) Los valores de temperatura de las corrientes frías(C.F.) + ΔT_{\min} (10°).

200 160 140 100

c) Al ordenar los valores de temperaturas de las corrientes calientes (C.C) y las corrientes frías(C.F.) tenemos:

250 200 200 160 140 120 100 100

V) Ordenar las temperaturas de corrientes frías en forma decreciente.

190 150 130 90

VI) A las temperaturas de las corrientes calientes restar el ΔT_{\min} (10°) y adionar a la lista de temperaturas de las corrientes frías. Si existiera un valor de las temperaturas de las corrientes calientes mayor al valor máximo de las corrientes frías entonces se repite este valor máximo eliminándose el de las corrientes calientes, como se muestra enseguida.

240 190 110 90

240 190 190 150 130 110 90 90

VII) Acomódense las corrientes calientes arriba y por debajo las corrientes frías.

250 200 200 160 140 120 100 100

190 190 190 150 130 110 90 90

VIII) Si existieran parejas de valores iguales deje una de ellas y elimine las demás.

IX) Se realiza un diagrama ordenando la temperatura de las corrientes calientes en la (columna) izquierda y Las corrientes frías en la (columna) derecha.

Por ejemplo, de los datos anteriores se obtendría un diagrama como el siguiente.

CORRIENTES CALIENTES			CORRIENTES FRIAS		
VCp1	VCp2			VCp3	VCp4
1000	4000	250	150	3000	6000
Q=50		200	150		
Q=40	Q=160	160	150	CORRIENTE 3	Q=240
Q=20	Q=80	140	130	Q=60	Q=120
Q=20	Q=80	120	110	Q=60	CORRIENTE 4
CORRIENTE 1	Q=80	100	90	Q=60	
	CORRIENTE 2				

VALORES DE Q X 10³

Fig. 14. Arreglo final de corrientes calientes y corrientes frías.

X) Obtener el diagrama en cascada para determinar el PINCH y/o los requerimientos mínimos (calentamiento o enfriamiento) en el sistema. Los requerimientos mínimos del sistema se refieren a la cantidad de calor de enfriamiento o calentamiento que es necesario suministrar. A su vez, ubican el punto PINCH en donde la cantidad de calor acumulado es cero [19].

El diagrama en cascada se obtiene sumando el contenido de calor de todas las corrientes por intervalo de temperaturas, colocando desde el principio los requerimientos mínimos de la red ya sean de calentamiento o enfriamiento. por ejemplo:

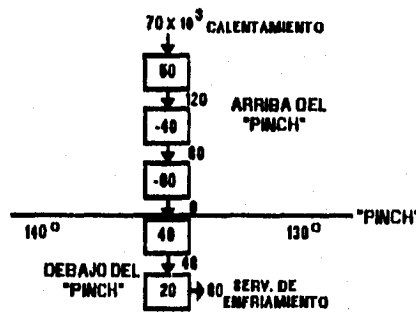


Fig. 15. Diagrama en Cascada.

Una vez hecho el diagrama en cascada en donde se determinó el punto "PINCH" y los requerimientos mínimos se procede a obtener los siguientes diagramas:

- a) Determinar el arreglo posible de la red de intercambio térmico y,
- b) La gran curva compuesta de acuerdo al procedimiento:

Para las corrientes calientes.

- 1) Calcular los requerimientos mínimos de servicios ya sean de calentamiento o de enfriamiento.
- 2) Definir una entalpía de referencia (por lo regular se escoge cero) en la temperatura más fría de cualquier corriente caliente.
- 3) Calcular la entalpía acumulada para intervalo de temperatura (H).

Para las corrientes frías.

- 4) A la temperatura más baja de las corrientes frías se le asigna la entalpía de referencia con el requerimiento mínimo de enfriamiento.
- 5) Calcular la entalpía acumulada (H).

Con datos del ejemplo dado, se tendría la siguiente tabla:

Tabla No. 2

CORRIENTES CALIENTES	ENTALPIA	ENTALPIA ACUMULADA
T=100	$H_0 = 0$	0
T=120	$H_1 = 4000 (120-100)$	80
T=140	$H_2 = (4000+1000) (140-120)$	180
T=160	$H_3 = (4000+1000) (160-140)$	280
T=200	$H_4 = (4000+1000) (200-160)$	480
T=250	$H_5 = 1000(250-200)$	530

A continuación se presenta una curva compuesta similar a la que se obtendría con estos datos y donde:

Q_{hmin} = Es el calor mínimo de calentamiento necesario por arriba del punto "PINCH".

Q_{cmin} = Es el calor mínimo de enfriamiento necesario por abajo del punto "PINCH".

Zona de enfriamiento: es la parte del proceso donde es posible enfriar.

Zona de calentamiento: es la parte del proceso en donde es posible calentar.

ΔT_{min} = nos indica que el ΔT_{min} seleccionado, es el acercamiento máximo en el punto "PINCH" [2,3,13].

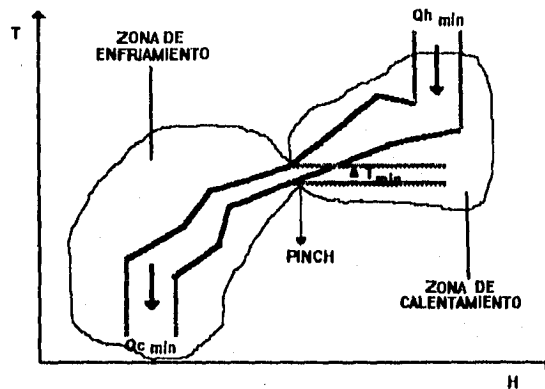


fig.16. Curva compuesta mostrando las fuentes de energía y la localización del punto "PINCH".

3.3.2.1 Reglas en el Manejo del "PINCH".

Para hacer uso del método "PINCH" es necesario el cumplir con las siguientes reglas:

- a) Deben conocerse todos los valores de flujo molar por la capacidad calorífica a presión constante (WC_p) para todas las corrientes.
- b) No transferir calor a través del "PINCH", ya que si esto ocurre se violaría el ΔT_{min} propuesto, violándose a su vez las reglas termodinámicas.
- c) Adicionar únicamente calor por encima del "PINCH".
- d) Enfriar únicamente por debajo del "PINCH".
- e) Deben conocerse todas las temperaturas de suministro y las temperaturas de salida (meta) de las corrientes de proceso. Además de las siguientes reglas termodinámicas (maestras) que complementan este punto.

Para favorecer que la red tenga este aprovechamiento se recomienda el uso en el diseño de las siguientes reglas termodinámicas [18]:

*Utilizar en forma decreciente las temperaturas de cada corriente (corrientes frías y corrientes calientes) procurando primero intercambiar las corrientes en donde exista una mayor diferencia de temperaturas.

*Intercambiar a su vez en forma decreciente los que tengan un mayor W_{cp} entre las corrientes frías y las corrientes calientes.

La aplicación de estas reglas maestras determinan el orden de conexión entre los intercambiadores con las corrientes calientes y las corrientes frías. Sin embargo, las reglas maestras en general no intentan guiar la utilidad de los procesos entre las corrientes calientes y las corrientes frías, sino demostrar si una red es posible que funcione correctamente como se ha seleccionado sin violar las reglas termodinámicas.

Es recomendable que las reglas termodinámicas maestras no solamente sean aplicadas en la generación inicial de una máxima energía recuperada (MER) relacionado con el mínimo costo de la red de intercambio térmico, sino que también se compruebe dicha MER a medida que se esté utilizando la red de intercambio térmico en el proceso con el objeto de verificar su eficiencia. El uso de estas reglas intenta que la metodología empleada en la "Tecnología PINCH" cumpla con los siguientes objetivos en el diseño de las redes de intercambio térmico:

*Aprovechar al máximo la energía disponible en el intercambio de calor entre las corrientes calientes y corrientes frías, y que a su vez cumplan con las reglas termodinámicas necesarias. (por ejemplo, obteniendo el ahorro y el intercambio más eficiente de calor disponible entre las corrientes calientes y corrientes frías) [27].

* Obtener el número mínimo de unidades (calentadores y enfriadores) [11].

* Minimizar el costo involucrado en las unidades.

* Minimizar el costo en los servicios de operación (vapor de agua ó agua de enfriamiento) en los procesos.

Los pasos descritos en la síntesis para la integración de calor son utilizados con el objetivo de crear una red de intercambio térmico que maximice la eficiencia termodinámica durante el intercambio de calor entre las corrientes de utilidad en el proceso dadas entre las

corrientes calientes y corrientes frías, así como minimizar la inversión en el costo de unidades involucradas en la red (calentadores, enfriadores o condensadores). De estos pasos depende en gran medida cómo puedan ser intercambiadas las corrientes calientes y las corrientes frías, cómo y dónde puedan ser colocados los intercambiadores, de tal forma que se favorezcan el aprovechamiento térmico de las corrientes de proceso.

3.3.2.2. Diseño de Redes de Intercambio Térmico y Formación de Ciclos.

* Diseño de redes de intercambio térmico.

Para realizar el diseño de la red de intercambio térmico, es necesario considerar dos partes principales, una por arriba del "PINCH" y la otra por debajo del "PINCH" [40,17].

a) Arriba del "PINCH". Los requisitos para la unión de corrientes de procesos, en intercambiadores por arriba del PINCH son:

- El WC_p de las corrientes calientes \leq WC_p de las corrientes frías (lo cual nos indica las combinaciones posibles entre dichas corrientes), y
- El número de corrientes calientes \leq número corrientes calientes (si no se cumple, habrá que realizar una división de las corrientes frías).

b) Debajo del "PINCH". Se requiere cumplir con las siguientes dos condiciones:

- El WC_p de las corrientes calientes \geq WC_p corrientes frías y,
- El número de corrientes calientes \geq a el número de corrientes frías.

WC_p = el flujo másico multiplicado por la capacidad calorífica a presión constante.

Posteriormente se determina la existencia y ruptura de ciclos, si se da el caso, como a continuación se describe.

* Determinación de Ciclos y su Rompimiento.

El número total de intercambiadores en la red se determina de la siguiente manera:

$$\text{NUMERO TOTAL DE INTERCAMBIADORES (T)} = \text{NUMERO DE CORRIENTES CALIENTES (C.C.)} + \text{NUMERO DE CORRIENTES FRIAS (C.F.)} + \text{NUMERO DE SERVICIOS (S)} - 1.$$

Aquí cabe mencionar que en los procesos a los cuales se les realiza una Integración de Calor pueden generar ciclos entre los intercambiadores de calor que conforman la red de intercambio térmico [31]. Esta formación de ciclos es una parte importante en el análisis de la red de intercambio térmico. De tal forma que un ciclo se define como:

-Trayectorias que van uniendo un intercambiador con otro hasta formar una trayectoria cíclica y que además cruzan el punto del "PINCH" en un diagrama en cascada. Dado que se cruza el punto "PINCH" se está violando el ΔT_{\min} y las reglas termodinámicas, por lo que es de suma importancia romper dichos Ciclos. A continuación se describe la determinación de ciclos y su posterior rompimiento.

* El siguiente cálculo indica la existencia de Ciclos.

Arriba del PINCH.

Núm. de intercambiadores= (Núm C.C.+ Núm C.F.+ Núm S -1).

Abajo del PINCH.

Núm. de intercambiadores= (Núm C.C.+ Núm C.F + Núm S -1).

La existencia de un número mayor de intercambiadores arriba y abajo del "PINCH", comparado con el número total de intercambiadores (T) indica la existencia de ciclos en la red de intercambio térmico, es decir se transfiere calor entre intercambiadores a través del "PINCH", lo cual no es recomendable para el sistema. Por esto es necesario realizar un balance dentro de la red eliminando los intercambiadores excedentes, aumentando la carga en servicios totales.

Número de Ciclos= (número de intercambiadores arriba del "PINCH" + número de intercambiadores abajo del "PINCH" - número total de intercambiadores (T)).

Las siguientes reglas heurísticas son empleadas para el rompimiento de ciclos dentro de las redes de intercambio térmico.

1) Romper primero el ciclo que incluya al intercambiador de calor con la menor carga posible, es decir, de la red que forma el ciclo la unidad que intercambie la menor cantidad de calor.

2) Remover siempre la carga más pequeña de un ciclo, es decir que si se quita el intercambiador que contenía la menor carga, esta carga habrá que adicionarla al siguiente intercambiador inmediato que conforme al ciclo.

3) Si se rompe un ciclo que cruce el "PINCH", generalmente se viola el ΔT_{min} , por consiguiente se requiere de una rectificación de las temperaturas.

Puede observarse que el número de intercambiadores requeridos para el proceso global siempre es menor o igual que los requeridos para la red que emplea el requerimiento mínimo de energía.

La remoción de cierta carga Q_E (calor extraído) para quitar un intercambiador obliga a adicionar esta carga en otro intercambiador de la misma corriente.

Esta información es suficiente para comprobar si es que efectivamente se obtiene un ahorro substancial en energía por medio de la "TECNOLOGIA PINCH". Si es así, entonces se recomienda llevar a cabo el análisis de Exergía en el cual se toma en cuenta la Termodinámica de una forma mas detallada.

3.3.2.3. Exergía.

La EXERGIA se define como la máxima cantidad de trabajo teórico que puede obtenerse de un sistema cuando éste pasa de un estado dado, hacia un estado de equilibrio con sus alrededores o bien puede definirse como el trabajo requerido para llevar un sistema de un estado de equilibrio con sus alrededores hacia un estado dado. Para ver esto, sólo se necesita graficar la eficiencia de Carnot del sistema en función de su cambio de entalpía; el área bajo la curva será la exergía necesaria para cada uno de estos procesos. Por lo tanto, si se ha tomado la decisión de realizar un análisis tomando en cuenta las condiciones termodinámicas del sistema en una forma más rigurosa entonces, con la curva compuesta obtenida anteriormente se construye la gran curva compuesta (G.C.C.). La construcción de esta curva se realiza graficando el incremento de la entalpía H (eficiencia de camot) en función de la Temperatura. La importancia de esta curva se debe a la gran información que se puede obtener de ella, por ejemplo es posible:

* Determinar la colocación adecuada de los servicios que mejor se ajusten a las características de la red y que a su vez disminuyan la pérdida de Exergía o energía útil

durante el proceso es decir, permite seleccionar los niveles (temperaturas) de los servicios tanto de enfriamiento como de calentamiento que produzca el proceso y que no sean utilizados.

- En el caso de sistemas de refrigeración, este análisis permite especificar o cambiar los niveles de refrigeración de modo que se reduzca la pérdida de exergía, lo cual implicaría un ahorro de la cantidad de energía suministrada por el sistema de refrigeración y como consecuencia una reducción en el consumo de trabajo para accionar a los compresores.

- Cancelar las corrientes las cuales pudieron ser determinadas en una forma errónea por el diagrama en cascada y determinar las unidades de Intercambiadores de calor apropiadas para realizar la (HEN).

- A su vez el sistema de refrigeración, permite colocar, como otro servicio de calentamiento, la energía de desecho del ciclo, esto es, la de condensación del refrigerante, lo cual permite una Integración térmica total de la planta [2,3,13].

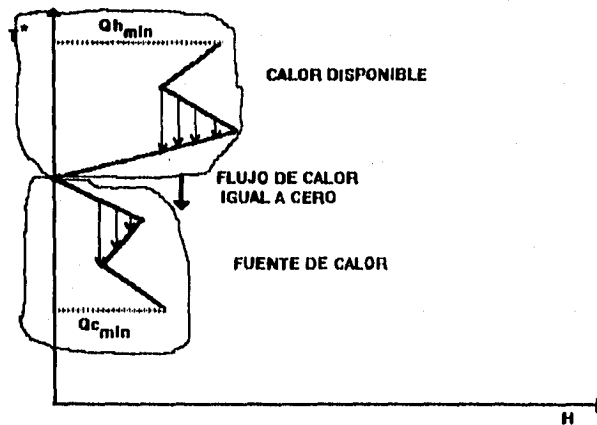


Fig. 17. La Gran Curva Compuesta mostrando la utilidad energética .

En la figura anterior se muestra un ejemplo típico de la Gran Curva Compuesta, donde:

Calor Disponible: Es el calor que se puede utilizar para calentar por arriba del punto "PINCH".

Fuente de Calor: Es el calor que se necesita para enfriar por debajo del punto "PINCH".

Flujo de Calor Igual a Cero: Indica la zona en la que se encuentra el punto "PINCH" y en la cual no se debe de realizar ninguna transferencia de calor.

De esta forma se ha descrito la "Metodología PINCH" que se usará en la integración de Calor a la planta de Hidrosulfuración.

3.4. GENERALIDADES EN LA SÍNTESIS DE REDES FLEXIBLES.

Una significativa aplicación industrial de las múltiples que tiene la Integración de Calor es la síntesis de problemas bajo condiciones en los que las corrientes nominales de proceso, cambian de un estado estable a un estado transiente, entendiéndose como transiente aquel que presenta variaciones de flujo reales dentro del proceso es decir, debido a las variaciones que se tienen en las corrientes de entrada principalmente (W_{cp} , temperaturas). Esto da origen a la creación de redes de intercambio térmico "flexibles", es decir que cumplan con los requerimientos de variaciones en las condiciones de alimentación, situación que se da prácticamente en cualquier proceso.

Si se tiene un número de corrientes calientes (n_h) y número de corrientes frías (n_c) para ser calentadas desde una temperatura inicial de suministro hasta una temperatura final, se debe realizar el diseño de una red de intercambio de calor, utilizando las corrientes calientes y corrientes frías del proceso, con un objetivo primordial que es el de optimizar los costos.

A este respecto, a partir en la década de los 80s se han realizado diversos estudios de donde se han obtenido las siguientes conclusiones:

* La red principal óptima en general es la que tenga una máxima energía recuperada y entre las redes que tenga esta propiedad la primera es la que utiliza en el sistema un menor número de unidades de transferencia de calor tomando para lo cual el procedimiento anteriormente descrito. En trabajos reportados recientemente[32], esta observación es usada como premisa para el uso de cuatro reglas heurísticas para el diseño de la red:

1) Para evitar las áreas de transferencia de calor excesivamente grandes, se permite seleccionar un acercamiento mínimo de temperatura ΔT_{min} para los intercambiadores y sobre los datos base del problema se predicen los requerimientos mínimos del sistema.

2) Sintetizar la estructura de una red principal con una máxima energía recuperada (MER), por ejemplo, teniendo solamente requerimientos útiles, fuera de una violación de ΔT_{\min} .

3) Reducir el número de unidades de intercambio de calor de manera tal que las violaciones de ΔT_{\min} y MER sean pequeñas.

4) Determinar el tamaño de las unidades de intercambio térmico a través de una detallada optimización económica.

En estudios realizados por MARSELLE [32] se demostró que la síntesis de redes de intercambio que están en operación son incapaces de manejar variaciones en el tiempo en los rangos de flujo y temperaturas que ocurren por naturaleza en un ambiente industrial. Con lo cual se deduce que las redes que se sintetizan no se realizan para trabajarse en una forma flexible y que son sensibles a estas variaciones de flujo. Por lo que propuso las siguientes consideraciones para obtener redes de intercambio de calor flexibles a las variaciones ya mencionadas.

a) Seleccionar convenientemente los extremos de operación máximos que representen satisfactoriamente las variaciones que pueden ocurrir en el sistema.

b) Analizar el número de unidades de transferencia que no necesariamente incrementa el costo total de la red, pero que puede ser clave para disminuir la flexibilidad de la red al manejar un mayor rango de flujos.

c) Considerar la influencia que tiene la temperatura sobre las variaciones de las capacidades caloríficas y corrientes de vapor-líquido, que pueden presentarse durante las variaciones que tenga el sistema (en este sentido las corrientes de vapor tienden a trabajar en un intervalo a la que se les llama función delta).

Por definición,

$$W_{cl}(T) \equiv 0 \quad \forall T > T_{cl}^M, T < T_{cl}^S$$

$$W_{hj}(T) \equiv 0 \quad \forall T < T_{hj}^M, T > T_{hj}^S$$

Donde los índices indican:

S = Condiciones Iniciales (starting).

M = Condiciones finales ó meta (target).

ci = Las corrientes frías(cold stream).

hj = Las corrientes calientes(hot stream) .

i y j son utilizadas para especificar el número de corrientes.

Las reglas heurísticas mencionadas anteriormente sirven para prevenir áreas excesivas de intercambio de calor y con ello el costo de capital, basado en la determinación de un acercamiento mínimo ΔT_{\min} para todas las unidades pertenecientes a la red de Intercambio térmico. Para garantizar que la temperatura de aprovechamiento mínima fijada no es violada se requiere que las corrientes calientes, siempre sean mayores en cualquier intervalo de temperaturas en por lo menos el ΔT_{\min} a las temperaturas de las corrientes frías logrando así un equilibrio termodinámico en estos cambios.

Con lo cual se obtiene que:

$$W_{ci}(T) = W_{ci}(T - \Delta T_{ci})$$

$$W_{hj}(T) = W_{hj}(T + \Delta T_{hj})$$

Por lo tanto,

$$W_{ci}(T) \equiv 0, \Delta T < T^l_{ci} \text{ y } T > T^F_{ci}$$

y

$$W_{hj}(T) = 0, \Delta T < T^F_{hj} \text{ y } T > T^l_{hj}$$

donde,

$$T^F_{hj} = T^M_{hj} - \Delta T_{hj} - \Delta T_{hj}$$

$$T^F_{ci} = T^M_{ci} + \Delta T_{ci}$$

$$T^l_{hj} = T^S_{hj} - \Delta T_{hj}$$

$$T^l_{ci} = T^S_{ci} + \Delta T_{ci}$$

$$T_{hj}^V = T_{hj}^B - \Delta T_{hj}$$

$$T_{ci}^V = T_{ci}^B + \Delta T_{ci}$$

Nota: V significa tal que.

Realizando un análisis de los anteriores renglones es lógico esperar que si las condiciones de las corrientes de entrada (W_{cp}, T) cambian, el punto de "PINCH" cambiará. El rango sobre el cuál el punto de "PINCH" varía, es claramente de gran significado para la obtención de la síntesis de redes de Intercambio térmico flexibles. Si las corrientes de entrada varían en todo el camino entre los extremos de la temperatura de las corrientes calientes T_h y la temperatura de las corrientes frías T_c entonces, se puede predecir inmediatamente cuál es la dependencia que tiene el punto "PINCH" sobre las condiciones de operación y el comportamiento de la red. La máxima energía recuperada (MER) se reduce solo a tres casos específicos cuando el flujo de entrada varía: 1) si el requerimiento de la red de intercambio térmico flexible requiere por algún tiempo solo calentamiento, 2) en otro intervalo solamente enfriamiento y en ocasiones 3) se necesita de ambos requerimientos. Un cambio de T^* (temperatura de "PINCH") puede provocar que en algunos intercambiadores no se cumpla el ΔT_{min} lo que los hace que funcionen de una forma inadecuada esto es porque dicho intercambiador transfiere calor cruzando el "PINCH" y la MER es por tanto imposible para las nuevas condiciones de operación. Como una regla básica se considera que si se anticipa antes de sintetizar la red que la T^* varía en forma pequeña sobre el rango esperado de las condiciones de operación, una red flexible es usualmente fácil de obtener considerando el incremento justo en las áreas de los intercambiadores de calor. De otra forma en el caso de que T^* varíe mucho, es necesario considerar la adición de nuevos intercambiadores de calor.

El intervalo sobre el cual varía la temperatura T^* (temperatura del punto "PINCH") se denominará como el rango de disturbancia (@), que a continuación se describe.

RANGO DE DISTURBANCIA (@). En general se asocia con cada corriente un rango de temperatura de entrada y flujo molar multiplicado por su capacidad calorífica a presión constante (W_{cp}), a la unión de todos estos rangos dando como resultado un solo rango que contenga a todos se le denomina como rango de disturbancia.

Marselle [32] define los casos principales extremos en el rango de disturbancia (@) que pueden ser demandadas por una red de intercambio térmico.

Caso 1: Es la condición en redes de intercambio térmico cuando existen variaciones pequeñas del Wcp.

$$W^1(T) \leq W(T) \forall T, \forall W \in @$$

\in = simbolo de pertenencia.

Este caso fué estudiado para maximizar los requerimientos de enfriamiento de la red cuando no existen corrientes que se evaporen o condensen con un Wcp aproximadamente constante y ocurre cuando todas las corrientes entran en sus máximas temperaturas de entrada, es decir que los Wcp de las corrientes calientes son máximos y los Wcp de las corrientes frías son mínimas.

Caso 2: Este caso fué demostrado para maximizar los requerimientos de calor en la red cuando no ocurren corrientes que se evaporen o condensen y Wcp aproximadamente constantes y ocurre cuando todas las corrientes entran a la temperatura mínima posible, es decir que los Wcp de las corrientes calientes son mínimos y los Wcp de las corrientes frías son máximos.

$$W^2(T) \geq W(T) \forall W \in @$$

El intervalo sobre el cual el punto de "PINCH" varía puede obviamente ser obtenido a través de un análisis sobre todas las posibles condiciones de disturbancia (@) y que se localizan entre los casos antes mencionados. Sin embargo, se ha demostrado que este análisis no es necesario y que resulta más sencillo la aplicación del siguiente,

Teorema 1.

Nos dice que si T^{*1} y T^{*2} son los puntos de "PINCH" para los casos 1 y 2 respectivamente, entonces:

$$T^2 \leq T^* \leq T^1 \quad \forall W \in @$$

Pudiéndose seleccionar los casos 1 y 2 desde el rango de disturbancia y determinar los respectivos requerimientos de enfriamiento y calentamiento, así como los diferentes puntos de "PINCH". Es fácil esperar que algunos problemas tengan puntos de "PINCH" más flexibles que otros y que éstos por lo tanto, determinaran el diseño ingenieril y la disposición cuantitativa de la red.

3.4.1. TECNICAS PARA LA SÍNTESIS DE REDES FLEXIBLES

Definiendo primeramente que una estructura es factible si permite que todas las corrientes se intercambien desde su temperatura inicial hasta su temperatura de salida sin ninguna violación de ΔT_{\min} , con una máxima energía recuperada en la red de intercambio térmico. Por otro lado, si el sistema de intercambio térmico requiere una MER, contrastando las temperaturas del sistema con las diferentes variaciones de disturbancia (@) se obtienen dos tipos de sistema, a) los que cumplen con los intercambiadores con los que cuenta únicamente la red y b) los sistemas a los que hay que adicionar Intercambiadores de calor (casos especiales, cuando hay una gran variación en el rango de disturbancia @). Económicamente se obtienen redes más atractivas cuando se logra obtener una red que intercambia valores pequeños de ΔT_{\min} cumpliendo con las pruebas de factibilidad y flexibilidad en el rango de disturbancia. Este método sin embargo tiende a incrementar las áreas de transferencia de calor de los intercambiadores para que permita obtener la flexibilidad requerida y en ocasiones se necesita añadir nuevos intercambiadores que tengan el área de transferencia necesaria.

El rango de disturbancia por lo tanto puede tener un número infinito de condiciones de operación, analizadas las condiciones de variación (Wcp, T) entre los dos extremos del sistema es decir las condiciones iniciales y las condiciones finales. Con lo cual es necesario tener en cuenta las siguientes consideraciones; 1) las capacidades caloríficas no tienen una dependencia importante de la temperatura en cada una de las variaciones, 2) no hay

corrientes de ebullición o condensación, 3) El rango de disturbancia consiste únicamente de las temperaturas de entrada, 4) no hay una división de la red en corrientes características, es decir se cuenta con una red totalmente integrada, 5) si los problemas son tales que la entalpía no varía en forma considerable al variar las condiciones de operación, 6) si los problemas son de tal forma que la expresión que define a la entalpía varía sustancialmente al variar las condiciones de operación lo que los hace más difíciles ya que el punto de "PINCH" varía desde un punto de operación a otro.

3.4.2. PROCEDIMIENTO DE SINTESIS.

El siguiente procedimiento se aplican únicamente cuando las consideraciones de 1 a 5 se cumplen;

Paso 1. Uso estándar de las técnicas de síntesis de procesos descritas en capítulos anteriores para determinar la estructura de la red principal con una MER para los casos (1) y (2). Generando la **base del diseño** para la red de intercambio térmico normal (que no es diseñada en forma flexible).

Paso 2. Si el diseño obtenido para condiciones invariantes de proceso se le aplica una prueba con las máximas variaciones en las condiciones de flujo y no cumple con la flexibilidad de la red requerida, entonces por ensayo y error se lleva a cabo una red de Intercambio que cumpla con todos los requerimientos del proceso . Esto conduce a una red flexible con una reducción del ΔT_{\min} hasta un nuevo valor ΔT_{\min} .

Paso 3. Para cumplir con la flexibilidad de la red modificar el diseño de la red anterior cambiando la posición de algunos de los intercambiadores o de ser el caso Integrar nuevos intercambiadores de calor a la red.

Si la modificación requerida no es fácil de determinar, se recomienda emplear los siguientes procedimientos;

a) Sintetizar la estructura de la nueva red para todos los puntos extremos de variación donde el diseño de Intercambio de calor no se cumple (es inflexible). tratando de que la nueva red no sea tan distinta de la anterior, evitando así un sin número de cambios en la misma.

b) Obtener el nuevo diseño eligiendo las opciones que cumplan con los requerimientos mínimos de energía y que además sean lo más parecidos a la red original, para evitar un mayor costo en la modificación de la red.

Con todas estas características que necesita cumplir la síntesis de red de intercambio térmico para que pueda ser flexible, en las condiciones de variación extremas, es lógico suponer que no son usadas tradicionalmente a nivel industrial principalmente por el desconocimiento que se tiene en su manejo, a pesar de que se ha demostrado de que cuando han sido empleadas se obtiene un ahorro significativo en el capital empleado (principalmente en los servicios requeridos en el sistema), significativamente mayor comparada con una red inflexible en donde no se tiene la MER.

De tal forma que, analizando los puntos comprendidos el diseño de redes flexibles, se puede deducir que hay una infinidad de variaciones que se pueden dar durante un proceso. Las principales variaciones en las condiciones de operación que afectan a la red de Intercambio y que regularmente se presentan durante el proceso son la temperatura (T) y el W_{cp} . Cuando ambas condiciones varían, el diseño de la red en una forma flexible suele ser muy difícil de determinar. Este dificultad radica en el gran número de posibilidades por cada corriente, como a continuación se presenta:

Temperatura de entrada constante-variación mínima de flujo de entrada.

Temperatura de entrada constante-variación máxima de flujo de entrada

Temperatura de entrada constante-variación mínima de flujo de salida

Temperatura de entrada constante-variación máxima de flujo de salida

Flujo de entrada constante-variación mínima de temperatura de entrada

Flujo de entrada constante-variación máxima de temperatura de entrada

Flujo de entrada constante-variación mínima de temperatura de salida

Flujo de entrada constante- variación máxima de temperatura de salida.

Además de todas las posibles combinaciones que se puedan dar entre las variaciones en las condiciones de operación y las corrientes de proceso. En el caso de que las dos condiciones varíen en una forma simultánea el uso de los simuladores se hace imprescindible, ya que de otra forma no es posible resolver el problema en un tiempo adecuado.

En este trabajo no se analizarán todos los casos debido a que el solo analizar el diseño de síntesis de una red flexible sería digno de un trabajo de investigación. Sin embargo, se tomará un caso ilustrativo y se confrontará con el diseño de la red de intercambio térmico obtenida cuando las condiciones de alimentación no varían que es el caso en estudio.

4
DESCRIPCION DEL PROCESO
DE
HIDRODESULFURACION

4.1 DESCRIPCION DEL PROCESO.

UTILIDAD DE LA HIDRODESULFURACION [35].

La hidrodesulfuración se practica extensivamente en la refinación comercial del petróleo, con el objeto de eliminar compuestos de azufre, oxígeno, cloro, nitrógeno y algunos compuestos metálicos, así como para la saturación de olefinas de cortes que se obtienen en la destilación del petróleo crudo, como pueden ser gasolinas, combustibles, turbosinas, lubricantes y gasóleo ligero primario [24,37].

La hidrodesulfuración es de los procesos petroleros más versátiles, con gran flexibilidad de operación con respecto a las cargas de alimentación (se pueden alimentar desde Nafta ligera hasta residuos de diversas destilaciones petroleras que contienen cantidades apreciables de azufre), así como también en los productos pues se obtiene una gran diversidad (gasolinas "dulces" con cantidades mínimas de azufre y gases que sirven de alimentación a otro tipo de procesos) [38]. Esta flexibilidad de operación, se debe atribuir al desarrollo de familias específicas de catalizadores y al diseño de esquemas de proceso, que permiten un funcionamiento eficiente.

Así, el proceso de hidrodesulfuración, es llevado a cabo para aumentar la calidad de los productos a tratarse (Hidrocarburos), haciéndolos reaccionar con hidrógeno en la presencia de un catalizador; removiendo compuestos que tienen en sus cadenas azufre como los compuestos olefinicos y anillos aromáticos. Las alimentaciones a las que regularmente se les aplica el proceso de hidrodesulfuración (debido al contenido de azufre), son: Gasolinas (amargas), Naftas, Querosina, Diesel, Turbosina, etc [24]. El proceso tiene además, la ventaja de que al remover el Azufre de productos que van a ser quemados se controla la contaminación por SO_x .

La base de los catalizadores usados en la hidrodesulfuración generalmente son: molibdato de aluminio, níquel o cobalto en combinaciones con tungsteno. En el caso de Ni y Al son preparados en forma de óxidos y posteriormente presulfurados, para darles la actividad apropiada.

La operación de hidrodesulfuración se lleva a cabo, sobre un lecho fijo de catalizador en un reactor adiabático. Las condiciones de reacción están generalmente dentro de los rangos siguientes: temperatura 300-400 °C, presión 30-40 atm, relación de espacio velocidad flujo (LHSV) 1-5 (Vol. de carga/Vol. de catalizador-hr) y hasta 10 moles de H₂ circulado por cada mol de hidrocarburo, dependiendo del rango del punto de ebullición de la carga y las condiciones de operación; la carga al reactor podrá estar en fase vapor, mezcla L-V o fase líquida, dependiendo de la temperatura de punto de burbuja y el grado de concentración (°API) de la misma [22].

4.2 CARACTERISTICAS DEL PROCESO [35].

El proceso de hidrodesulfuración consiste en la hidrogenación catalítica de los compuestos de azufre y olefinas que están presentes en las diversas cargas provenientes de otras secciones de las plantas como la de destilados intermedios o naftas, obteniendo productos dentro de las especificaciones requeridas; para lo cual se utiliza una corriente de hidrógeno [35].

Para facilitar la descripción del proceso de hidrodesulfuración y tomando en cuenta los diferentes tipos de procesos que existen, éste se puede dividir en 2 secciones principales:

A) Sección de reacción [38].

La sección de reacción del proceso de hidrodesulfuración es básicamente la misma para los diferentes tipos de cargas que se desee procesar; la siguiente figura (18) muestra un arreglo típico de esta sección.

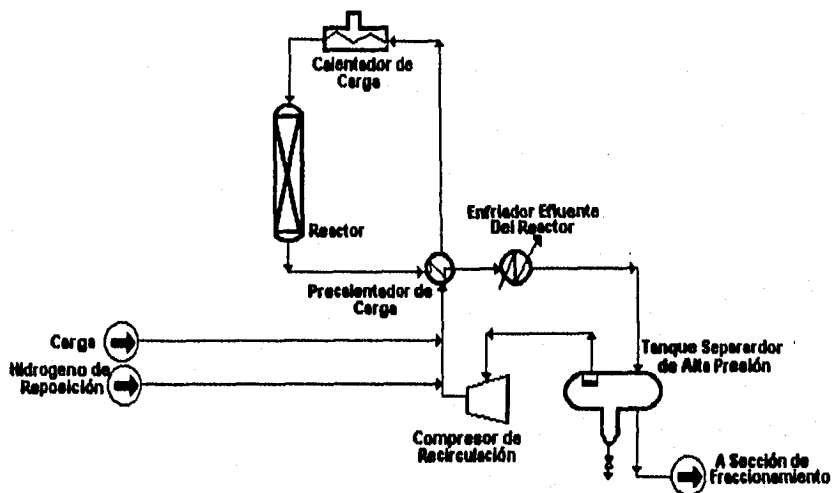


Fig. 18. Sección de Reacción.

La carga se recibe en un tanque adecuadamente presurizado con gas inerte o gasóleo ligero primario con el objeto de evitar la formación de gomas por la oxidación parcial de la carga; de este tanque se bombea hacia una sección de precalentamiento, previa mezcla con el hidrógeno recirculado del proceso ó de reposición proveniente de las plantas reformadoras.

La corriente de la mezcla se precalienta con el efluente del reactor de hidrodesulfuración, para entrar posteriormente al calentador a fuego directo de carga al reactor con el objeto de alcanzar las condiciones necesarias de temperatura y vaporización. Para la reacción de hidrodesulfuración en un reactor catalítico de lecho fijo, las condiciones pueden variar desde 300 °C hasta 352 °C presentando un ΔT de 13° dado que la reacción es exotérmica. Por la misma razón la vaporización que se efectúa durante la reacción puede ir desde el 65 hasta 100 % [10]. La presión de

operación del reactor de hidrosulfuración es de 5.5 kg/cm² hasta 57.7 kg/cm². Estos rangos varían en función del tipo de carga procesada.

El efluente del reactor se enfría parcialmente en un intercambiador que emplea generalmente la corriente de alimentación al calentador de carga al reactor; finalmente se pasa por un enfriador para bajar su temperatura hasta un rango de 49-52 °C. Para lograr la separación adecuada del hidrógeno la fase gaseosa se envía al tanque separador de alta presión, colocado antes del compresor de recirculación con el objeto de asegurar la eliminación de trazas de agua e hidrocarburos pesados que pueda llevar la línea.

En el compresor se obtiene la presión requerida para mezclar el hidrógeno recirculado y el hidrógeno de reposición con la carga de alimentación. La corriente líquida constituye la alimentación de la sección de agotamiento y fraccionamiento.

De igual manera la corriente de hidrógeno que es separa en el tanque separador de alta presión, se recircula (caso de nafta pesada) mientras que en otros casos (mezcla de gasóleos) parte se recircula y el excedente se envía a la planta de tratamiento de gas amargo.

B) Sección de Agotamiento y Fraccionamiento.[38]

A grosso modo puede decirse que esta sección tiene como finalidad, eliminar los residuos de azufre (gas amargo) que aún persisten en el efluente líquido del tanque separador de alta presión, así como separar los hidrocarburos de dicha corriente (isohexano y componentes más ligeros).

La eliminación de residuos de azufre se logra mediante el empleo de vapor de agotamiento (media presión 17.6 kg/ cm² man y 310 °C), en tanto que la separación de los hidrocarburos se alcanza por medio de un fraccionamiento adicional que en ciertos casos puede utilizar dos columnas fraccionadoras o simplemente una. En la torre desisohexanizadora, por el domo salen los vapores de los hidrocarburos conteniendo compuestos de azufre, que podrían ocasionar problemas de corrosión

en los equipos, por lo que es necesario un inhibidor de corrosión. Esta corriente de los domos luego se separa en dos corrientes: la fase gaseosa constituida por gas amargo la cual, se envía a desfogue; la fase líquida se divide a su vez en una recirculación a la torre y la otra parte es enviada a la planta catalítica FCC ó a la planta tratadora o fraccionadora de hidrocarburos. Los fondos de la torre desisohexanizadora se dividen en dos corrientes, una se recircula hacia la torre pasando por el calentador de fondos y la otra se envía al tanque acumulador de la torre desisohexanizadora. El efluente de este tanque, se divide en dos corrientes una se envía a la planta reformadora y la otra corriente se envía a almacenamiento. Una descripción más detallada de esta sección se realiza más adelante.

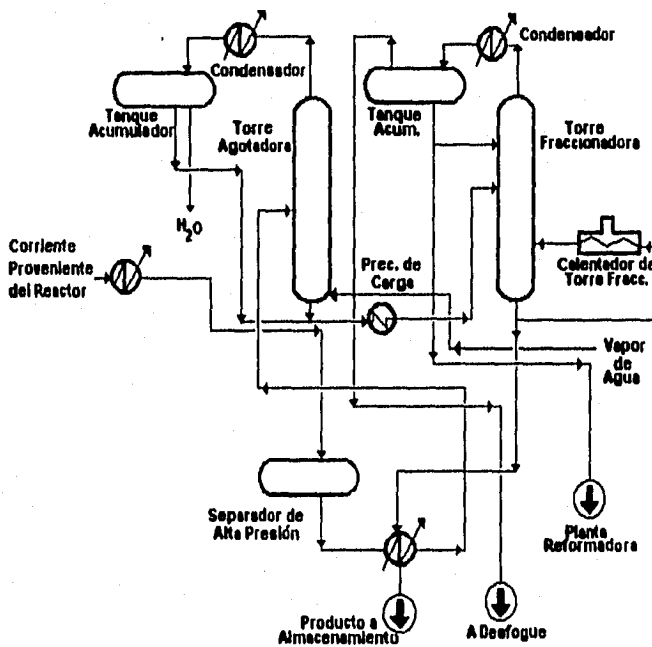


Fig. 19. Sección de Agotamiento y Fraccionamiento.

4.2.1. TIPOS DE ALIMENTACION PARA EL PROCESO [35,38].

En estos procesos existe una gran variedad de mezclas las cuales se pueden alimentar; sin embargo para efectos de uso práctico solo son considerados tres (que son las más empleadas en la industria):

- 1) Hidrodesulfuración de destilados intermedios.
- 2) Hidrodesulfuración de naftas.
- 3) Hidrodesulfuración de naftas (caso especial).

Las características principales de cada proceso se explican a continuación:

1) Hidrodesulfuración de Destilados Intermedios [35,38].

En este proceso se elimina por medio de una hidrogenación catalítica los compuestos de azufre, oxígeno, cloro y olefinas contenidos en los destilados intermedios, base turbosina, querosina primaria y diesel.

De tal forma que el efluente líquido del tanque separador de alta presión se precalienta hasta 171°C (340 °F) antes de enviarlo como carga a la torre agotadora, en donde se inyecta vapor de agotamiento de media presión (aprox. 17.6 kg/cm² man, 310 °C), con el objeto de eliminar parcialmente los gases incondensables por arrastre de vapor de agua, así como lograr la separación de ligeros a partir del butano. De esta manera los ligeros son alimentados a la torre fraccionadora.

En el acumulador de los domos de la torre agotadora se separa por una parte el agua, que se drena por la pluma separadora y por otra los hidrocarburos condensados que se unen a los fondos de la torre, que a su vez sirven de carga a la torre fraccionadora. Esta corriente contiene componentes pesados, a partir de hexanos.

Los gases del tanque acumulador de la torre agotadora son enviados a tratamiento de gas amargo, fuera de los límites de batería. De esta manera se eliminan la mayor parte de los gases incondensables.

El producto de fondos de la torre agotadora se precalienta con una parte de la corriente de los fondos de la torre fraccionadora antes de entrar a ésta, que opera desde 1.8 kg/cm² man y 129 °C ,hasta una presión de 1.6 kg/cm² man y 192 °C en los domos. En dicha torre se efectúa la separación entre los hidrocarburos ligeros y los pesados, los cuales constituyen el producto final. Los ligeros llevan aún cierto contenido de compuestos de azufre, por lo que se inyecta un inhibidor de corrosión para proteger a los equipos que manejan estos gases. Los ligeros se condensan parcialmente y se recolectan en el tanque acumulador de la torre fraccionadora y los incondensables se envían como gas amargo a desfogue, dada su baja presión. La corriente líquida formada principalmente por ligeros se bifurca, una parte se manda como reflujo a los domos de la torre y la otra se envía como carga a la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas fuera de límite de batería (L.B). La corriente de los fondos que contiene a los pesados sirve para precalentar la corriente proveniente del separador de alta presión la cual se alimenta a la torre fraccionadora, hasta que finalmente los pesados son enviados a almacenamiento.

En ciertas ocasiones se pretende desisohexanizar el producto de los fondos, con el objeto de reducir la carga desperdiciada de los productos que van a la planta de reformación por medio de la torre fraccionadora. Existe también la flexibilidad de enviar la corriente que sale de la torre agotadora como producto, dependiendo de las necesidades de los procesos subsecuentes.

El siguiente esquema es un ejemplo típico de una planta hidrodesulfuradora de destilados Intermedios.

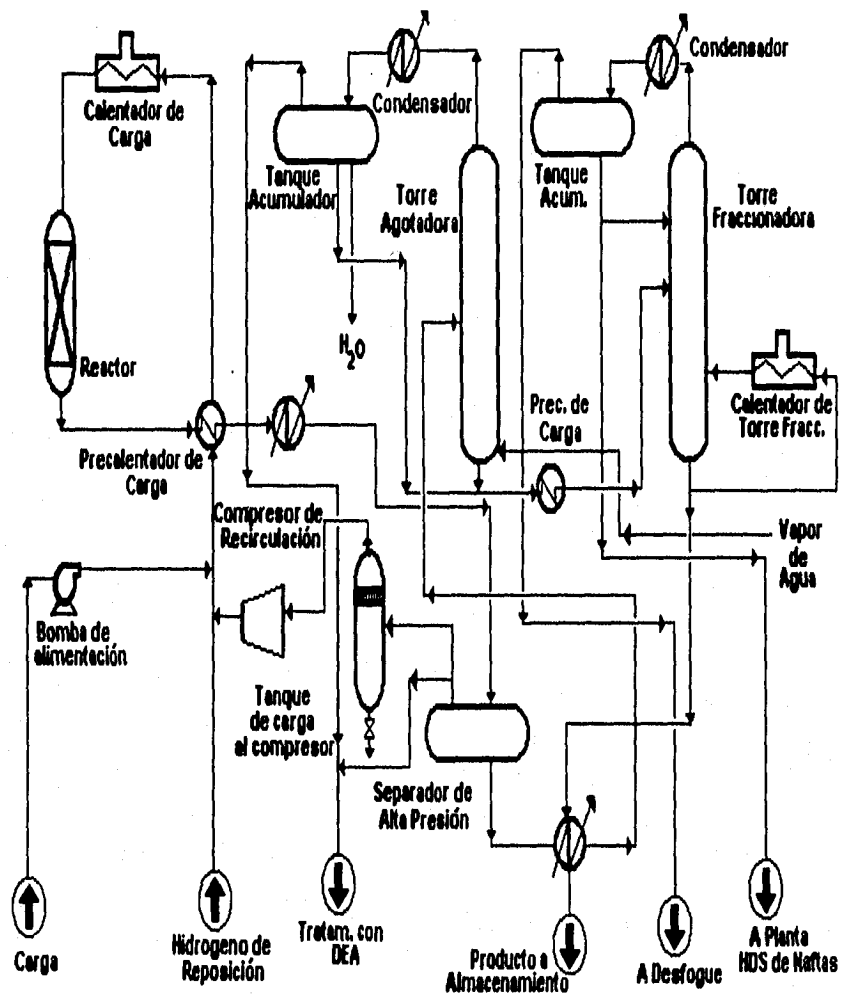


Fig. 20 Diagrama de Planta Hidrosulfuradora de Destilados Intermedios [35].

2) Hidrodesulfuración de Naftas [35,38].

Este tipo de proceso elimina por medio de una hidrogenación catalítica, los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloro, metales y olefinas contenidos, que provienen de la gasolina primaria.

En este caso la fase líquida efluente del tanque separador de alta presión sirve como alimentación a la torre desbutanizadora precalentándose con la corriente de fondos proveniente de la torre desisohexanizadora, en el tanque separador de alta presión en conjunto con los de baja presión se elimina la mayor parte del gas amargo que contiene la corriente de alimentación a dicha torre.

La torre desbutanizadora opera a $16.8 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ y $93.3 \text{ }^\circ\text{C}$ en el domo. El producto de domo se condensa parcialmente, los vapores consistentes en gas amargo se envían a la planta de tratamiento con Dietanolamina (DEA). El líquido se divide en: a) Una corriente que va a la planta de tratamiento con Dietanolamina (DEA) y b) La corriente de refiujo de la torre.

Posteriormente el producto desbutanizado como efluente del fondo de la torre desbutanizadora sufre una expansión desde $17.2 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ hasta $2.1 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ y es enviado a una torre desisohexanizadora, donde se logra una nueva separación de productos ligeros y pesados, las condiciones de operación de esta torre son: $86.7 \text{ }^\circ\text{C}$ y $2.1 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ en el domo. El producto de fondo de la torre desisohexanizadora intercambia calor con el efluente líquido del separador de alta presión, este producto está formado principalmente de hexanos y componentes más pesados, lo cual constituye por una parte, la alimentación a la planta reformadora y por otra el producto final a tanques de almacenamiento. El producto de domos de la torre desisohexanizadora se condensa y se manda a la planta fraccionadora.

En algunas ocasiones y cuando no se requiere de producción de butanos y gasóleo ligero primario (LPG), se puede emplear únicamente la torre Desisohexanizadora, por el contrario cuando se requieran butanos y LPG, se emplean las dos torres (desbutanizadora y desisohexanizadora).

En el siguiente esquema muestra una planta típica de hidrodesulfuración de naftas [35,38].

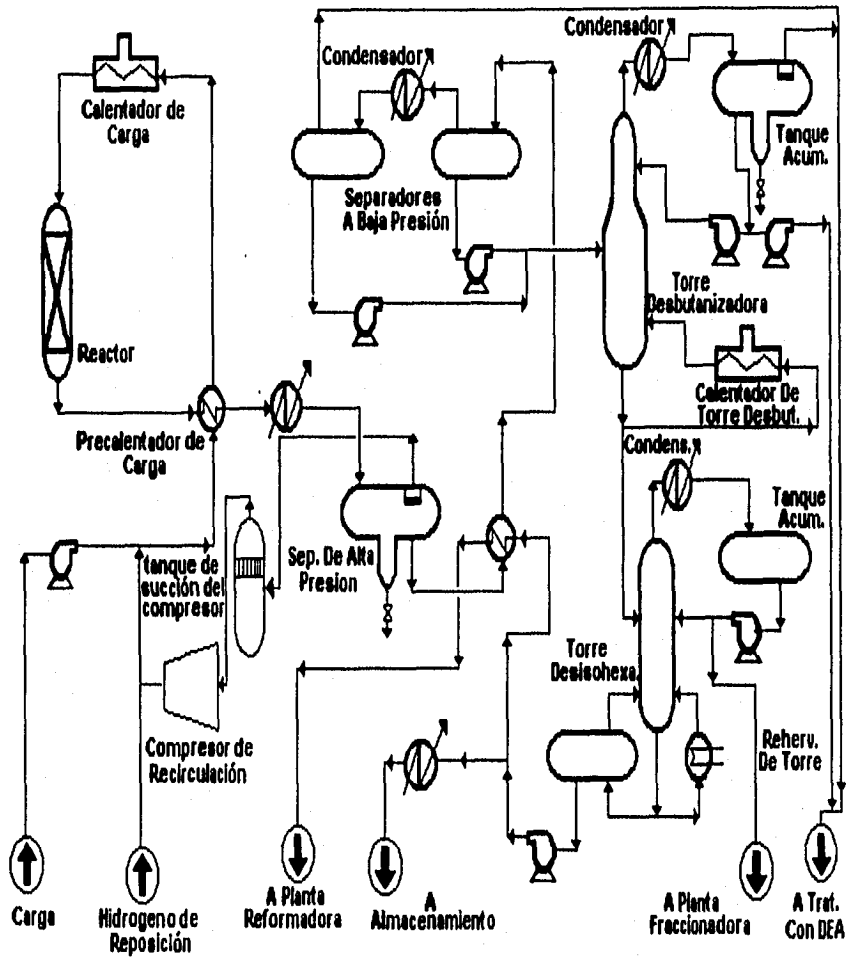


Fig.21. Diagrama de planta hidrodesulfuradora de naftas.

3) Hidrodesulfuradora de Naftas (caso especial).

En este proceso al igual que en el de naftas, se elimina por medio de una hidrogenación catalítica, los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloro, metales y olefinas contenidos en la gasolina primaria. Pero es un caso especial por el alto contenido de azufre en la alimentación.

El líquido effluente del tanque separador de alta presión intercambia calor para lograr una separación de gases incondensables en los tanques separadores de baja presión.

En esta etapa del proceso se separan el H_2 y los compuestos de azufre que aún están presentes en los hidrocarburos ligeros. La corriente gaseosa del último separador de baja presión está constituida por gas amargo que se envía a la planta de tratamiento con DEA.

Las fracciones líquidas effluentes de los separadores de baja presión se mezclan y se alimentan a la torre fraccionadora que puede desbutanizar o desisohexanizar la carga, dependiendo de los requerimientos de la especificación de productos; las condiciones más usuales de operación de este último caso son: 7.03 kg/cm² man y 118 °C en el domo. En la torre fraccionadora se separan los gases incondensables además de los hidrocarburos ligeros del producto pesado, que se envían posteriormente a Intercambio térmico con el effluente líquido del tanque separador de alta presión.

De la corriente de domo de esta torre, después de un condensador parcial, se obtienen dos corrientes: una en fase vapor, constituida por gas amargo que puede enviarse a la planta de tratamiento de gas amargo con DEA; y la fase líquida que además de servir como reflujo de la torre constituye la carga de la planta catalítica FCC, ó cuando ésta no se encuentra operando, es la alimentación a la planta tratadora y fraccionadora de hidrocarburos.

Los fondos de esta torre se envían parcialmente a la planta reformadora; otra parte se recircula a través del rehervidor de la torre y otra más es enviada a tanques de almacenamiento.

El siguiente diagrama se muestra un ejemplo típico de una planta hidrodesulfuradora de naftas (Caso Especial) [35,38].

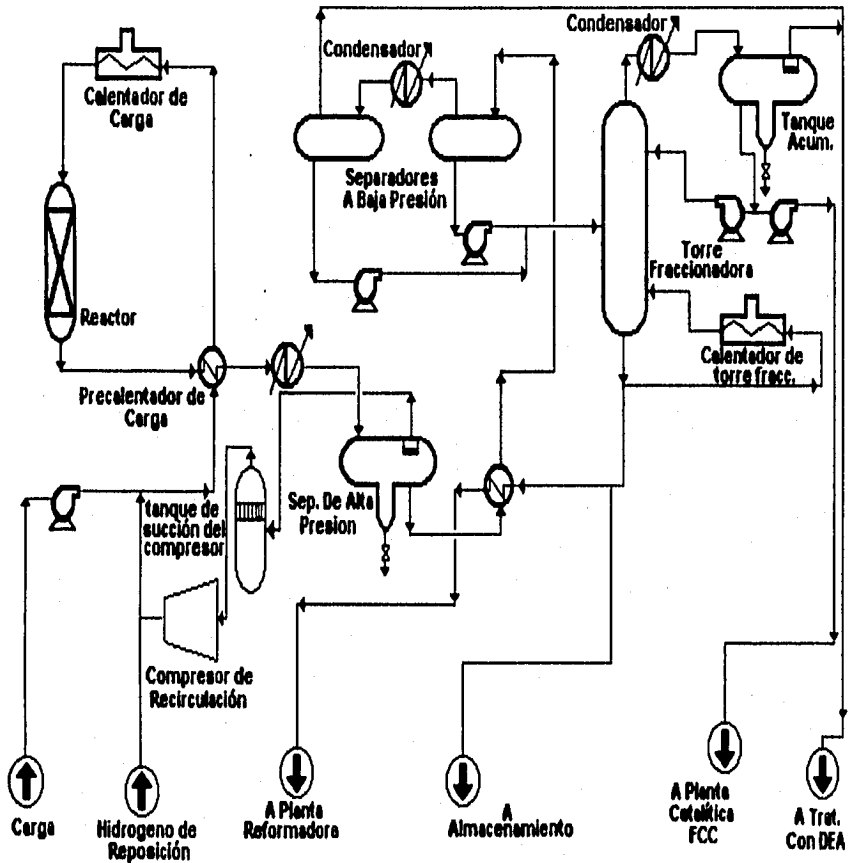


fig 22. Diagrama de planta hidrodesulfuradora de naftas (caso especial).

4.3 VARIABLES DE OPERACION DEL PROCESO.

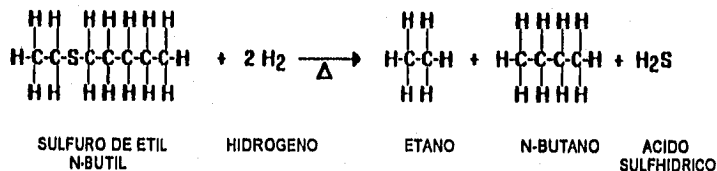
4.3.1. Sección de reacción.

El buen funcionamiento de la planta dependerá básicamente de una selección adecuada de las condiciones de operación en el reactor. Las variables de operación más importantes del reactor son: la temperatura, la presión, la relación de recirculación (con respecto al consumo de H₂), la cantidad y tipo de catalizador empleado y la relación de espacio velocidad en el reactor. A continuación se enunciarán brevemente los aspectos sobresalientes de cada una de las variables mencionadas.

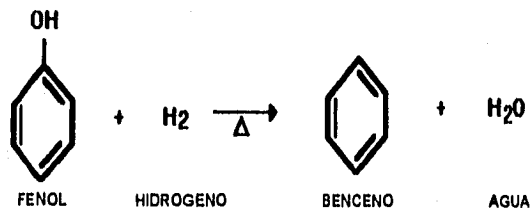
4.3.1.1. Temperatura.

La importancia de la temperatura se debe principalmente a los diferentes tipos de reacción que se pueden llevar a cabo durante la hidrosulfuración, por medio de las cuales se efectúa la descomposición de algunos compuestos contaminantes y la saturación de olefinas[35]. En cada una de las reacciones es necesario suministrar una pequeña cantidad de calor para que ésta se lleve a cabo aunque después la reacción sea altamente exotérmica (especialmente en la saturación de olefinas y descomposición de nitrógeno).

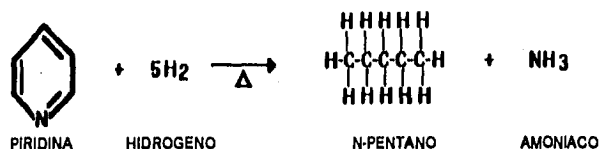
A) compuestos de azufre.



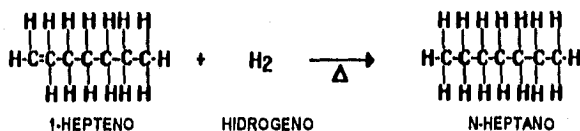
B) Compuestos de oxígeno.



C) Compuestos de nitrógeno.



D) Saturación de olefinas.



Todas estas reacciones ocurren en el intervalo de temperatura a la cual se lleva a cabo la reacción de hidrosulfuración, dichas reacciones son exotérmicas; sin embargo, únicamente la saturación de olefinas y la descomposición de compuestos de nitrógeno liberan una gran cantidad de calor. Todas las reacciones que ocurren en el proceso de hidrosulfuración usan hidrógeno, y el consumo de éste está en función de la concentración de los compuestos olefinicos y del azufre en la carga de la planta ya que dada la cantidad de azufre que contenga la carga y los componentes se elige el tipo de proceso para procesarla.

La temperatura a la que se procesa la carga en el reactor, afecta especialmente el desarrollo de las reacciones. Sin embargo, el efecto es ligeramente diferente para cada reacción.

El grado y la rapidez de la hidrosulfuración se incrementa marcadamente cuando aumenta la temperatura, por ejemplo en el intervalo de temperatura de 343 a 371 °C la velocidad de reacción es sumamente rápida. Después de esta temperatura el grado de hidrosulfuración se mantiene en un rango constante.

La saturación de olefinas se comporta de manera semejante a la reacción de hidrodesulfuración con respecto a la temperatura, salvo que el incremento de la velocidad de reacción se mantiene a mayores temperaturas y a 427 °C se obtienen condiciones aparentes de equilibrio en las cuales se limita el grado de saturación.

De tal forma que la temperatura se fija en base a las reacciones involucradas y rendimientos deseados y tiene un valor aproximado de 326-475 °C para las cargas de referencia. Se recomienda que la temperatura de salida de la torre no exceda los 475 °C para evitar el hidrocracking y la consecuente deposición del carbón en el catalizador.

4.3.1.2. Presión.

La importancia de la presión dentro del proceso de hidrodesulfuración se debe a que en su variación se provocan cambios en la conversión. Variaciones normales en la presión (se considera normales cuando está dentro del intervalo permitido para cada uno de los procesos) o flujo de hidrógeno en el reactor pueden no ocasionar cambios significativos en la conversión. Sin embargo, es posible obtener mayores rendimientos operando el reactor a presiones elevadas, sin exceder el punto de rocío de la carga vaporizada. La siguiente figura muestra el efecto de la presión en la hidrodesulfuración y consumo de hidrógeno en la hidrogenación de gasóleos pesados.

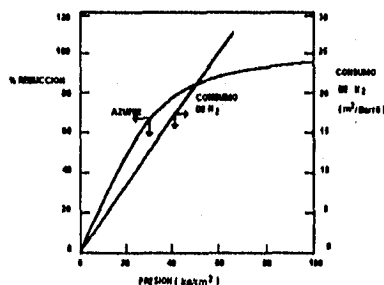


Fig.23. Efectos de la presión en la hidrodesulfuración.

De la figura 23 se puede apreciar la influencia de la presión en la hidrodesulfuración, ya que a medida que la presión se incrementa el porcentaje de reducción de azufre es mayor; sin embargo, el residuo de carbón también se incrementa, lo cual puede afectar considerablemente la actividad del catalizador, por lo tanto es importante encontrar un balance entre estos parámetros.

A continuación se presentan las condiciones típicas de operación para la hidrodesulfuración al procesar tres tipos de carga[3].

Tabla No.3

CARGA	NAFTA PRIMARIA	DIESEL	RESIDUOS
PRESION (kg/cm ²)	28	56	70-100
TEMPERATURA(° F)	300	350	230-420
Flujo de carga/Vol de cat.x hr	6-8	2.5-3.5	0.5-1
H ₂ /Hidrocarburo (Pie ³ /BARRIL)	400	2000	2000-3000

4.3.1.3. Flujo de hidrógeno.

El flujo de hidrógeno necesario para el proceso se controla debido a que por medio de éste se puede controlar la cantidad de azufre eliminado, además de prevenir un posible hidrocracking durante la hidrodesulfuración.

4.3.1.4. Consumo de hidrógeno.

El consumo de hidrógeno dependerá del tipo de carga, del contenido de azufre que ésta tenga, de que se efectúen o no reacciones laterales y de las especificaciones deseadas para el producto. No obstante, observando la figura 23 se aprecia que a medida que se requiere una mayor porcentaje en la eliminación de azufre el consumo de hidrógeno aumenta [36].

En el caso de naftas ligeras, el valor de la relación hidrógeno/hidrocarburos es del orden de(440 pie³ std de H₂ al 100% / barril de carga) y las condiciones de operación del reactor son del orden de 350 °C y 55.6 kg/cm² man.

En la siguiente tabla se presenta el consumo de H₂, dependiendo de la cantidad de azufre que se desee eliminar. Por lo tanto, resulta relativamente sencillo determina la cantidad de hidrógeno necesario para eliminar el azufre presente en las corrientes de carga; aunque obviamente la cantidad de azufre eliminada está en función del catalizador (cantidad-selectividad).

Tabla No.4

HIDROGENO CONSUMIDO POR COMPUESTO DE AZUFRE		
COMPUESTO	MOL H ₂ / MOL DE COMPUESTO.	*PIE ³ / BARRIL DE ALIMENTACION
MERCAPTANOS	1.0	42
DISULFUROS	1.5	63
SULFUROS	2.0	84
ALKIL SULFATOS O THIOFENOS	4.0	168
PROMEDIO	2.125	89.25

*a temperatura y presión estándar

4.3.1.5 Catalizador.

La composición y estructura del catalizador tienen primordial importancia en la hidrogenación y desulfuración. Los catalizadores de níquel y platino que son muy activos para reacciones de hidrogenación, son también fácilmente envenenados por los compuestos de azufre, haciéndolos insatisfactorios para las reacciones combinadas de hidrodeshidrogenación, por lo que se requiere el empleo de un catalizador resistente al proceso dual hidrogenación-desulfuración [34].

Entre los catalizadores resistentes al azufre, y que se consideran aceptables tanto para la hidrogenación como para la desulfuración, se encuentran:

Sulfuro de W-Mo-Ni

Sulfuro de Ni-W

Sulfuro de W
Sulfuro de Ni-Mo
Oxido de Co-Mo
Disulfuro de Mo

Si se requiere solamente hidrodesulfurar se recomiendan catalizadores a base de cobalto-molibdeno; y si además de hidrodesulfurar se requiere desnitrogenar, se recomiendan catalizadores a base de níquel-molibdeno. El catalizador utilizado para la hidrodesulfuración debe cumplir con las siguientes características necesarias en el proceso:

- 1) Remover compuestos contaminantes presentes en la carga, como azufre, nitrógeno.
- 2) Alta resistencia térmica y mecánica

La siguiente tabla muestra las cantidades típicas de barril de alimentación por catalizador gastado de acuerdo con los diferentes tipos de alimentación en la hidrodesulfuración.

Tabla No.5

VIDAS TÍPICAS DE LOS CATALIZADORES	
CARGA	BARRILES / LIBRA DE CATALIZADOR
NAFTAS	500 - 1000
DESTILADOS INTERMEDIOS	400 - 600
LUBRICANTES	300 - 400
GASOLEOS PESADOS DE VACIO	< 100

En la siguiente tabla se muestra las características que debe de tener un catalizador para poder ser utilizado en un proceso de hidrodesulfuración.

Tabla No. 6

CARACTERISTICAS DE UN CATALIZADOR DE HIDRODESULFURACION	
AREA ESPECIFICA, m ² / g	200
VOLUMEN DE PORO TOTAL, cm ³ / g	0.9
VOLUMEN EFECTIVO DE PORO, cm ³ / g	0.6
DIAMETRO DE PORO PROMEDIO, °A	110
DENSIDAD APARENTE, g / cm ³	
SUELTA	0.617
COMPACTA	0.652
RESISTENCIA A LA FRACTURA, kg	4.5
METALES, % PESO	
MOLIBDENO	9.30
NIQUEL	3.45
COBALTO	0.08
RELACION DE ESPACIO VELOCIDAD (flujo de carga/vol. de cat. x lit)	1-5
RELACION DE RECIRCULACION moles de H ₂ recirculado/mol de hidrocarburo	5-10

4.4 Sección de agotamiento y fraccionamiento.

La finalidad de esta sección es efectuar la separación de los componentes ligeros de los componentes pesados, lo cual se logra mediante las torres agotadoras o fraccionadoras.

Las condiciones de operación de las torres se ven influenciadas por el tipo de carga manejada en la sección de reacción. dependiendo de ésta, habrá mayor o menor cantidad de ligeros que afectan a los diseños de las torres.

El cambio de composición afecta la presión y la temperatura en las torres y esto depende de las características de alimentación y de la forma en que se efectúe la hidrodesulfuración.

En forma cualitativa se puede decir que, si la composición de la carga a las torres aumenta en componentes de menor peso molecular, la presión de las torres se tendrá que aumentar para mantener la misma temperatura de domos. Por otro lado la

temperatura se elevará en las torres manteniendo la presión, si la alimentación a la misma llegara con menor cantidad de ligeros. En el caso de torres agotadoras si la carga de alimentación llega a la torre con muchos ligeros, éstos se pueden eliminar con el vapor de agotamiento que se inyecta a dicha torres.

4.4.1. Presión en las torres de agotamiento y fraccionamiento.

La presión está fijada en la operación de la torre agotadora de acuerdo a la cantidad de ligeros agotados y es controlada con un desfogue en el tanque acumulador de la torre para el caso en el que se procese una mezcla de gasóleos.

En las torres fraccionadoras, la presión está fijada de acuerdo al grado de fraccionamiento deseado y a la calidad de carga alimentada. Normalmente se establece en un rango de 15 a 30 psig, cuando se trata de mezcla de gasóleos y nafta pesada, para el caso de carga de nafta ligera se fijan condiciones de 220 a 250 psig en las torres desbutanizadoras y de 20 a 30 psig en las torres desisohexanizadoras.

4.4.2. Temperatura en las torres de agotamiento y fraccionamiento.

La temperatura en las torres que intervienen en el proceso de estabilización y fraccionamiento se fijan de acuerdo a las necesidades de servicio de la torre y requerimientos del fraccionamiento (productos con ciertas características).

En general las torres desbutanizadoras y desisohexanizadoras de las unidades hidrodesulfuradoras de naftas ligeras operan en un rango de 180° a 250 °F y en las torres para destilados Intermedios operan en un rango de 200° a 250 °F.

4.4.3 Características de alimentación y requerimientos de productos.

El alto contenido de olefinas provenientes de nafta craqueada puede tener una influencia significativa en la velocidad de hidrodesulfuración. La experiencia en refinerías ha mostrado que la nafta reformada ya sea térmica o catalíticamente, es

mucho más difícil de hidrosulfurar que la correspondiente nafta virgen; por esta razón es que se considera de suma importancia el tipo de alimentación. Generalmente se tiene que entre mayor sea la cantidad de azufre contenida en la alimentación, mayor es la dificultad de eliminar el azufre, ya que estas alimentaciones contienen compuestos de azufre de mayor peso molecular que son más difíciles de eliminar.

Por ejemplo la nafta craqueada contiene una mayor proporción de compuestos tiófenicos que son mucho más difíciles de separar que los mercaptanos y sulfuros [22]. Por último, es recomendable prevenir la oxidación de la carga (formación de peróxidos), lo cual quiere decir que los líquidos presentes en tanques de almacenamiento deberán estar protegidos con una tapa flotante o sellados con algún gas inerte ya que los peróxidos formados provocan que tenga que realizarse una regeneración del catalizador con anterioridad a lo programado, que generalmente es de 6-8 meses o un año dependiendo del tipo de carga que se procese.

En la siguiente tabla se muestran las cantidades máximas de azufre que se permiten después de haberse llevado a cabo la hidrosulfuración. Nótese que la catidad máxima permisible varía en función al tipo de alimentación que se procese.

Tabla No.7

CONCENTRACION MAXIMA DE AZUFRE (ppm) EN ALIMENTACIÓN Y PRODUCTOS EN LOS CASOS MENCIONADOS		
TIPO DE HIDRODESULFURADORA	ALIMENTACION	PRODUCTOS
DESTILADOS INTERMEDIOS	20,000	1,000
NAFTAS	800	0.3
NAFTAS (CASO ESPECIAL)	2,000	0.5

**5
INTEGRACION
DE
CALOR**

5.1 APLICACION DE LA INTEGRACIÓN DE CALOR.

Proceso en estudio.

El proceso al que se le aplicó la Integración de calor es el de alimentación de naftas. Se tomó este proceso debido a que se contaba con los datos necesarios para la integración de calor, sin embargo a cualquiera de los otros procesos se le podía haber realizado la integración de calor. Su funcionamiento ya se ha descrito en la sección anterior por lo que a continuación se muestra únicamente el diagrama:

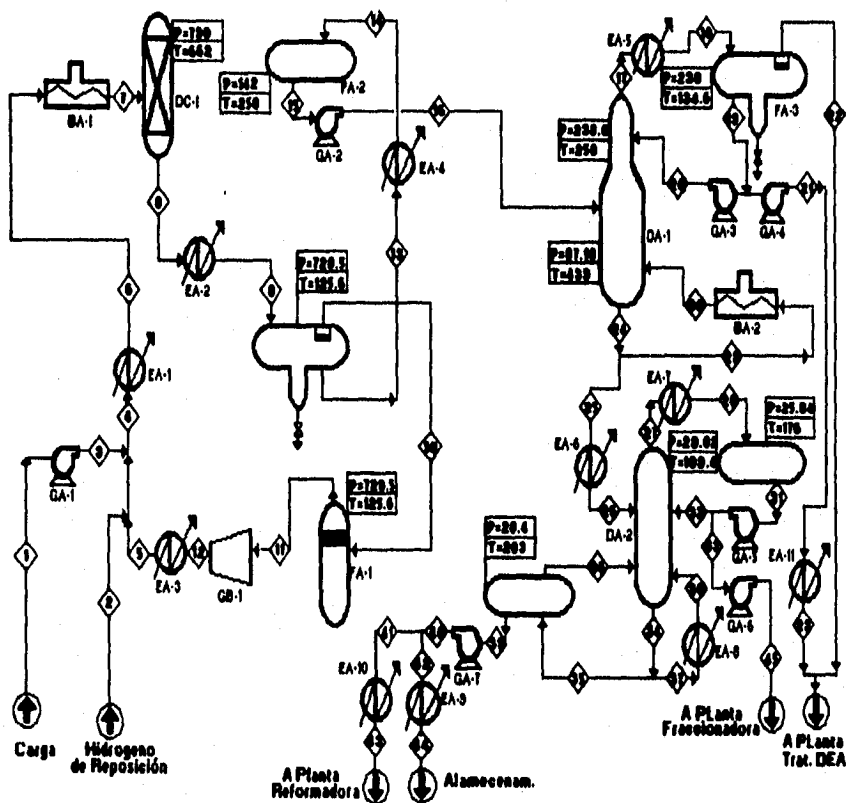


Fig.24. Diagrama de planta hidrodesulfuradora de naftas antes de la integración de calor.

En el diagrama de flujo se utilizaron unidades Inglesas T (°F) y P (lb/pulg²).

5.2 METODOLOGIA PINCH Y EXERGIA.

Las corrientes que se toman en cuenta para la integración de calor se encuentran indicadas en la figura 24 y tienen las siguientes características:

Tabla No.8.

CORRIENTES	W(lb/hr)	Cp(BTU/lb °F)	T ^S (°F)	T ^M (°F)
4-6	335,367	0.7963	657	125.6
25-26	292,799	0.6185	426	212
41-43	89,515.6	0.7430	203	122
27-28	63,067.1	0.6085	199.4	176
42-44	57,512.93	0.7430	203	129.2
17-18	4,093	0.6485	250	134.6
21-23	491.16	0.6545	140	104
8-10	335,367	0.7801	123	599
13-14	303,495	0.5335	125.6	250
37-38	45,946.4	0.6214	199.4	374
12-5	31,872	0.8545	140	240

T^S = temperatura de suministro y T^M = temperatura de salida o meta.
VER ANEXO 6.

Obteniendo el WCp de cada corriente, así como el calor correspondiente a cada corriente para saber qué tipo de Servicios se requerido en el proceso.

Tabla No.9

CORRIENTE	WCp(BTU/hr °F)	Q*10 ⁻⁶ (BTU/hr)
4-6	267,052.74	141.911
25-26	181,096.18	38.754
41-43	66,510.09	5.387
27-28	38,376.33	0.8980
42-44	42,732.10	3.1530
17-18	2,654.31	0.306
21-23	321.46	0.011
8-10	261,619.80	-124.531
13-14	161,914.58	-20.142
37-38	28,551.09	-4.985
12-5	27234.62	-2.723

VER ANEXO 5

Sumando el calor de cada corriente se obtiene como requerimiento mínimo $38.039 \cdot 10^6$ BTU/hr. Los cuál nos indica que se requiere un servicio de enfriamiento.

Nota: el signo positivo es usado para identificar el calor que se puede recuperar del sistema y que es característico de las Corrientes calientes(C.C). El signo negativo es utilizado para identificar el calor que es necesario suministrar al sistema correspondiendo a las corrientes frías (C.F).

La siguiente figura muestra el diagrama que representa el contenido de calor y éste es esencialmente una localización de los intervalos de temperatura en las

corrientes, mostrando la capacidad de calor y velocidad de flujo en Btu/hr °F. En este diagrama, cada corriente es representada por un bloque. El área de un bloque dado corresponde aproximadamente a la cantidad de calor removida o adicionada a la corriente en orden decreciente respecto a su temperatura. De tal forma que para la construcción de este diagrama se gráfica la entalpía de cada corriente considerando su temperatura inicial y final. Por otro lado, la realización de este diagrama ayuda, antes de haber realizado cálculos, a definir rápida y sencillamente por medio de un análisis visual de contenido de calor entre las corrientes calientes y corrientes frías si es conveniente proseguir con el análisis de la integración de calor al sistema.

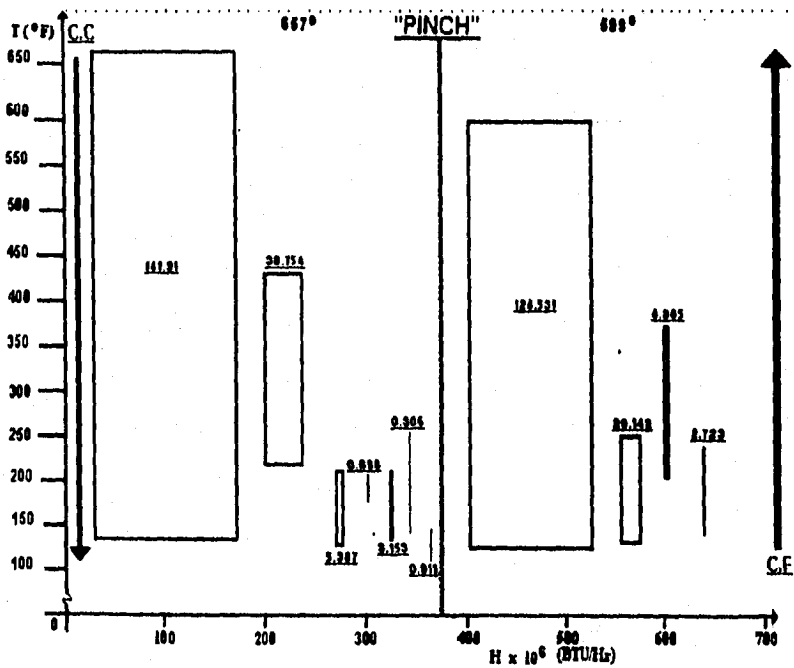


Fig.25. Diagrama de Contenido de Calor de cada Corriente

De este diagrama se puede concluir que en efecto es posible realizar la Integración de calor dado que las corrientes calientes tienen un mayor contenido de calor que el de las corrientes frías. Si fuera el caso contrario no se podría realizar la Integración

de Calor porque hay que tener en cuenta la ley del equilibrio térmico la cual indica que se transfiere la temperatura del cuerpo más caliente hacia el cuerpo frío. En éste caso es de las corrientes más calientes hacia las más frías por lo que se procede a la realización de la Integración de Calor.

Antes de la realización de la integración de calor en la planta de Hidrodesulfuración se necesitarían los servicios mostrados en la siguiente tabla.

Tabla No.10

ESPECIFICACIÓN DEL EQUIPO	TIPO DE SERVICIO	T ^{DE} DE SERVICIO (°F)	T ^{DE} DE SERVICIO (°F)	FLUJO DE SERVICIO NECESARIO (lb/hr)	COSTO EN \$* POR lb DE VAPOR	COSTO TOTAL EN \$ POR HORA DE SERVICIO
EA-1	VAP. DE AGUA	640	640	247,281.57	0.14787*	36,363.52
EA-2	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	2'027,300	0.0586*	118,799.78
EA-3	VAP. DE AGUA	640	640	5,407.06	0.14787	799.541
EA-4	VAP. DE AGUA	640	640	39,996.02	0.14787	5,914.2
EA-5	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	4,371.42	0.0586	256.16
EA-6	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	356,628.57	0.0586	32,618.43
EA-7	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	12,828.57	0.0586	751.754
EA-8	VAP. DE AGUA	640	640	9,898.7	0.14787	1,463.72
EA-9	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	45,042.85	0.0586	2,639.52
EA-10	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	76,937.14	0.0586	4,509.68
EA-11	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	157.14	0.0586	9.208
BA-1	VAP. DE AGUA	640	640	344,766.45	0.14787	80,554.61
BA-2	VAP. DE AGUA	640	640	2,623.14	0.14787	388.17

*Ver la figura 24.

*Datos obtenidos del LEM de Ingeniería química de la FESC-UNAM.

La integración de calor se determinará tomando en cuenta un ΔT_{\min} de 10°F entre las corrientes. Se realizó el proceso de integración siguiendo el procedimiento que se describió en capítulos anteriores.

A) Determinación de rangos de temperatura o diagrama en cascada.

1) Para las temperaturas de las corrientes calientes se tiene.

Tabla No.11

657	426	250	212	203	203	199.4
176	140	134.6	129.2	125.6	122	104

2) Las temperaturas de las corrientes frías son:

Tabla No.12

599	374	250	240	199.4	140	125.6
123						

Temperatura de las corrientes frías + ΔT_{min} .

Tabla No.13

609	384	260	250	209.4	150	135.6
133						

3) Agrupando las temperaturas de las corrientes calientes y las corrientes frías se tiene:

Tabla No.14

657	609	426	384	260	250	250
212	209.4	203	203	199.4	176	150
140	135.6	134.6	133	129.2	125.6	122
104						

4) Las temperaturas de las corrientes frías (C.F) son:

Tabla No.15

599	374	250	240	199.4	140	125.6
123						

5) Temperatura de las corrientes calientes - ΔT_{min}

Tabla No.16

599	416	240	202	193	193	189.4
166	130	124.6	123	123	123	123

Nota: en este caso hay valores mayores y menores que los correspondientes a los límites de la corriente fría y se suprimen dichos valores tomando en cuenta únicamente los extremos de las corrientes frías.

6) Agrupando los valores obtenidos en los incisos 4 y 5 se tiene:

Tabla No.17

599	599	416	374	250	240	240
202	199.4	193	193	189.4	166	140
130	125.6	124.6	123	123	123	123
123						

VER TABLA No. 9.

7) Agrupando ahora los valores obtenidos en los incisos 3 y 6 , para obtener los intervalos de temperatura a partir de los cuales se determinan los requerimientos de calor correspondientes, se tiene:

Tabla No.18

657	609	426	384	260	250	250
599	599	416	374	250	240	240
212	209.4	203	203	199.4	176	150
202	199.4	193	193	189.4	166	140
140	135.6	134.6	133	129.2	125.6	122
130	125.6	124.6	123	123	123	123
104						
123						

A continuación se presenta el diagrama en cascada que muestra el contenido de calor de cada corriente por intervalo de temperatura*. La construcción de esta figura se realizó con el procedimiento descrito en la sección anterior, obteniendo al sumar el calor por cada intervalo de temperatura un requerimiento de enfriamiento de 38.039×10^6 .

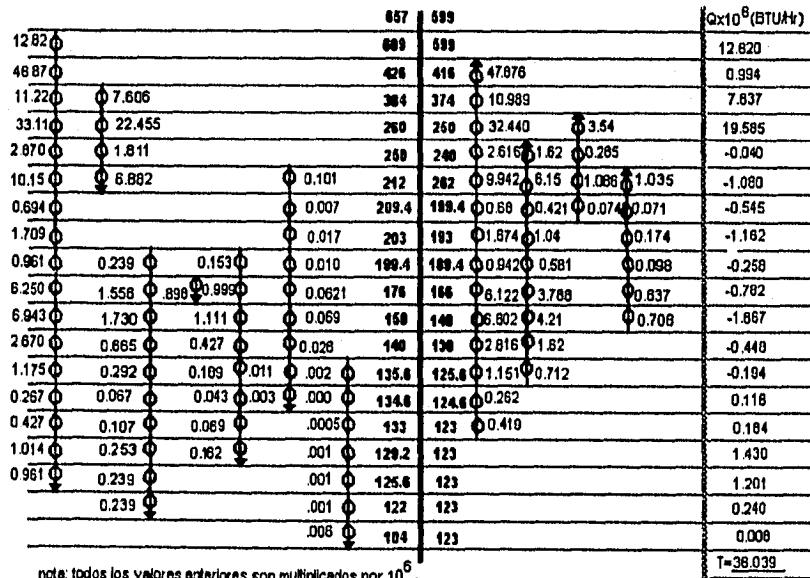


Fig.26. Requerimiento neto de energía por cada intervalo de temperatura.

El diagrama en cascada que a continuación se presenta se obtiene alimentando el requerimiento mínimo de servicios y sumando por intervalo de temperatura el flujo de calor. En este caso se alimenta por la parte de abajo, nótese que en el punto en que el flujo de calor es igual con cero se encuentra el punto de "PINCH".

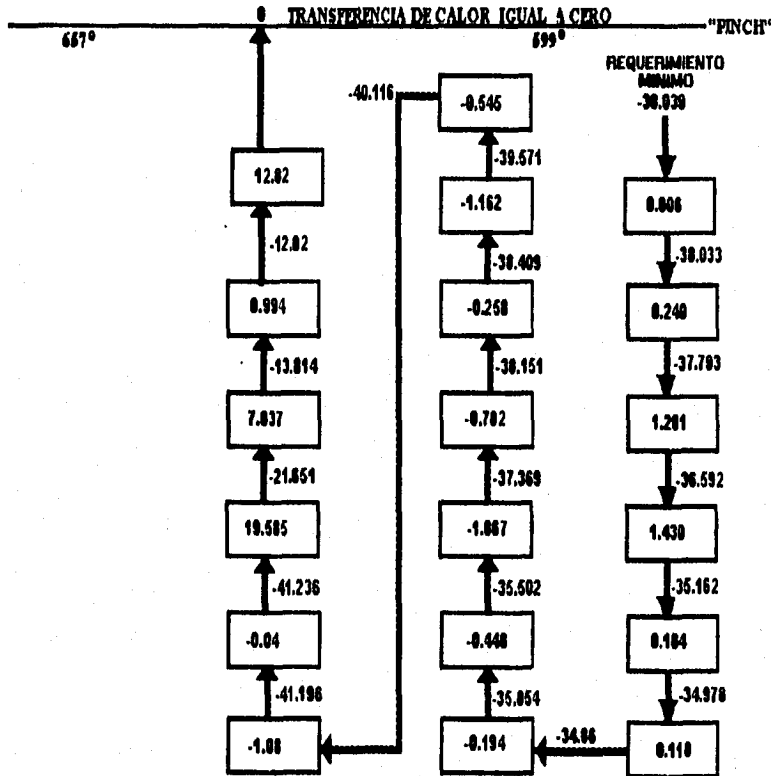


Fig.27. Diagrama en cascada utilizado para la localización del "PINCH".*

Una vez determinado el requerimiento mínimo de servicios y establecido el punto "PINCH" se procede a diseñar la red de intercambio térmico, de acuerdo a las reglas establecidas con anterioridad.

*Para los cálculos formales Ver Anexo 1.

Para construir este diagrama se analizan las posibles combinaciones que se pueden dar entre las corrientes de intercambio térmico, cuidando de evitar una posible violación en las reglas termodinámicas.

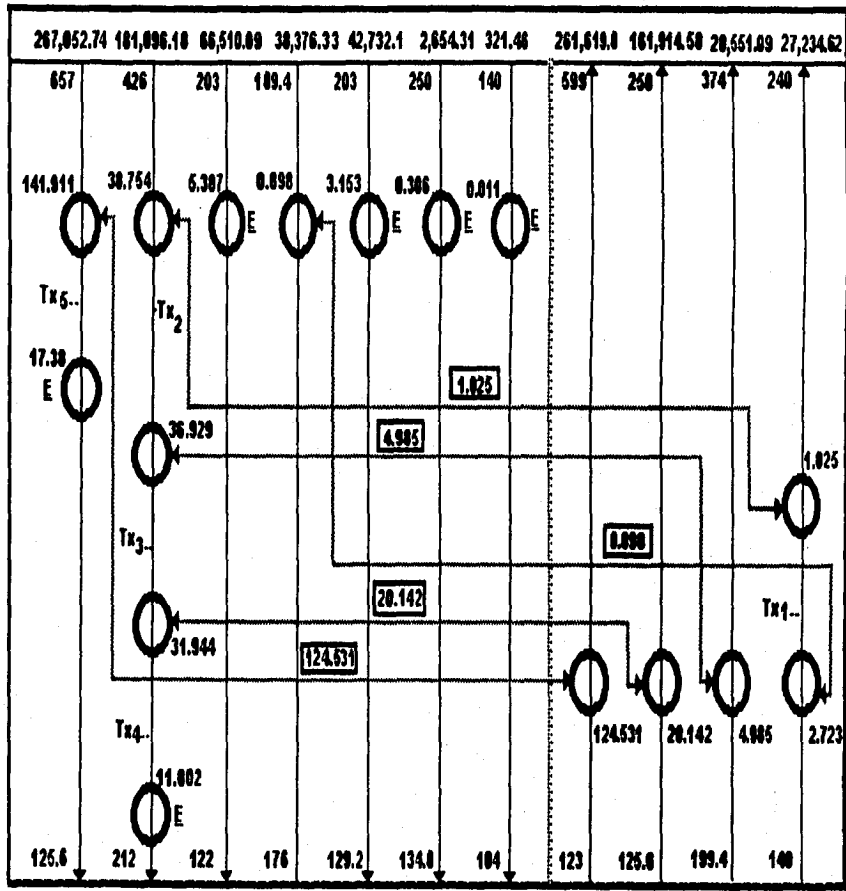


Fig.28. Red de intercambio térmico No. 1 *

*Para los cálculos formales Ver Anexo 1.

Otra posible combinación es la red de intercambio térmico siguiente que también cumple con las reglas termodinámicas descritas anteriormente, pero la distribución de las cargas (el tamaño de los enfriadores) es distinta.

Por lo tanto, sería conveniente realizar un análisis de costos del equipo tomando en cuenta el área de transferencia de cada intercambiador de calor.

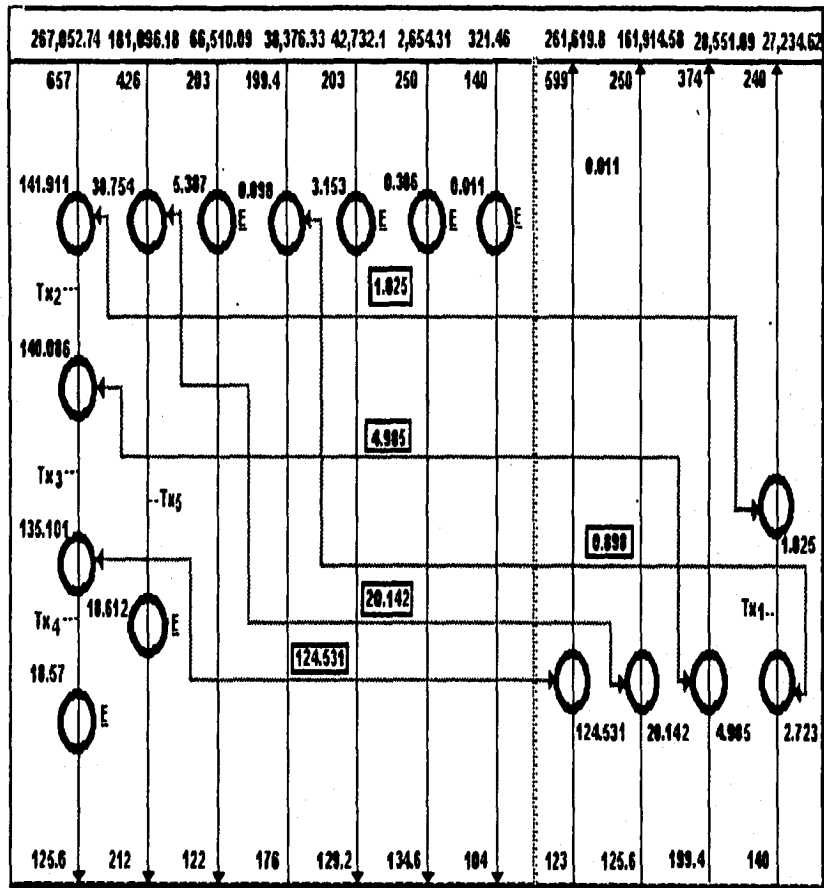


Fig.29 Red De Intercambio Térmico No. 2.*

*Para los cálculos formales Ver Anexo I.

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

Datos para la curva compuesta:

a) Para la construcción de la curva compuesta se toman los datos que se presentan a continuación. Para las corrientes calientes* se tiene:

Tabla No. 19

Temperatura de corrientes calientes (°F)	Entalpía (H) x 10 ⁶ (BTU/hr)	Hacumulada x 10 ⁶ (BTU/hr)
104	H ₀ =0	0
122	H ₁ =0.006	0.006
125.6	H ₂ =0.239+0.001=0.240	0.246
129.2	H ₃ =0.961+0.239+0.001=1.201	1.447
133	H ₄ =1.014+0.253+0.162+0.001=1.430	2.877
134.6	H ₅ =0.427+0.107+0.069+0.000=0.603	3.480
135.6	H ₆ =0.267+0.067+0.043+0.003+0.003=0.380	3.860
140	H ₇ =1.175+0.292+0.189+0.011+0.002=1.669	5.529
150	H ₈ =2.67+0.665+0.427+0.026=3.788	9.317
176	H ₉ =6.943+1.73+1.111+0.069=9.853	19.170
199.4	H ₁₀ =6.25+1.556+0.898+0.999+0.062=9.765	28.935
203	H ₁₁ =0.961+0.239+0.153+0.010=1.363	30.298
209.4	H ₁₂ =1.709+0.017=1.726	32.024
212	H ₁₃ =0.694+0.007=0.701	32.725
250	H ₁₄ =10.15+6.882+0.101=17.133	49.858
260	H ₁₅ =2.67+1.811=4.481	54.339
384	H ₁₆ =33.11+22.455=55.565	109.904
426	H ₁₇ =11.22+7.61=18.826	128.730
609	H ₁₈ =48.87	177.600
657	H ₁₉ =12.82	190.420

*VER FIGURA 30.

b) Para las corrientes frías* se tiene:

Tabla No.20

Temperatura de corrientes frías (°F)	Entalpia (H) x 10 ⁻⁶ (BTU/hr)	Hacumulada x 10 ⁻⁶ (BTU/hr)
123	H ₀ = 38.039	38.039
124.6	H ₁ =0.419	38.458
125.6	H ₂ =0.262	38.720
130	H ₃ =1.151+0.712=1.863	40.583
140	H ₄ =2.616+1.62=4.236	44.819
166	H ₅ =6.802+4.21+0.708=11.72	56.539
189.4	H ₆ =6.122+3.78+0.637=10.547	67.086
193	H ₇ =0.942+0.581+0.098=1.621	68.707
199.4	H ₈ =1.674+1.04+0.174=2.888	71.595
202	H ₉ =0.68+0.421+0.074+0.071=1.246	72.841
240	H ₁₀ =9.942+6.15+1.086+1.035=18.213	91.054
250	H ₁₁ =2.616+1.62+0.286=4.521	95.575
374	H ₁₂ =32.44+3.54=35.98	131.555
416	H ₁₃ =10.989	142.544
599	H ₁₄ =47.876	190.420

*VER FIGURA No.30.

Para la construcción de la gran curva compuesta*, se localizan los cambios netos de entalpia (calor por temperatura) en ambas corrientes (corrientes calientes y corrientes frías) con el respectivo $-\Delta T_{\min}$, que en el proceso en cuestión fué de 10°F

Tabla No.21

TEMPERATURA (°F)	$\Delta H \times 10^6$ (BTU/hr)
123	38.039
124.6	34.978
130	35.054
140	35.502
166	37.369
189.4	38.151
193	38.409
199.4	39.571
202	40.116
240	41.196
250	41.236
374	21.651
416	13.814
599	0.0

*VER FIGURA No.31.

CURVA COMPUESTA

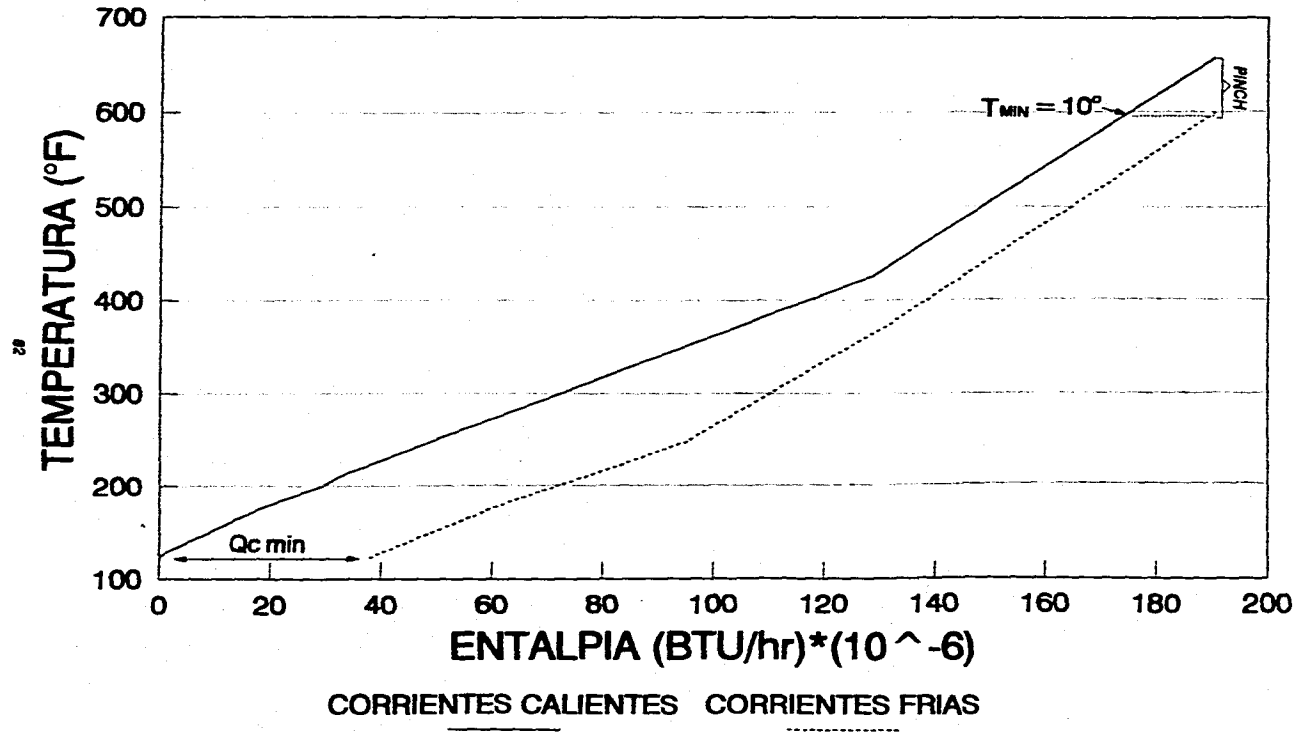


FIGURA 30

GRAN CURVA COMPUESTA

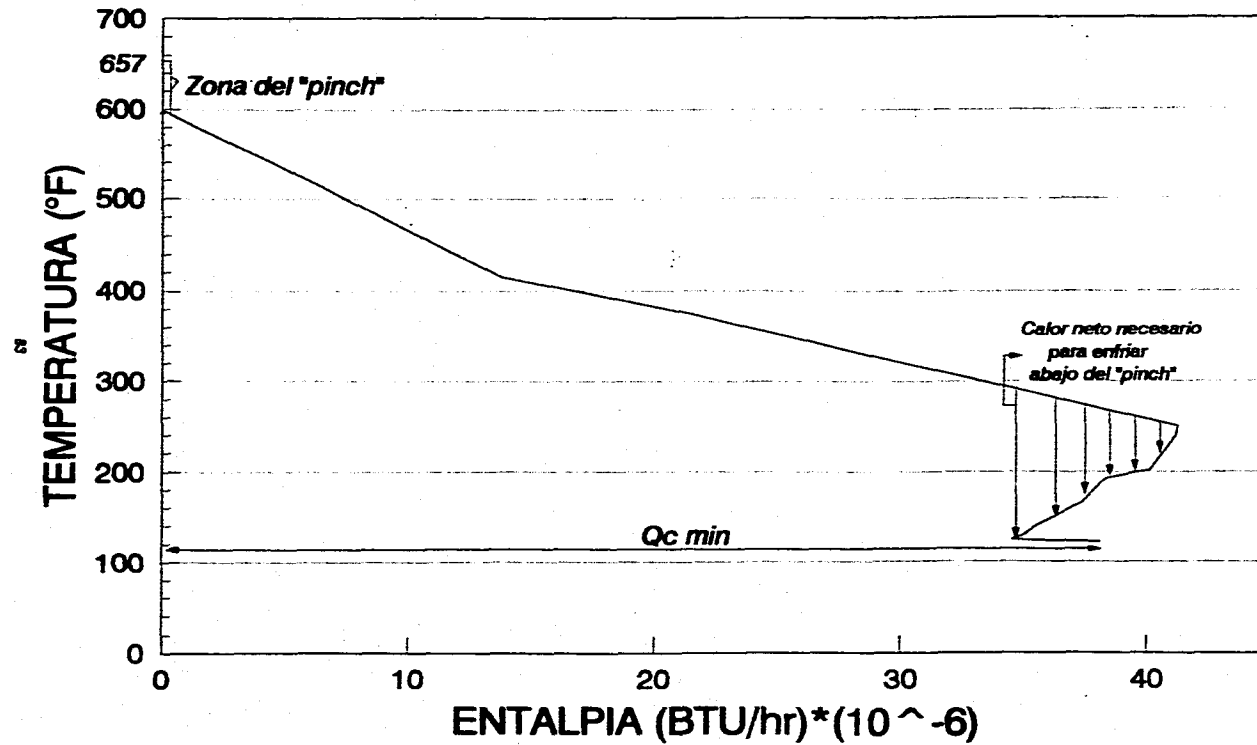


FIGURA 31

Todo el análisis de Integración de calor se realizará en base al arreglo No.1. Esto es, porque aunque ambos arreglos cumplen con las reglas termodinámicas, en el primer arreglo se tiene una mejor distribución entre las áreas de los intercambiadores de calor, además de que es donde existe la mayor transferencia de calor entre la corriente que tiene más calor y la corriente que más lo necesita (corrientes 1 y 8). Por esta razón, a continuación únicamente se muestra el tren de intercambio para el arreglo No. 1. Este tren de intercambio se contruyó en base a la redes de intercambio térmico.

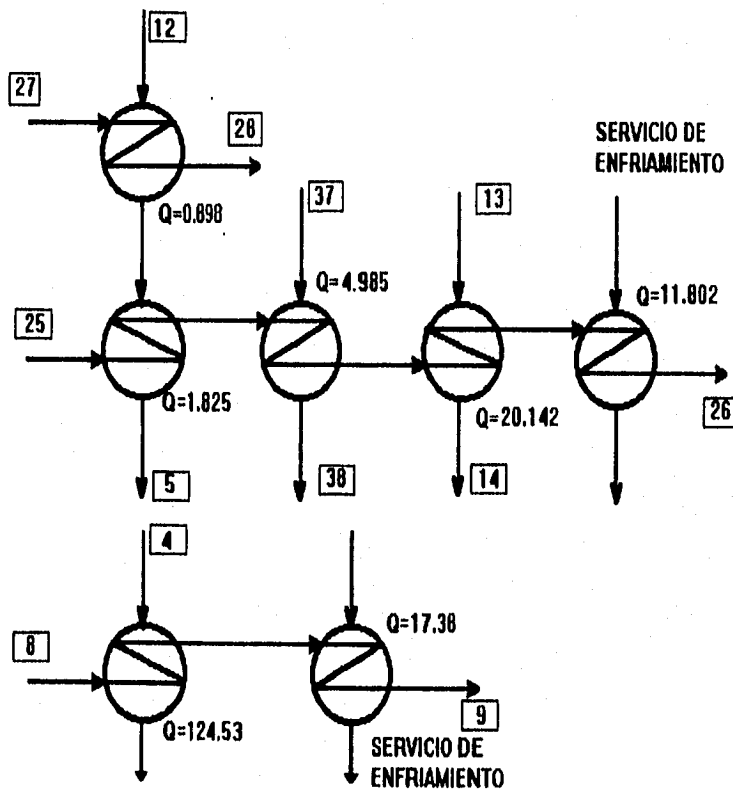


Fig. 32 Tren de Intercambio Térmico para el Arreglo Diseñado en la Integración de Calor (No.1)*

*VER RED DE INTERCAMBIO No. 1 y FIGURA 39.

Una vez terminada la Integración de Calor se procede a determinar cuales son los requerimientos necesarios en servicios, en esta parte habrá que tomar en cuenta que algunos intercambiadores se combinaron en uno solo, además de que todas las corrientes frías se agotaron con lo que se agotaron las corrientes de las que se podía obtener calor.

Tabla No.22

ESPECIFICACION DEL EQUIPO	TIPO DE SERVICIO REQUERIDO	Tº DE SERVICIO (° F)	Tº DE SERVICIO (° F)	FLUJO DE SERVICIO NECESARIO (Lb/hr)	COSTO EN \$/LB DE VAPOR	COSTO TOTAL EN \$/HR POR HORA DE SERVICIO
EA-2	AGUA DE ENFRIAMIENTO	80	120	248,366.71	0.0586	14,532.84
EA-3	AGUA DE ENFRIAMIENTO	80	120	4,371.41	0.0586	256.11
EA-4	AGUA DE ENFRIAMIENTO	80	120	168,480	0.0586	9,878.94
EA-7	AGUA DE ENFRIAMIENTO	80	120	18,827.97	0.0586	1,101.77
EA-9	AGUA DE ENFRIAMIENTO	80	120	85,871.81	0.0586	5,030.84
EA-10	AGUA DE ENFRIAMIENTO	80	120	76,987.14	0.0586	4,509.45
EA-11	AGUA DE ENFRIAMIENTO	80	120	1813.40	0.0586	106.86
EA-1	VAPOR DE AGUA	640	640	886,786.48	0.14787	130,888.41
EA-1	VAPOR DE AGUA	640	640	7,895.14	0.14787	1,168.17

VER ANEXO 3 y FIGURA 39.

6
REDES FLEXIBLES
DE
INTEGRACION DE CALOR

6.1 INTEGRACION DE CALOR PARA LA RED FLEXIBLE.

La red flexible a diseñar tendrá las siguientes características.

La máxima variación de WCp que se puede tener por corriente únicamente en el flujo de entrada es del 20%.

Las temperaturas se consideran constantes a lo largo de este análisis

Las corrientes que variarán son :1,2,3,5,6,7,8,10,11, en los siguientes porcentajes de variación del Wcp. Las variaciones mostradas son totalmente al azar y son distantes para visualizar mas el efecto que causan estas variaciones.

Tabla No.23

CORRIENTE	VARIACION (%)aprox.
4-6	15
37-38	15
2-5	15
25-26	15
41-43	15
42-44	19
17-18	0.5
21-23	17

Así se obtienen las siguientes relaciones de flujo:

Tabla No.24

CORRIENTE	WCp(BTU/hr °F)	T ^S	T ^M	Q*10 ⁻⁴ (BTU/hr)
4-6	307,110.605	657	125.6	163.1985
25-26	208,260.607	426	212	44.367
41-43	76,486.60	203	122	6.1954
27-28	38,376.33	199.4	176	0.898
42-44	35738.5	203	129.2	2.63
17-18	2,642	250	134.6	0.308
21-23	274.34	140	104	0.0099
8-10	300,862.77	123	599	-143.210
13-14	161,914.8	125.6	250	-20.14
37-38	32,833.75	199.4	374	-5.732
2-5	31,319.79	140	240	-3.1319
			TOTAL	45.6624

A partir de estos datos se realiza el mismo análisis que se ha descrito con anterioridad, con lo cual los diagramas que se obtienen son los siguientes:

	657	699		$Q \times 10^4$ (BTU/hr)
14.741	609	599		14.741
56.261	428	418	55.057	1.204
12.896	384	374	12.836	9.000
38.08	260	250	37.306	22.517
3.071	250	240	3.00	0.205
11.67	212	202	11.432	-0.335
0.798	208.4	198.4	0.782	-0.5641
1.965	203	193	1.925	-1.1833
1.105	189.4	188.4	1.083	-0.26049
7.186	176	166	7.04	-0.7922
7.984	150	140	7.821	-1.8753
3.071	140	130	3.00	-0.400
1.351	135.6	125.6	1.323	-0.1778
0.307	134.6	124.6	0.300	0.1208
0.491	133	123	0.4813	0.189239
1.167	128.2	123		1.593842
1.105	125.8	123		1.38098
	122	123		0.2759
	104	123		4.93E-3
				$T = 45.6524$

nota: todos los valores deben multiplicarse por 10^6 .

Fig.33. Requerimiento neto de energía por cada intervalo de temperatura*.

*PARA LOS CALCULOS FORMALES, VER ANEXO 4.

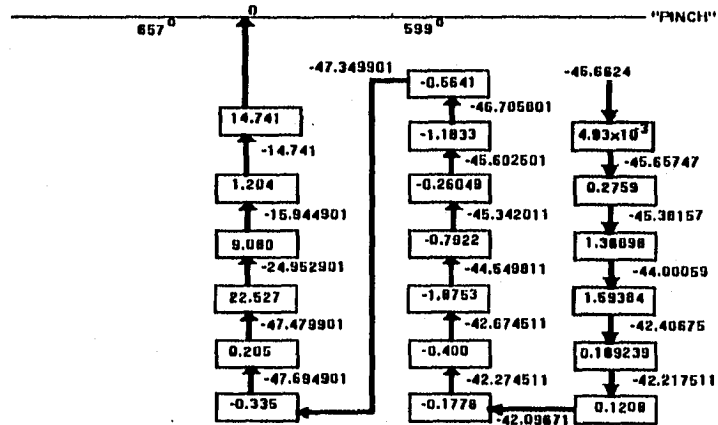


Fig.34 Diagrama en cascada utilizado para la localización del "PINCH".

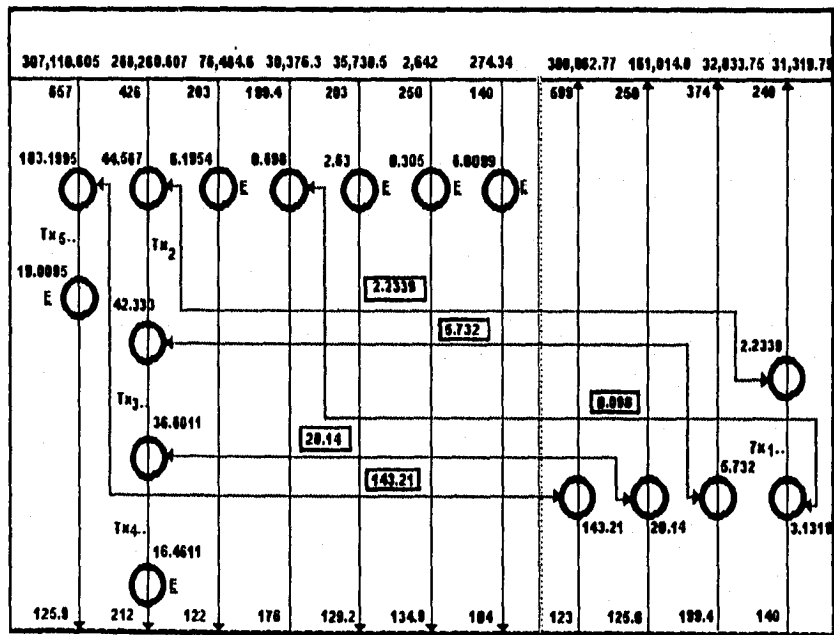


Fig.35 Red de intercambio térmico No.1. para la red flexible*.

*PARA CALCULOS FORMALES VER ANEXO 4.

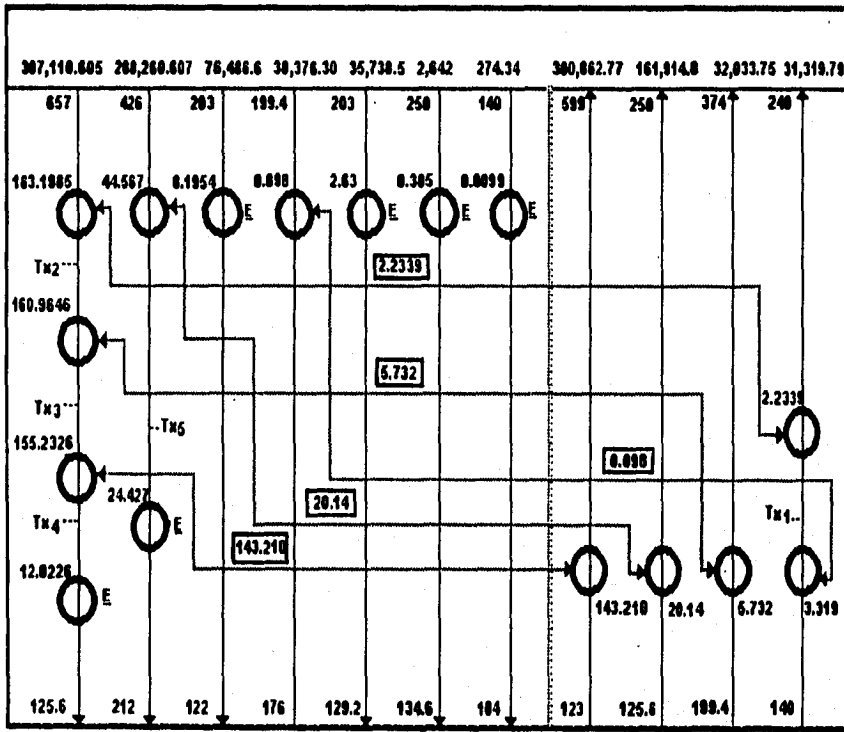


Fig.36 Red de intercambio térmico No.2. para la red flexible*.

*PARA CALCULOS FORMALES VER ANEXO 4.

De la misma forma que en la integración de calor, para la red flexible se tienen los siguientes resultados; de entalpías para la construcción de las curvas compuestas.

a) Para las corrientes calientes* se tiene:

Tabla No.25

Temperatura corrientes calientes (° F)	Entalpia (H) x 10 ⁻⁶ (BTU/hr)	Hacumulada x 10 ⁻⁶ (BTU/hr)
104	H ₀ =0	0
122	H ₁ =4.93E-3	4.93E-3
125.6	H ₂ =0.275+0.9878E-3=0.27598	0.28091
129.2	H ₃ =0.275+1.105+0.9878E-3=1.38098	1.66189
133	H ₄ =1.167+0.290+.1358+1.042E-3=1.59384	3.25573
134.6	H ₅ =0.491+0.122+0.0571+0.439E-3=0.67053	3.92628
135.6	H ₆ =0.307+0.076+0.035+0.0026+0.274E-3=0.42087	4.34713
140	H ₇ =1.351+0.336+0.157+0.012+1.2E-3=1.8572	6.20433
150	H ₈ =3.071+0.765+0.357+0.02642=4.21942	10.42375
176	H ₉ =7.984+1.988+0.929+0.0887=10.9697	21.39345
199.4	H ₁₀ =7.186+1.789+0.898+0.836+0.0618=10.7708	32.16425
203	H ₁₁ =1.105+0.275+0.128+0.00951=1.51751	33.68176
209.4	H ₁₂ =1.965+0.0167=1.9817	35.6636
212	H ₁₃ =0.796+0.0069=0.8049	36.4687
250	H ₁₄ =11.67+7.913+0.101=19.684	56.1527
260	H ₁₅ =3.071+2.082=5.153	61.3057
384	H ₁₆ =38.08+25.824=63.904	125.2097
426	H ₁₇ =12.898+8.746=21.644	146.8537
609	H ₁₈ =56.261	203.1147
657	H ₁₉ =14.741	217.8557

*VER FIGURA 37.

b) Para las corrientes frías* tenemos:

Tabla No. 26

Temperatura de corrientes frías (°F)	H x 10 ⁻⁶ (BTU/hr)	Hacumulada x 10 ⁻⁶ (BTU/hr)
123	H ₀ =45.6624	45.6624
124.6	H ₁ =0.4813	46.1437
125.6	H ₂ =0.30	46.4437
130	H ₃ =1.323+0.712=2.035	48.4787
140	H ₄ =3+1.62=4.62	53.0987
166	H ₅ =7.821+4.21+0.814=12.845	65.9437
189.4	H ₆ =7.040+3.79+0.733=11.563	77.5067
193	H ₇ =1.083+0.583+0.112=1.778	79.2847
199.4	H ₈ =1.925+1.04+0.20=3.165	82.4497
202	H ₉ =0.782+0.421+0.0850.081=1.369	83.8187
240	H ₁₀ =11.432+6.15+1.247+1.190=20.019	103.8377
250	H ₁₁ =3+1.62+3.28=4.948	108.7857
374	H ₁₂ =37.306+4.071=41.377	150.1627
416	H ₁₃ =12.636	162.7987
599	H ₁₄ =55.057	217.8557

*VER FIGURA 37.

Para la construcción de la gran curva compuesta** se localizan los cambios netos de entalpía (calor por temperatura) en ambas corrientes (corrientes calientes y corrientes frías) con el respectivo $-\Delta T_{\min}$, que en caso estudiado fué de 10 °F.

Tabla No. 27

TEMPERATURA (°F)	$\Delta H \times 10^{-6}$ (BTU/hr)
123	45.6624
124.6	42.21744
125.6	42.09657
130	42.27437
140	42.67495
166	44.55025
189.4	45.34245
193	45.60294
199.4	46.7859
202	447.350
240	47.685
250	47.480
374	24.9527
416	15.945
599	0.0

*VER FIGURA 38.

CURVA COMPUESTA

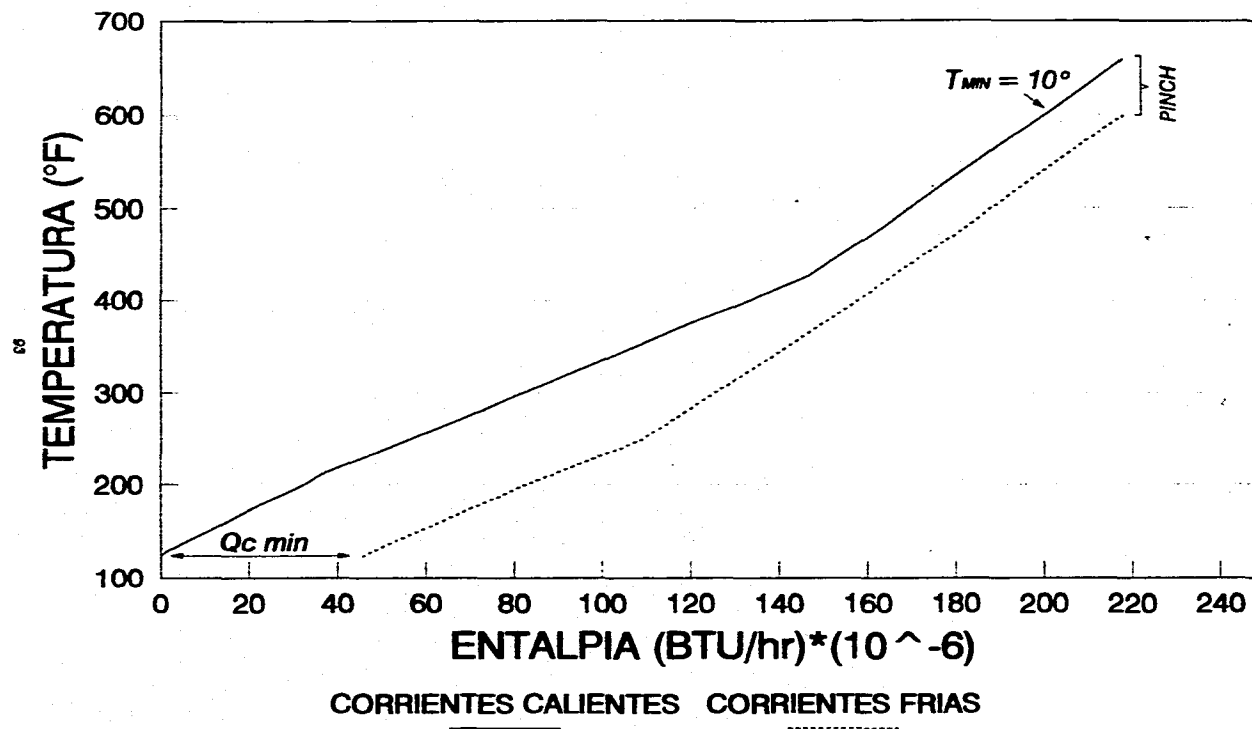


FIGURA 37

GRAN CURVA COMPUESTA

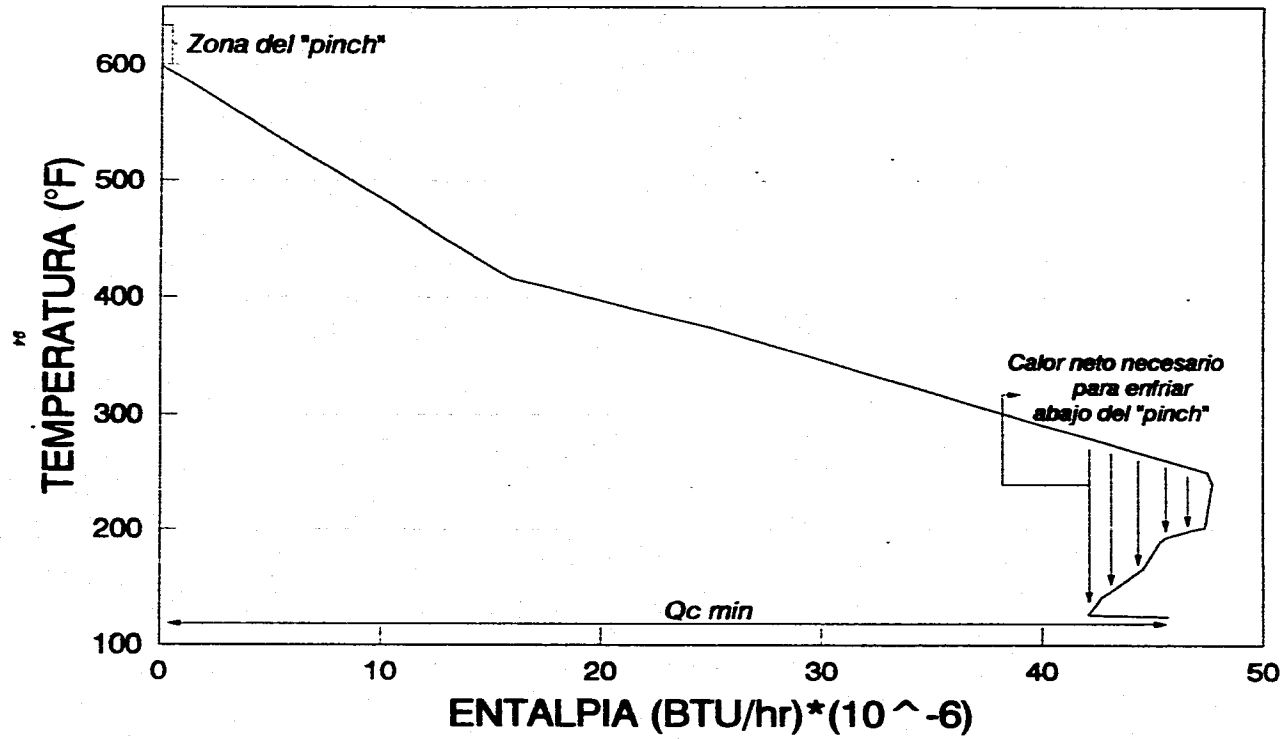


FIGURA 38.

7 RESULTADOS

RESULTADOS

Dado que un proceso industrial (o su modificación) es considerado como factible cuando es económica y técnicamente atractivo, el análisis de resultados se presenta desde una perspectiva económica, ya que técnicamente las modificaciones requeridas aparentemente no representan mayor problema, aunque claro está se requiere de un análisis más riguroso que por razón de tiempo se ha omitido en este trabajo. De tal manera que una evaluación, que sin ser exhaustiva, sí permite visualizar el efecto de la Integración de calor realizado es la que se presenta a continuación.

Antes de la Integración de Calor se tenían los siguientes requerimientos:

Tabla No.28

ESPECIFICACION DEL EQUIPO	TIPO DE SERVICIO	T ^o DE SERVICIO (°F)	T ^m DE SERVICIO (°F)	FLUJO DE SERVICIO NECESARIO (lb/hr)	COSTO EN \$* POR LB DE VAPOR	COSTO TOTAL EN \$ POR HORA DE SERVICIO
EA-1	VAPOR DE AGUA	640	640	247,281.57	0.14787	36,565.52
EA-2	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	2'027,300	0.0586	118,799.78
EA-3	VAPOR DE AGUA	640	640	5,407.06	0.14787	799.541
EA-4	VAPOR DE AGUA	640	640	39,996.02	0.14787	5,914.2
EA-5	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	4,371.42	0.0586	256.16
EA-6	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	556,628.57	0.0586	32,618.43
EA-7	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	12,828.57	0.0586	751.75
EA-8	VAPOR DE AGUA	640	640	9,898.7	0.14787	1,463.72
EA-9	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	45,042.85	0.0586	2,639.51
EA-10	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	76,937.14	0.0586	4,509.68
EA-11	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	157.14	0.0586	9.20
BA-1	VAPOR DE AGUA	640	640	544,766.45	0.14787	80,554.61
BA-2	VAPOR DE AGUA	640	640	2,625.14	0.14787	388.17

Después de la Integración de Calor se tiene el siguiente requerimiento de servicios:

Tabla No.29

ESPECIFICACION DEL EQUIPO	TIPO DE SERVICIO REQUERIDO	1º DE SERVICIO (° F)	2º DE SERVICIO (° F)	FLUJO DE SERVICIO NECESARIO (lb/hr)	COSTO EN N\$ POR lb DE VAPORES	COSTO TOTAL EN N\$ POR HORA DE SERVICIO
EA-2	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	248,285.71	0.0586	14,549.34
EA-5	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	4,371.42	0.0586	256.16
EA-6	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	168,600	0.0586	9,879.96
EA-7	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	12,828.57	0.0586	751.75
EA-9	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	43,042.85	0.0586	2,639.54
EA-10	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	76,957.14	0.0586	4,509.68
EA-11	AGUA DE ENFRIAMIENTO	50	120	157.14	0.0586	9.20
BA-1	VAPORES DE AGUA	640	640	544,766.45	0.14787	80,554.61
BA-2	VAPORES DE AGUA	640	640	2,623.14	0.14787	388.17

De las tablas anteriores se obtienen los siguientes resultados:

Antes de la integración de calor se tenía el siguiente requerimiento neto en servicios.

Consumo de vapor total en la planta = 849,974.94 (lb/hr) x N\$ 0.14787 = N\$125,685.79 lb/hr o bien N\$ 3'016,458.96 lb/día

Consumo de agua de enfriamiento total en la planta =
= 2'723,285.69 (lb/hr) x N\$ 0.0586 = N\$ 159,584.54 lb/hr o bien N\$ 3'830,028.96 lb/día.

Después de la integración de calor se tienen los siguientes requerimientos:

Consumo de vapor total en la planta = 547,391.59(lb/hr) x N\$ 0.14787 = N\$ 80,942.79 lb/hr o bien 1'942,826.96 lb/día.

Consumo de agua de enfriamiento total en la planta=
556,242.83 (lb/hr) x N\$ 0.0586 = N\$ 32,595.82 lb/hr = N\$ 782,299.68 lb/día.

De aquí se obtiene el ahorro siguiente en la planta después de la integración de calor.

Ahorro de vapor de agua = N\$ 44,743/hr o bien de N\$1'073,832/día

Ahorro de agua de enfriamiento = N\$126,988.72/hr o bien de N\$ 3'047,729.28/día

Por lo tanto se observa un ahorro neto en ambos servicios de: **N\$171,731.72/ hora** o bien **4'121,561.28 / día**

Tabla No. 30

Servicio	Antes de la HEN costo N\$/día	Después de la HEN costo N\$/día	Ahorro N\$/día
Agua de enfriamiento	1'430,028.96	982,299.69	1'047,729.28
Valor de agua	3'016,458.96	1'642,626.36	1'073,832

Nota: Amén de actualizar los costos de los servicios para su producción en lb/hr puede verse que el ahorro en costos de servicios es sumamente importante. Cabe aclarar que a dicho ahorro habría que sustraerle el costo que implicarían las modificaciones de las líneas, intercambiadores y mantenimiento de éstos.

De esta forma el diagrama de proceso se modifica resultando el siguiente diagrama:

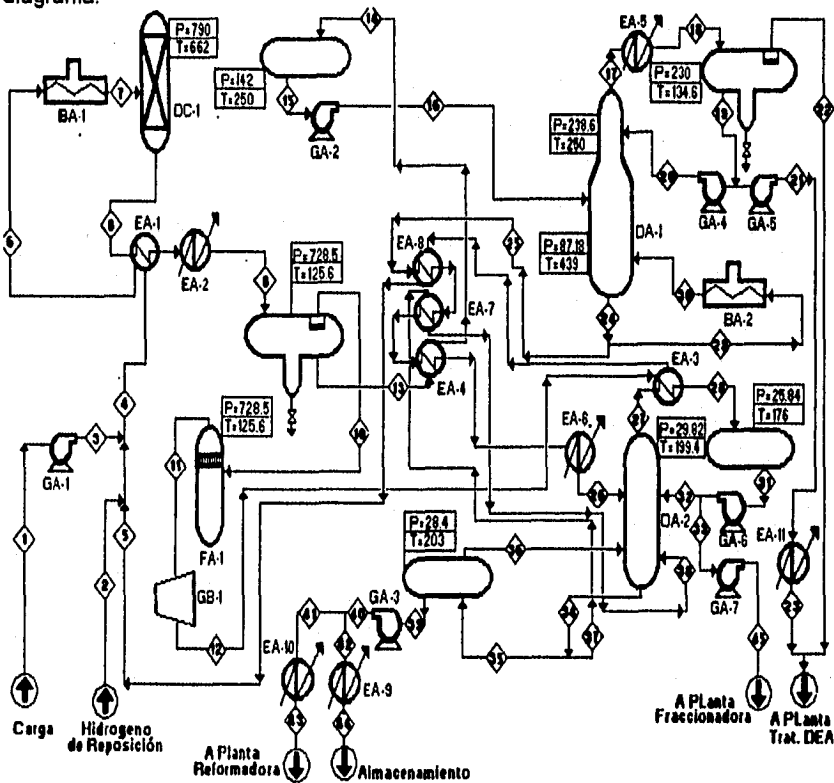


Fig. 39 Diagrama de proceso modificado después de la integración de calor.

8
CONCLUSIONES
Y
RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este trabajo se ha demostrado la importancia e interrelación que existe entre la secuencia de actividades necesarias para desarrollar el Diseño de Procesos, con el cual se puede crear u optimizar un proceso tomando en cuenta la tecnología de la que se disponga. Tomando como parte integrante del Diseño de Procesos la integración de calor, se analizaron los beneficios que se pueden obtener en la aplicación de la "TECNOLOGÍA PINCH" y EXERGIA a los procesos a nivel industrial. Además se comprobó que la realización de este análisis es relativamente sencillo y no se requiere de una inversión importante para poder llevarlo a cabo.

Este análisis aplicado a una planta hidrosulfuradora de naftas ha demostrado que reduce en una cantidad importante el costo en los servicios, por lo que el análisis es susceptible de ponerlo en marcha a nivel industrial, salvo que se tengan problemas en la interconexión de los equipos dentro de los límites de batería.

Es recomendable que una vez que se obtenga una red de Intercambio térmico, se realicen las modificaciones necesarias para que sea una red flexible para que cumpla con las variaciones posibles del proceso.

Por último se recomienda al lector el uso de los Simuladores comerciales para la confirmación del diseño propuesto.

BIBLIOGRAFIA

- 1) Linnhoff, Bodo. "Use Pinch Analysis to Knock Down Capital Costs and Emissions". Chemical Engineering Progress, Vol. 90, No. 8, p.p 32-57, Agosto 1994.
- 2) Linnhoff, Bodo. "Pinch Technology Has Come Of Age". Chemical Engineering Progress , p.p 33-40, Julio 1984.
- 3) Linnhoff, Bodo and Graham Polley. "Stepping Beyond The Pinch". Chemical Engineering, p.p. 25-32, febrero 1988.
- 4) Linnhoff, Bodo and Graham Polley. "General Process Improvements Through Pinch Technology". Chemical Engineering Progress, p.p 51-58, Junio 1988.
- 5) Kattan M.K. and P.L. Douglas. " A New Approach To Thermal Integration Of Distillation Sequences". The Canadian Journal Of Chemical Engenerring, Vol 64, p.p 162-186, Febrero 1986.
- 6) Linnhoff B. and A.R. Eastwood. "Overall Site Optlimization By Pinch Technology". Chemical Engineering Research, Vol 65, p.p. 408-414. Septiembre 1987.
- 7) Golden S.W. and A.W. Sloley. "Revamping FCC Main Fractionator Energy Systems". Hydrocarbon Proccesing , p.p. 43-47. Noviembre 1993.
- 8) Dotiwalla K.K. "Process Heating Systems: Steam Of Thermal Fluid". Hydrocarbon Processing, p.p 67-70. Octubre 1991.

9) Knudsen James G. " Coquer Cooling-Water Fouling".Chemical Engineering Progress, p.p 42-47 .Abril 1991.

10) M.W. Kellog Co., Houston, Texas. "Energy Integration".Hydrocarbon Processing. p.p. 88-96. Junio 1994.

11) Freshwater D.C. and E. Ziogou. "Reducing Energy Requeriments in Units Operations".The Chemical Engineering Journal, p.p 215-222.,Noviembre 1976.

12) Douglas J.M. "A Hierarchical Decision Procedure For Process Synthesis". AIChE Journal. Vol 31, No. 3. p.p. 353-362., marzo 1985.

13) Diboland and E. Hindmarsh. "Heat Exchanger Network Improvements". Chemical Engineering Progress.p.p 47-54.,Julio 1984.

14) Steinmetz, Frank and O.Chaney Michael. "Total Plant Process Energy Integration". Chemical Engineering Progress. p.p 27-32., Julio 1985.

15) Cerda, Jaime. Arthur W. Westerberg, David Mason and Bodo Linnhoff. "Minimum Utility Usage In Heat Exchanger Network Sinthesis". Chemical Engineering Science. Vol.38, No. 3, p.p 373-387. 1983.

16) Glavic, Peter and Zorka Novak ."Completely Analize Energy-Integrated Processes". Chemical Engenieering Progress. p.p 49-60., Febrero 1993.

17) Carrison, Annika. "Design Better Heat Exchanger Network Retrofits". Chemical Engineering.Progress. p.p 87-96., Marzo 1993.

18) Chaudhuri, Swades Kumar and Mohan Sharma. "Optimal Thermodynamic Heat Transfer". Chemical Engineering Research. p.p873-887. 1989,28.

19) Linnhoff, Bodo "The Pinch Design Method For Heat Exchanger Networks". Chemical Engineering Science. Vol 38, No.5, p.p 745-763., 1983.

20) Iwanaga, Hiroshi. "Heat Exchange The Next Wave". Chemical Engineering .P.p 30-37.,1993.

21) Gillett, F. L. "Ethilene From NGL Feedstocks. "Hydrocarbon Processing.p.p 69-72. Febrero 1984.

22) Luckenbach, E.C. "How To Up Date A Catalitic Craking Unit". Chemical Engineering Progress. p.p 56-65., Febero 1979.

23) Chung C.W. "Save With Hybrid Refrigeration". Hydrocarbon Processing. p.p 73-75. Julio 1984.

24) Billon, A. J.P. Franck and J.P. Peries ." Consider Hydrorefining For Lubes". Hydrocarbon Processing. P.p 139-145. Septiembre 1975.

25) Batra B. and Craig A. Borchert. "Design Process Equipmen For Corrosion Control". Chemical Engineering Progress. P.p 68-75., Mayo 1993.

26) Rossiter, Alan P. and H. Dennis Springs. "Apply Process Integration To Waste Minimization". Chemical Engineering Progress.p.p 30-36., Enero 1993.

27) Miyasugi Takeshi and Shin-ichi Kosaka. " A Heat Exchanger Type Steam Reformer For Ammonia Production".Chemical Engineering Progress. p.p 41-45. Julio 1984.

28) Ratnam R. and V.S. Partwardham. "Analyze Single and Multiple-Pass Heat Exchangers. Chemical Engineering Progress. P.p 85-91. Junio 1993.

29) Rossiter, A.P. M.A. Ruthowsky and A.S. Mc Mullan. "Pinch Technology Identifies Process Improvements". Hydrocarbon Processing. p.p 63-66. Enero 1991.

30) Ganapathy, V. "Simplify heat Recovery Steam Generator Evaluation". Hydrocarbon Processing, Marzo 1990.p.p.77-82.

31) Jezowski Jacek. "A simple Synthesis Method For Heat Exchanger Network With Minimum Number Of Matches". Chemical Engineering Science. Vol 45, No. 7, p.p 1928-1932, 1990

32) Sabo, Alok K. and Manfred Morari. " Design of Resilient Processing Plants". Chemical Engineering Science. Vol. 39. No. 3, p.p 579-592., 1984.

33) Smith R. and Bodo Linnhoff. " The Design Of Separators In The Context Of Overall Processes". Chemical Engineering Research. Vol. 66,p.p 195-228. mayo 1988.

34) Eigerson, A.S. "An Effective Catalyst For The Hydrodesulfurization of Heavy Petroleum Stocks". International Chemical Engineering. Vol. 17. No. 2., April 1977.

35) Nelson,W.L. "Hidrodesulfuradoras" The Oil and Gas Journal. April 5, 1965. p 123.

36) Nelson, W.L. " Data Correlation Shows The Amount Of Hydrigen Used In Desulfurizing Residua". The Oil Gas Journal. Feb. 28, 1977. p. 126.

37) Kubo, Junichi. "Proceso Japonés de Hidrodesulfuración que da buen Resultado". *Petróleo Internacional*. julio 1976. p.26.

38) Watkins, C.H. C.J. Czajkowski. "Hydrodesulfurization Of Gas Oils". *Chemical Engineering Progress* . Vol. 67. No. 8. Aug. 1971. P. 75.

39) Liu Y.A. "A Course In Process Synthesis" . *Chem. Eng. Educ.* IX (4),184 (1980).

40) Nadgir, V.M. and Y. A. Liu "Studies in Chemical Process Design and Synthesis: Part V. A Simple Heuristic for Systematic Synthesis of Initial and Sequences for Multicomponent Separations". *AIChE J.*, 29, 926 (1983).

ANEXOS

ANEXO 1.

POSIBLES ARREGLOS DE INTERCAMBIO TERMICO

Para la interconexión de corrientes por debajo del "PINCH" se tomaron las siguientes consideraciones, ya antes mencionadas:

- 1) W_{cp} de las corrientes calientes debe ser \geq W_{cp} de las corrientes frías .
- 2) El número de las corrientes calientes debe ser \geq el número de las corrientes frías .

De acuerdo con esto, las combinaciones posibles que se pueden dar son las siguientes, entre las corrientes calientes y corrientes frías:

1-8, 1-9, 1-10, 1-11.

2-9, 2-10, 2-11.

3-10, 3-11.

4-10, 4-11.

5-10, 5-11.

Estas numeraciones son las que les corresponden a las corrientes de izquierda a derecha en los arreglos mostrados para las diferentes redes propuestas.

El modelo de cálculo es el siguiente:

Por el balance de energía se conoce el máximo calor Q que se puede intercambiar entre las corrientes calientes y las corrientes frías, entonces para saber la temperatura intermedia de la corriente que quedó con un contenido de calor se realizan los siguientes cálculos.

$$Q_{cc} = W_{cc} C_p \Delta T$$

$$Q_{cf} = W_{cf} C_p \Delta T$$

$$\text{Como } Q_{cc} = Q_{cf}$$

Por lo tanto

$$Q_{\text{máx}} = W C_p (T_x - T_i)$$

$$T_x = (Q_{\text{máx}} / W C_p) + T_i$$

donde

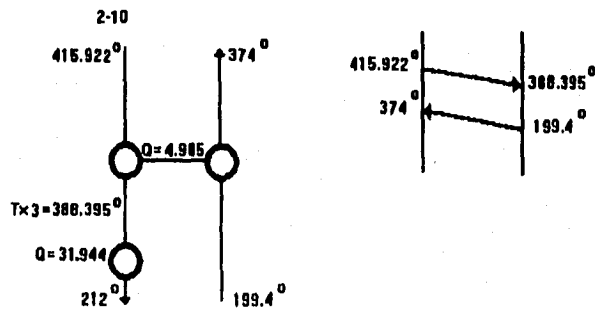
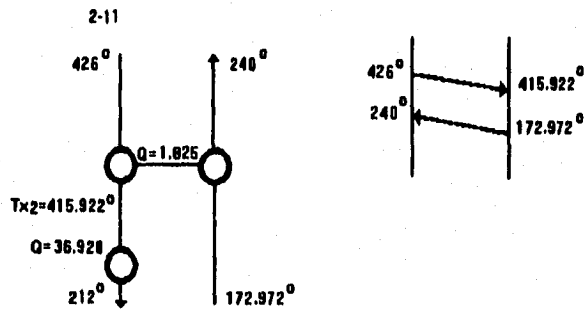
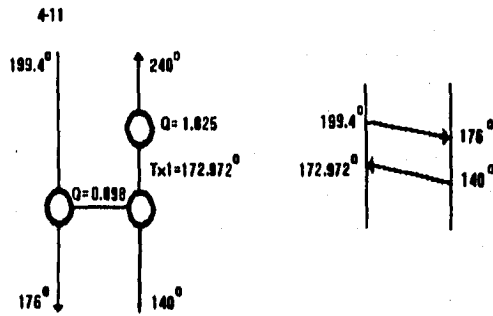
$Q_{\text{máx}}$ = calor máximo intercambiado entre ambas corrientes.

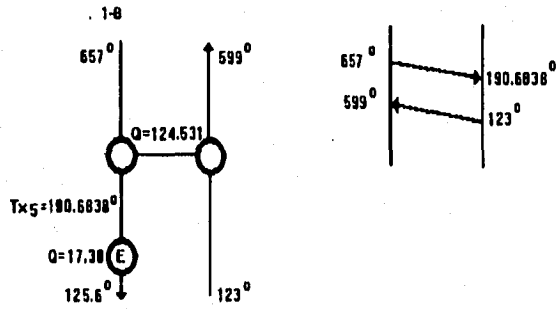
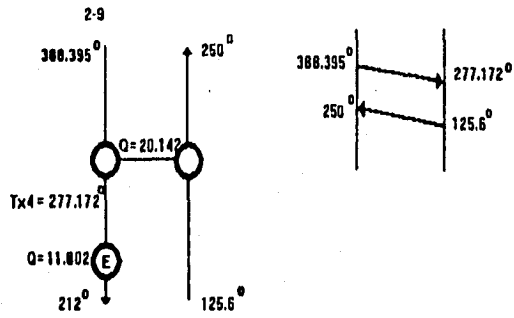
WC_p = es el flujo molar de la corriente multiplicado por su capacidad calorífica a presión constante.

T_i = es la temperatura inicial de la corriente que tiene aún un contenido de calor.

T_x = es la temperatura intermedia que se desea conocer de esta corriente.

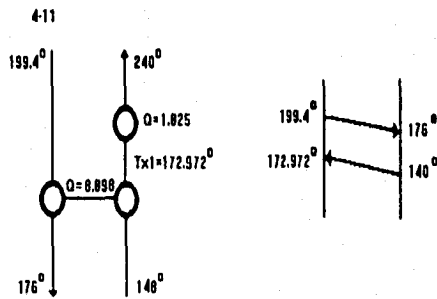
"Arreglo de Intercambio térmico No. 1"

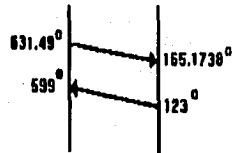
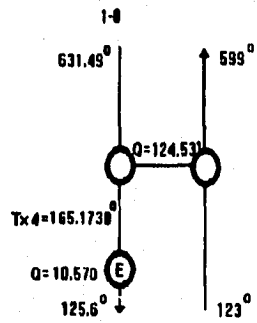
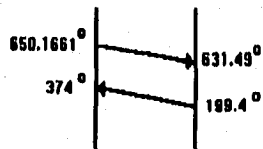
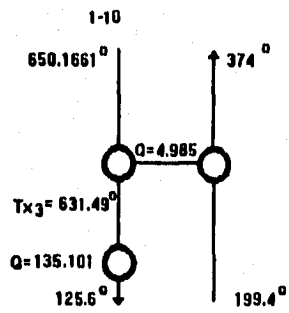
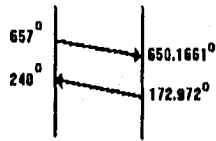
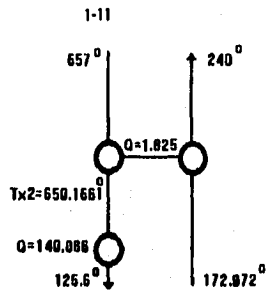


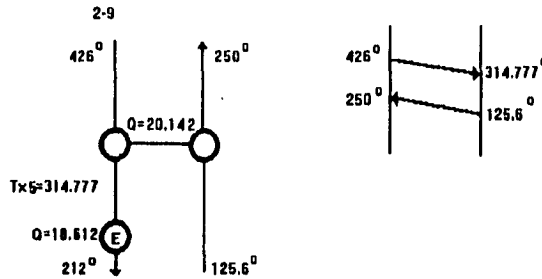


Por lo tanto se necesitan dos enfriadores , uno de ellos con una carga de 17.38×10^6 Btu/hr y el otro de 11.802×10^6 Btu/hr

"Arreglo de Intercambio térmico No.2"







Para este segundo arreglo también se necesitan dos enfriadores , uno de ellos con una carga de 10.570×10^6 Btu/hr y el otro de 18.612×10^6 Btu/hr.

Los dos tipos de arreglos en la Integración de Calor fueron realizados para comparar las áreas de transferencia de calor de los intercambiadores, ya que en ocasiones puede ser muy significativa la diferencia entre un arreglo y otro. En este caso los resultados ilustran que con cualquiera de los dos arreglos se obtienen áreas de transferencia de calor muy similares , por lo que cualquiera de estos arreglos cumpliría con la selección adecuada. Por otro lado se encontró que solo estos dos arreglos satisfacían las necesidades y cumplían con las reglas termodinámicas (no se viola el $\Delta t_{min.}$). Por lo tanto, dada esta situación se trabajara con el arreglo No. 1.

Corrientes involucradas en la integración de calor.

Tabla No.

INTERCAMBIADOR	W (Lb/Hr)	T ^S	T ^M	CORRIENTES INVOLUCRADAS
EA-1	335,367	123	599	4-6
EA-2	335,367	657	125.6	8-10
EA-3	31,872	140	240	12-5
EA-4	303,495	125.6	250	13-14
EA-5	4,093	250	134.6	17-18
EA-6	292,799	426	212	25-26
EA-7	63,067.1	199.4	176	27-28
EA-8	45,946.4	199.4	374	37-38
EA-9	57,512.93	203	129.2	42-44
EA-10	89,515.6	203	122	41-43
EA-11	491.16	140	104	21-23

T^S = TEMPERATURA DE SALIDA.
T^E = TEMPERATURA DE ENTRADA.

ANEXO 2.

CALCULO DE REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS ANTES DE LA INTEGRACION DE CALOR.

Antes de la Integración de Calor se tiene en la planta el siguiente consumo de servicios.

Para los enfriadores.

Se cuenta con Agua de enfriamiento que entra a 50 °F y su salida es a una temperatura máxima de 150 °F. El Cp del agua lo se tomara aproximadamente de 1.0 (BTU/lb°F).

Considerando el balance de energía se tiene.

$$Q = W_F C_{pF} \Delta T_F = W_w C_{pw} \Delta T_w$$

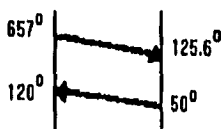
Donde los subíndices F y w se refieren al el fluido de proceso y al agua respectivamente.

Durante todo el análisis se trabajó con unidades inglesas : W (lb/hr), Cp (Btu/lb °F), ΔT (°F)

Enfriador EA-2

$$Q = (335,367)(0.7963)(657-125.6) = 141.911 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$$

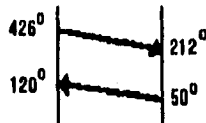
$$W_w = (141.911 \times 10^6) / (1 \times (120-50)) = 2'027,300.0 \text{ lb/hr}$$



Enfriador EA-6.

$$Q = (292,799) (0.6185) (426-212) = 38.754 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$$

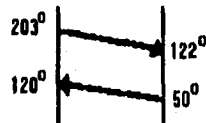
$$W_w = (38.754 \times 10^6) / (1 \times (120-50)) = 553,628.57 \text{ lb/hr.}$$



Enfriador EA-10

$$Q = (89,515.6) (0.743) (203-122) = 5.387 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

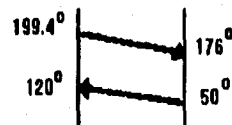
$$W_w = (5.387 \times 10^6) / (1 \times (120-50)) = 76,957.14 \text{ lb/hr.}$$



Enfriador EA-7.

$$Q = (63,067.1) (0.6085)(199.4-176.9) = 0.898 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

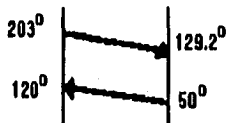
$$W_w = (0.898 \times 10^6) / (1 \times (120-50)) = 12,828.57 \text{ lb/hr.}$$



Enfriador EA-9.

$$Q = (57,512.93) (0.7430)(203-129.2) = 3.153 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

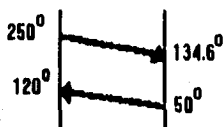
$$W_w = (3.153 \times 10^6) / (1 \times (120-50)) = 45,042.85 \text{ lb/hr.}$$



Enfriador EA-5.

$$Q = (4,093)(0.6485)(250-134.6) = 0.306 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

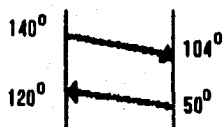
$$w_w = (0.306 \times 10^6) / (1 \times (120-50)) = 4,371.42 \text{ lb/hr.}$$



Enfriador EA-11.

$$Q = (491.16)(0.6545)(140-104) = 0.011 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

$$W_w = (0.011 \times 10^6) / (1 \times (120-50)) = 157.14 \text{ lb/hr.}$$



Para los calentadores.

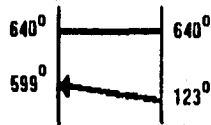
En el caso de calentamiento se requiere de vapor de agua que entra a una presión de 1786 psig y una temperatura de 640 °F. A estas condiciones la $\lambda = 503.6$ (Btu/hr °F) y el balance de energía queda para este caso.

$$Q = W_v \lambda_v = W_F C_{pF} \Delta T.$$

Calentador EA-1.

$$Q = (335,367) (0.7801) (599-123) = 124.531 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

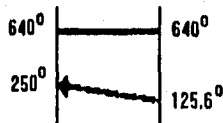
$$W_v = 124.531 \times 10^6 / 503.6 = 247,281.57 \text{ lb/hr.}$$



Calentador EA-4.

$$Q = (303,495) (0.5335) (125.6-250) = 20.142 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

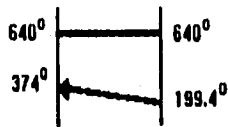
$$W_v = 20.142 \times 10^6 / 503.6 = 39,996.02 \text{ lb/hr.}$$



Calentador EA-8.

$$Q = (45946.4) (0.6214) (199.4-374) = 4.985 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

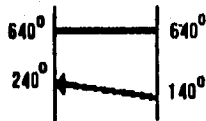
$$W_v = 4.985 \times 10^6 / 503.6 = 9,898.7 \text{ lb/hr.}$$



Calentador EA-3.

$$Q = (31872) (0.8545) (140-240) = 2.723 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

$$W_v = 2.723 \times 10^6 / 503.6 = 5,407.06 \text{ lb/hr.}$$



Para determinar el combustible (diesel) utilizado en los rehervidores (BA-1, BA-2) . Se tienen las siguientes condiciones en la producción de vapor

Poder calorífico = 17,250 Btu/lb a 1000 psig y 800 °F.

El vapor de alta presión que esta disponible dentro de la planta esta a 500 psig y 600 °F. con una eficiencia en el generador de vapor del 75%.

$$C = ((H_s - H_b) (W) / (E_g \times P.C))$$

donde:

C = Consumo de combustible por unidad de tiempo.

W_v = Cantidad de vapor producido por unidad de tiempo.

E_g = Rendimiento total del generador de vapor.

P.C = Poder calorífico del combustible.

Hs = Entalpia de vapor a la salida del generador de vapor.

Hb = Entalpia del liquido a la entrada del generador de vapor.

La turbina utilizada en la producción de vapor trabaja con 1800 rpm y 860 Hp y una eficiencia del 35%.

$$CRV = 2544 / ((H_e - H_s)(n))$$

donde:

CRV = consumo real de vapor (lb/Hp hr)

H_e = Entalpia de de la corriente de entrada.

H_s = Entalpia de la corriente de salida.

n = . Eficiencia

Por otro lado multiplicando CRV x Hp = W_v

Así las condiciones entrada y salida se tiene:

$$H_e = 1398.6 \text{ Btu (800 }^\circ\text{F y 1000 psia)}$$

$$H_s = 1412.1 \text{ Btu (500 psia y 600 }^\circ\text{F)}$$

En la entrada y salida del rehervidor se tienen las siguientes condiciones (BA-

1).

$$H_e = 1265.4 \text{ Btu (850 psia y 600 }^\circ\text{F)}$$

$$H_s = 1312.9 \text{ Btu (790 psia y 662 }^\circ\text{F)}$$

El calor que se transfiere a la línea es el siguiente:

$$Q = (35,367) (0.7751) (662-599) = 16.3764 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$

$$W_v = 16.376 \times 10^6 / (1312.9-1265.4) = 544,766.45 \text{ lb/hr de vapor.}$$

Obtenido el CRV en la turbina:

$$\begin{aligned} \text{CRV} &= 2544 / ((1412.1 - 1398.6) (0.35)) = 538.412 \text{ lb/Hp hr} \times 860 \text{ Hp} \\ &= 463,034.92 \text{ lb/hr.} \end{aligned}$$

De forma similar para BA-2 se tiene:

$$W_v = 2,625.14 \text{ lb/hr}$$

El vapor total utilizado en estos equipos es:

$$1'010,426.51 \text{ lb/hr}$$

Para el consumo de combustible en ambos casos;

$$C = ((1389.2 - 128.89) \times 1'010,426.51) / (0.75 \times 17,250) = 98,430.96 \text{ lb/hr}$$

La densidad promedio del combustible = 30 lb/pe^3

$$98,430.96 \text{ lb/hr} = 214.844 \text{ Barriles/día.}$$

Con este dato se obtendrá el costo lb/hr del vapor de agua.

Nota: Estos datos fueron proporcionados por el departamento de Ingeniería de Procesos de del IMP.

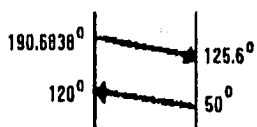
ANEXO 3

CALCULO DE REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS DESPUES DE LA INTEGRACION DE CALOR.

Después de la Integración de Calor ya no se cuenta con las corrientes frías ya que se agotaron durante el análisis, además hubo equipos que no se pudieron interconectar con otros debido a que se violaba alguna de las reglas termodinámicas como ΔT_{\min} . Tales equipos fueron: EA-5,EA-7,EA-9,EA-10,EA-11, BA-1 y BA-2; con lo cual en estos casos no cambiaron los requerimientos de servicios, en cambio solo dos equipos sufrieron modificaciones EA-2 y EA-6, siendo estos de las partes más importantes de la red debido a que con ellos se lleva a cabo principalmente el tren de intercambio termico.

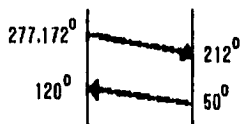
Procediendo entonces al cálculo de servicios se tiene:
para el enfriador EA-2

$$Q = (335,367) (0.7963) (190.6876 - 125.6) = 17.38 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$
$$W_w = (17.38 \times 10^6) / (1 \times (120 - 50)) = 248,285.71 \text{ lb/hr}$$



para EA-6

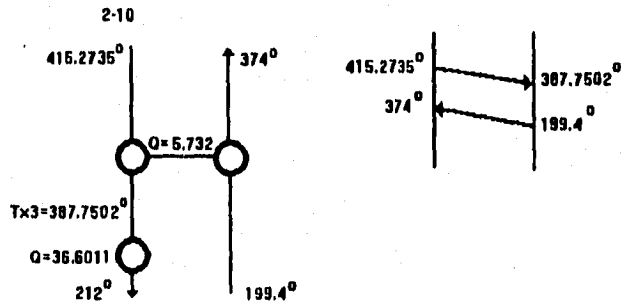
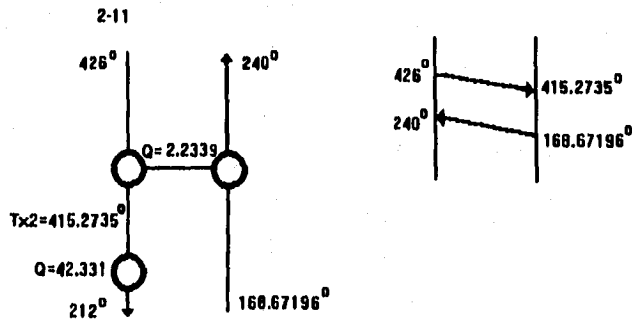
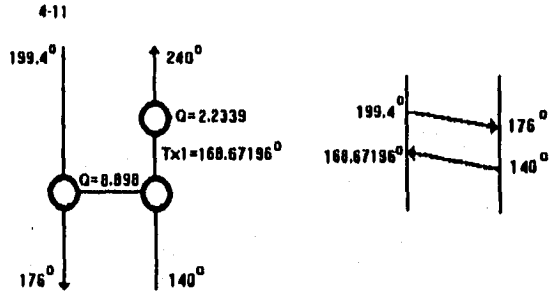
$$Q = (292,799) (0.6185) (277.2 - 212) = 11.802 \times 10^6 \text{ Btu/hr.}$$
$$W_w = (11.802 \times 10^6) / (1 \times (120 - 50)) = 168,600 \text{ lb/hr.}$$

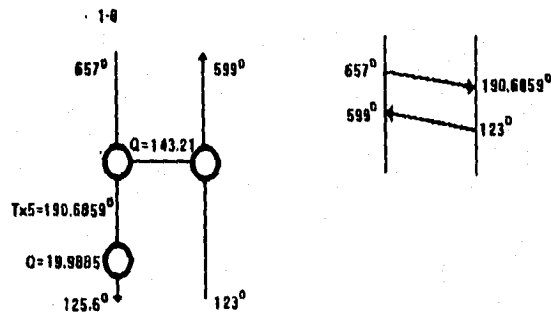
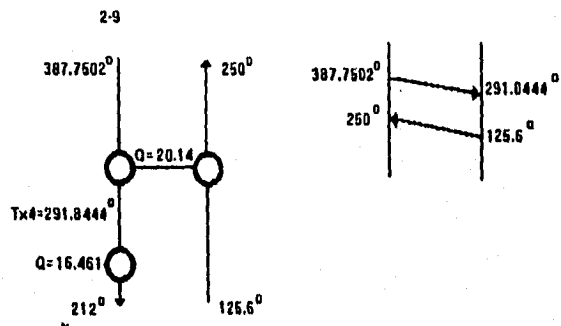


ANEXO 4.

POSIBLES ARREGLOS DE INTERCAMBIO TERMICO PARA LA RED FLEXIBLE

Arreglo para la red de intercambio térmico Flexible No.1.





Arreglo No.2 de la red de intercambio térmico flexible:

