

158
2ej.



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

**"APLICACION DE LA METODOLOGIA DEL PUNTO
DE PLIEGUE "pinch", PARA LA OPTIMIZACION
ENERGETICA DE LA PLANTA PRODUCTORA
DE AMONIACO, SECCION DE GAS DE SINTESIS,
UBICADA EN COSOLEACAQUE - VERACRUZ**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
TEUFFER HERNANDEZ HANS**



**TESIS CON MEXICO, D. F.
FALLA DE ORIGEN**

1997



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO

Presidenta	Prof. Reyes Chumacero Antonio
Vocal	Prof. Martínez Montes Jorge Trinidad
Secretario	Prof. Bazúa Rueda Enrique
1 ^{er} Suplente	Prof. Texta Mena José Agustín
2 ^{do} Suplente	Prof. Montiel Maldonado Celestino

Sitio donde se desarrolló el tema:

Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos
Edificio de Ingeniería Química, Conjunto E
Facultad de Química
U. N. A. M.

Asesor del tema:



Dr. Bazúa Rueda Enrique

Sustentante.



Teuffer Hernández Hans

DEDICATORIAS

- **A Dios por haberme permitido vivir en este mundo maravilloso.**
- **A mis Padres que con su amor, entrega y ejemplo han hecho de mi un hombre de bien.**
- **A mi esposa Magdalena con todo mi amor. De quién siempre he recibido apoyo y con quién comparto muchos sueños que vamos a realizar.**
- **A mis hermanos Francisco y "Lili".**
- **Al tío Pepe con cariño.**
- **A mi madrina "La prieta" a quién mando una oración.**

AGRADECIMIENTOS

- **A mi maestro y asesor de tesis Dr. Enrique Bazúa Rueda, por haberme brindado su tiempo, conocimientos y consejos para la realización del presente trabajo.**
- **A todos los profesores de la Facultad de Química; a quiénes siempre recordare con cariño.**
- **A Gilberto, Cristina, Hilda, Julio, Beto, Ernesto, Wilson, Tlacuacha, Greco, Buggy Boy.**
- **A Martha, Francisco, Chucho, Memo y Octavio.**

ÍNDICE

	Pág.
Capítulo I- INTRODUCCIÓN	1
Capítulo II.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	(2 - 9)
2.1 Alimentación	2
2.2 Reformador Primario	2
2.3 Reformador Secundario.	3
2.4 Conversión de monóxido de carbono a bióxido de carbono.	4
2.5 Purificación de gas de síntesis.	5
2.6 Metanador.	5
2.7 Síntesis de Amoníaco.	6
2.8 Sección de la planta a realizar el análisis energético.	7
Capítulo III.- BASES TEÓRICAS	(10 - 35)
3.1 Requerimientos de calentamiento y enfriamiento mínimos.	10
3.2 Primer análisis en la construcción de una red (ejemplo).	11
3.3 Intervalo de temperaturas (diagrama en cascada).	12
3.4 Acercamiento mínimo de temperatura.	18
3.5 Diagrama Entalpia-Temperatura.	18
3.6 Gran curva compuesta.	20
3.7 Exceso de energía.	22
3.8 Experiencias Reportadas.	24
3.9 Número mínimos de unidades de intercambio de calor.	24
3.10 Cálculo de áreas.	27
3.11 Diseño de una red con requerimientos de energía mínimos.	29

Capítulo IV APLICACIÓN Y RESULTADOS.	(36 - 59)
4.1 Datos generales para el análisis	37
4.2 Conveniencia de integrar la planta con la generación de vapor.	39
4.3 Red original (análisis térmico).	42
4.4 Rearreglo por inspección.	47
4.5 Propuesta de una nueva Red.	51
Capítulo V REDISEÑO.	(60 - 75)
5.1 Criterio de costos.	61
5.2 Ahorro de energía y costos de inversión.	64
5.3 Rediseño de la red existente.	67
Capítulo VI CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	(76 - 78)
Bibliografía	79
APÉNDICES	(81 - 87)
Apéndice A Diagramas de Intercambio de calor	81
Apéndice B Cálculo del área mínima	82
Apéndice C Corrección de intercambiadores.	83

CAPITULO I. INTRODUCCIÓN.

En años recientes la industria química no ha crecido tan rápido como en las últimas dos décadas. El número de plantas que están siendo construidas decrece cada año y por lo tanto es necesario mejorar las que ya se encuentran operando, con el fin de hacerlas más competitivas en un mercado cada vez más exigente.

La principal meta en el rediseño de las plantas es reducir los costos de operación, sin olvidar nunca otros aspectos como los ambientales y de seguridad.

Se debe de tomar en cuenta que en el tiempo en que fueron construidas muchas plantas, los costos de energía eran muy bajos y por lo tanto las plantas no se diseñaban tratando de minimizarlos. Hoy en día los aspectos energéticos, ambientales y de seguridad son de primordial importancia, cuando se trata de diseñar una planta o modificar una ya existente.

Debido a lo anterior los objetivos de este trabajo serán:

1. Mediante la tecnología de "punto de pliegue", hacer una valoración energética para conocer el estado actual de la sección para la obtención de gas de síntesis en la planta de amoníaco de Cosoleacaque, Veracruz.
2. Tomando como base el análisis del punto anterior, hacer una propuesta, por inspección, que lleve a reducir los requerimientos energéticos de la misma.
3. Proponer un diseño nuevo, con el fin de llegar al número mínimo de unidades de intercambio de calor, con los menores requerimientos de calentamiento y enfriamiento posible.
4. Hacer una propuesta, tomando en cuenta aspectos económicos, tales como inversión, ahorro y retorno del capital invertido, que redunde en una mejora de la planta existente.

CAPITULO II. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

2.1 Alimentación

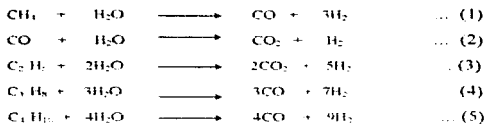
La planta productora de amoníaco se encuentra ubicada en Cosoleacaque, Ver. y cuenta con una capacidad de 1500 Ton/día. La materia prima (gas natural) se recibe en lotes de batería a alta presión y con una temperatura de 15.55 °C (60 °F). A este gas se le ha removido la mayor parte del H₂S y el restante (20 ppm) se elimina mediante el funcionamiento intermitente de dos torres que contienen carbon poroso (activado). Cada una de estas torres funciona 120 horas, mientras que la otra se regenera con vapor de 176.66 °C (350 °F) a 204.44 °C (400°F) y con un flujo de 4082.33 Kg/hr (9,000 lb/hr).

Una vez eliminado el H₂S el gas es calentado de 371.1 °C (700 °F) a 398.88 °C (750°F) para posteriormente alimentarlo a dos cámaras con ZnO, las cuales, eliminan los mercaptanos que son venenosos para los catalizadores de reformación y el convertidor de baja temperatura. La composición del gas natural que entra al reformador primario es la siguiente:

Componente	Kg-mol/hr	Kg/hr
CO ₂	1.315	58.05
CH ₄	1,595.03	25,588.96
C ₂ H ₆	45.3	1,362.59
C ₃ H ₈	0.725	32.20
i - C ₄ H ₁₀	0.0453	2.72
n - C ₄ H ₁₀	0.0907	5.44
Total	1,642.53	27,649.98

2.2 Reformador primario.

En esta etapa se lleva a cabo la descomposición catalítica del gas natural, al mezclarlo con una corriente de vapor de 371.1 °C (700°F) y 575 psig (39.64 bares). La serie de reacciones que se llevan a cabo son las siguientes:



Con la finalidad de que la reacción se desplace hacia la derecha, se alimenta un exceso de vapor de agua. Antes de que se efectúe la reacción, el gas y el vapor de agua se calientan a una temperatura de 510 °C (950°F) en la zona de convección del reformador primario. Todas las reacciones son endotérmicas con excepción de la 2, la cual es exotérmica.

La energía que requieren estas reacciones se genera a partir de la combustión de los gases de purga del mismo proceso y gas metano. Las reacciones se llevan a cabo a una temperatura de 853-877 °C (1568°F) y el mecanismo de transferencia de calor es por radiación. Una vez que el gas ha proporcionado la energía requerida para que se lleven a cabo estas reacciones se puede aprovechar la restante en una zona de convección para calentar corrientes de proceso y generación de vapor de alta presión que utilizarán principalmente las turbinas. Se puede decir que el reformador primario y secundario son el corazón de las plantas de amoníaco. Este hecho se aprecia con mayor claridad en el análisis energético.

2.3 Reformador Secundario.

El nitrógeno requerido para la síntesis del amoníaco se toma del aire atmosférico. El oxígeno del aire se elimina por combustión del H_2 , al ser mezclado en el reformador secundario. El calor que se desprende por la reacción es aprovechada para seguir reformando el metano residual del reformador primario. La cantidad de aire alimentada se determina mediante la relación estequiométrica hidrógeno-nitrógeno de 3 a 1. Los afluentes del reformador secundario son los siguientes:

Componente	Kg-mol/hr	Kg/hr
N ₂	1, 821. 9	5, 1038. 67
Ar	23. 36	933. 04
H ₂	4, 664. 26	9, 342. 64
CO	1, 045. 35	29, 273. 5
CO ₂	618. 11	27, 203. 75
CH ₄	27. 17	435. 9
gas seco	8, 169. 88	118, 227. 5
H ₂ O	4, 835. 47	87, 116. 5
Total	21, 175. 46	323, 571. 5

Las reacciones que se llevan a cabo son la 1 y 2, además se presenta la reacción de oxígeno con hidrógeno.



2.4. Conversión del monóxido de carbono a bióxido de carbono.

La reacción 2 es incompleta en el reformador primario, ya que la reacción se favorece a baja temperatura. Existen dos tipos de catalizadores para esta reacción, el de "alta temperatura" y el de "baja temperatura". El primero es a base de óxido de hierro y el segundo de cobre-zinc. Los gases salen del reformador secundario a una temperatura de 1005°C (1841°F) y se enfrían mediante dos intercambiadores de calor de coraza y tubo, los cuales generan vapor de alta presión. Una vez enfriado se alimenta al convertidor de alta temperatura. La reacción $CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2$ es exotérmica y esto trae como consecuencia que la temperatura aumente hasta 430-55°C (807 °F). El afluente del convertidor se enfría con agua para calderas hasta una temperatura de 237-77°C (460°F) y se alimenta al convertidor de "baja temperatura".

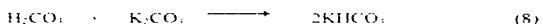
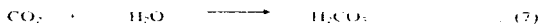
El afluente del convertidor de baja temperatura es enfriado de 231-66°C (449°F) a 163-88°C (327 °F) por intercambio de calor con agua de alimentación a calderas y genera vapor de baja presión.

La corriente gaseosa es llevada a la sección de purificación para la eliminación de CO_2 por absorción y la conversión de monóxido y bióxido de carbono residual a metano.

2.5 Purificación de gas de síntesis.

Hay varios medios de purificación del gas de síntesis, los cuales son Monoetanolamina, Benfield Modificado y Catacarb. La absorción de CO_2 de la corriente gaseosa se lleva a cabo en una columna empacada a contracorriente con una solución de carbonato y ciertos aditivos.

La absorción se efectúa a presión alta y baja temperatura y las reacciones que se llevan a cabo son las siguientes:



Se debe eliminar el CO_2 y el CO debido a que envenenan el catalizador del reactor de síntesis.

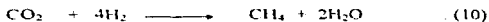
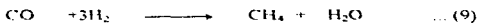
La mezcla gaseosa compuesta principalmente de hidrógeno, nitrógeno, bióxido de carbono y pequeñas cantidades de metano, argón y monóxido de carbono es introducida en el fondo de la torre absorbidora fluyendo a contracorriente de la solución de carbonato.

2.6 Metanador.

Los gases afluentes del absorbedor de CO_2 son una mezcla principalmente de H_2 , N_2 y pequeñas cantidades de Ar , CH_4 , CO y CO_2 . La siguiente etapa de purificación es la conversión de CO y CO_2 a metano, esta reacción es exotérmica y se lleva a cabo a $315-55^\circ\text{C}$ (600°F). Antes de entrar al metanador la corriente gaseosa debe calentarse a la temperatura de reacción.

Estas últimas etapas son de gran importancia ya que la conversión de CO a CO_2 en los convertidores de alta y baja temperatura así como la absorción de CO_2 , deben de estar trabajando a las condiciones especificadas de salida, ya que una alteración de las mismas aumentará la temperatura en el metanador, obligando al equipo a salir de operación y disminuyendo con esto la producción de amoníaco por el periodo de ajuste de las condiciones establecidas.

Las reacciones de CO y CO₂ con hidrógeno para formar metano son las siguientes

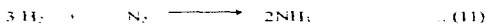


El catalizador que se utiliza es a base de níquel (NiO)

2.7 Síntesis de Amoniaco.

Una vez enfriado y purificado el gas de síntesis pasa de 364.44°C (688°F) a 37.77°C (100°F) por intercambio térmico con la carga al metanador y con agua de enfriamiento.

La síntesis del amoniaco gaseoso se efectúa a presión constante con disminución de volumen como lo muestra la siguiente reacción química



De esta manera por el principio de Le Chatelier la reacción se ve favorecida por altas presiones. También las temperaturas altas favorecen la velocidad de formación del amoniaco, pero disminuye el porcentaje de conversión de los gases de síntesis. A presión constante la reacción es más favorecida por baja temperatura. En la práctica la reacción se lleva a cabo a una presión de 5005 psig (345.07 bares) y 306.11°C (583 °F) con una conversión del 15%.

Debido a que la conversión no es del 100% existe recirculación con la corriente fresca de gas de síntesis. La compresión de este gas se efectúa en un compresor centrífugo de dos etapas. Los gases entran al compresor a una presión de 307 psig (21.30 bares) y salen a 1800 psig (124.10 bares) en la primera etapa de compresión. Los gases son enfriados y se separa el agua que condensa en un tanque de separación. En la segunda etapa los gases se alimentan a la siguiente etapa llevándolos a una presión de 2000 psig (139.94 bares) para compensar la pérdida de presión, que ocurre al pasar el gas por el circuito de síntesis.

De esta manera el gas "fresco" y el recirculado se mezclan para pasar por una serie de intercambiadores que lo llevarán de 58.33°C (137 °F), que es la temperatura de la última etapa de compresión, hasta -23.33°C (-10°F). En seguida el gas entra a un separador, en el cual la fase líquida es prácticamente amoniaco. La fase gaseosa se manda a recircular y la líquida se introduce en un segundo tanque de separación, pero esta vez con una temperatura

de -22.22°C (-8°F). En esta etapa se continúa condensando más amoníaco líquido que finalmente se mandata a un ciclo de refrigeración para su posterior almacenamiento. Este ciclo se encuentra en integración térmica, con la serie de intercambiadores que se mencionaron después de la última etapa de compresión.

El gas de síntesis recirculado y fresco se alimenta al reactor de amoníaco, el cual es un recipiente vertical y empacado con cinco camas catalíticas a base de fierro. Cada cama a partir de la segunda, tiene una línea de gas frío, que sirve para mantener viva la reacción de síntesis. El reactor de amoníaco, en forma similar, es como una vela que necesita de energía para que se lleva a cabo la reacción de combustión, pero una vez que esta inicia, la energía generada por la misma hace que esta no se apague.

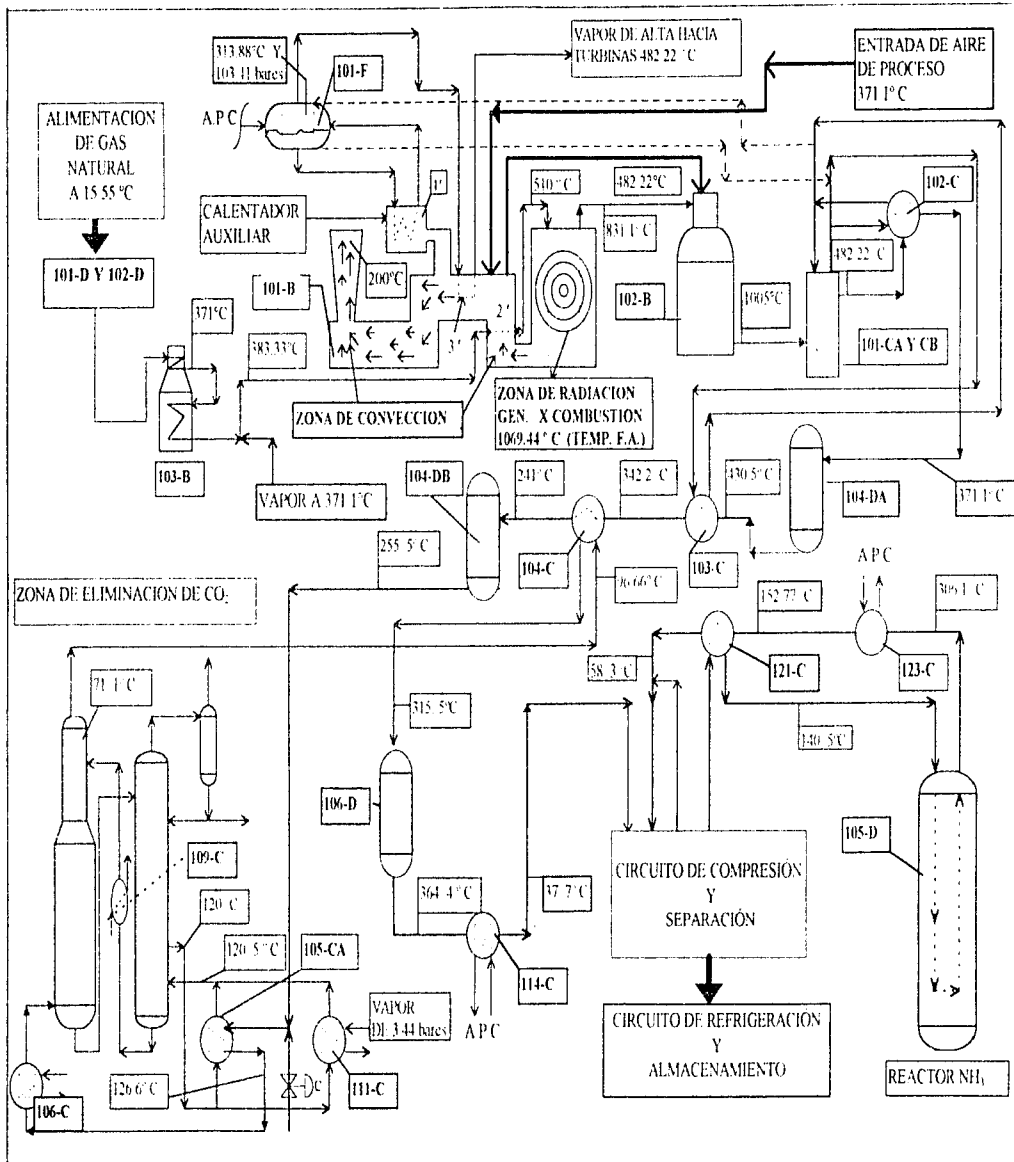
Por esta razón el reactor de amoníaco cuenta con un calentador de arranque, el cual funciona a baja presión y utiliza gas natural como combustible. El gas caliente se alimenta por el fondo del reactor subiendo y vertiéndose en las canastas del catalizador, cuando la segunda cama mantiene una temperatura de 450°C (842°F) y esta se incrementa progresivamente, el calentador de gas se apaga y el gas es alineado a los cambiadores de recalentamiento de carga. El incremento de temperatura en la segunda cama catalítica indica que la reacción de producción de amoníaco se está efectuando.

La temperatura del afluente del reactor es de 308.33°C (587°F), el gas está compuesto principalmente de H_2 , N_2 , NH_3 y pequeñas cantidades de Ar .

2.8 Sección de la planta a realizar el análisis energético.

En el esquema 2.1 se muestra la sección de la planta de amoníaco, a la cual se hace el análisis energético, mediante la tecnología de punto de pliegue.

El esquema 2.2 corresponde a la zona de generación de vapor que se encuentra integrada con el proceso, principalmente al reformador primario y secundario.



NOMENCLATURA DEL EQUIPO EN EL D.F.P ORIGINAL

- 101-D Y 102-D -DESULFURIZADOR
- 101-B- REFORMADOR PRIMARIO
- 104-DA CONVERTIDOR DE ALTA
- 102-B- REFORMADOR SECUNDARIO
- 104-DB CONVERTIDOR DE BAJA
- 105-D REACTOR DE AMONIACO
- 106-D METANADOR
- 101-F TANQUE PARA VAPOR

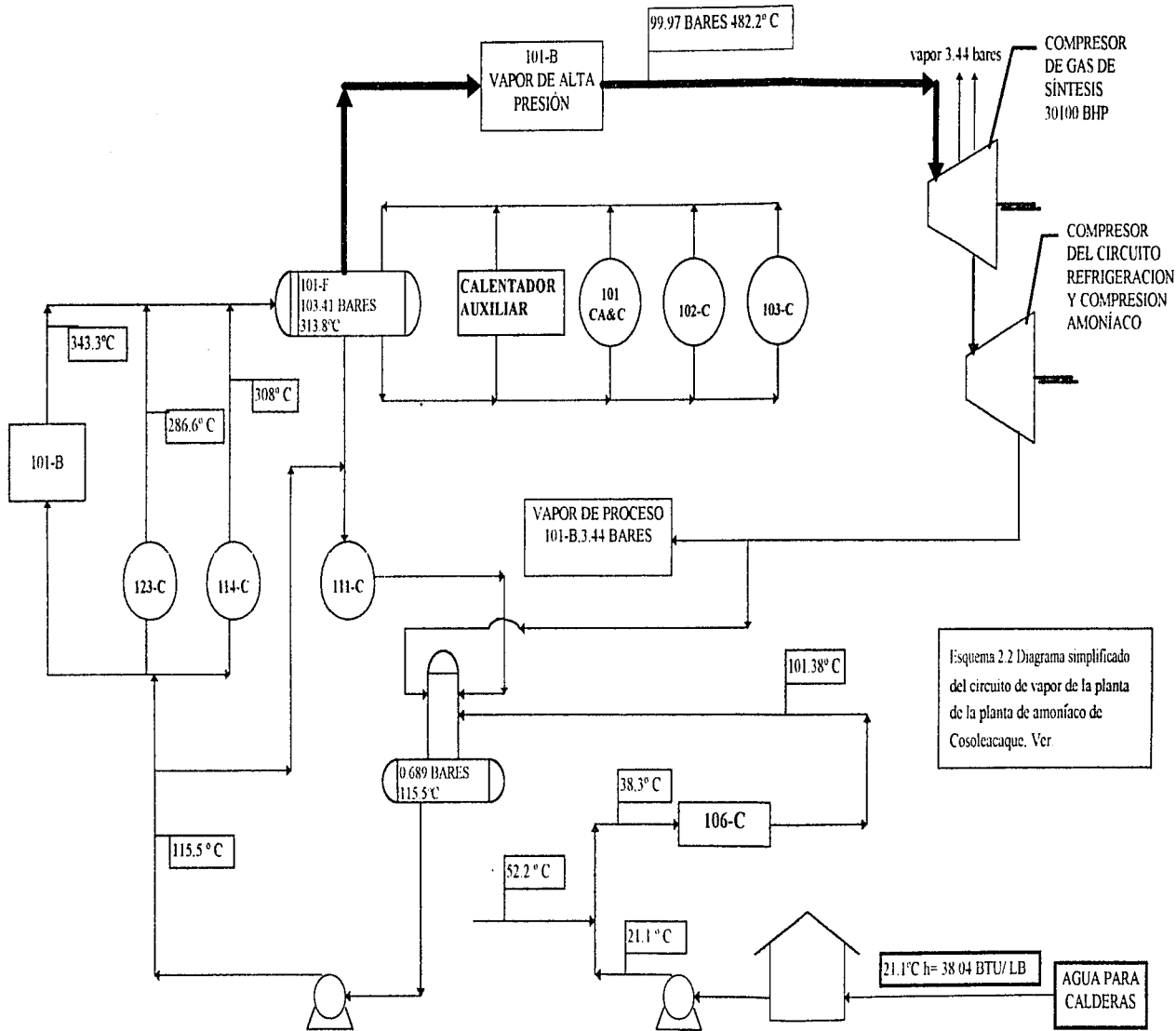
NOM. EQUIP. DE INTERCAMBIO DE CALOR EN EL D.F.P ORIGINAL Y EN EL TRABAJO DESARROLLADO

- 101-B = M2 HORNO PRECALENADOR DE ALIMENTACION REFORM
- 101-B-1 = M8 Y M5 CAL AUXILIAR CAMBIO DE FASE VAPOR 1/0
- 101-B-2 = M1, CAL. ENTRADA DE AIRE DE PROCESO
- 101-B-3 = M6, CAL. VAPOR DE ALTA
- 101-CA Y CB, 102-C = M4, CAL GENERACION DE VAPOR
- 103-C = M3, CAL. GEN VAP CON CAMBIO DE FASE
- 104-C= CCP1 CAL. DE ALIMENTACION AL METANADOR
- 101-B = M8 Y M5 GENERACION DE VAPOR 3
- 123-C= M9 GEN DE VAPOR 2
- 105-CA= M10 CAL. REHERVIDOR DES DE CO2
- 109-C= M11 GENERACION DE VAPOR 1
- 106-C= CCP2 GEN VAPOR 1
- 103-B= CCP2 ALIM REF PRIMARIO
- 114-C= M7 GEN VAPOR 3

ESQUEMA 2.1 Diagrama de flujo de proceso simplificado de la planta de amoniaco Cosolecaque, Ver.

FAC DE QUIMCA, U.N.A.M. 1997

DIB. HANS TEUFER HERNANDEZ



CAPITULO III. BASES TEÓRICAS.

El ahorro de energía siempre ha sido importante en el diseño de un proceso. De este modo es muy común instalar intercambiadores proceso-proceso entre las corrientes de entrada y salida en los reactores y en las columnas de destilación. Sin embargo en la últimas dos décadas se ha desarrollado un modelo para integrar las plantas en su totalidad, lo cual permite proporcionar un ahorro de energía. Las ideas básicas para la integración de los procesos químicos se explican en este capítulo.

3.1- REQUERIMIENTOS MÍNIMOS DE CALENTAMIENTO Y ENFRIAMIENTO.

El punto de partida para la integración energética es el cálculo de los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, estos cálculos se pueden llevar a cabo sin que exista una red de intercambio de calor en especial. De la misma forma se puede calcular el número mínimo de intercambiadores necesarios para obtener los requerimientos mínimos de energía. Por lo tanto los requerimientos mínimos de energía y el número de unidades mínimas proporcionan la base para realizar el diseño de la red de intercambio de calor.

En cualquier proceso, existen corrientes que deben ser enfriadas (corrientes calientes) y otras que deben calentarse (corrientes frías). Por ejemplo en el proceso que se describe en el capítulo I, se encuentran este tipo de corrientes.

Tabla 3.1 Corrientes para el ejemplo.

Condicion	T (salida) °C	T (llegada) °C	Calor MW	Cp kW/°C	HTC kW/ m ² °C
1- H	159	77	18737	2.29E+05	4.00E+02
2- H	267	80	3814.5	2.04E+04	3.00E+02
3- H	343	90	13611.4	5.38E+04	2.50E+02
4- C	26	127	9423.3	9.33E+04	1.50E+02
5- C	118	265	28826.7	1.96E+05	5.00E+02
			$\Sigma = -2087.1$		

3.2 PRIMER ANÁLISIS EN LA CONSTRUCCIÓN DE UNA RED (EJEMPLO).

Considere un problema simple en donde se tiene cinco corrientes, tres de ellas tienen que ser enfriadas y dos deben calentarse (ver los datos de la tabla 3.1), estas corrientes son la 1H, 2H, 3H y las 4C, 5C respectivamente. las temperaturas de salida y llegada se listan en la tercera y cuarta columna, la cantidad de calor a remover o a proporcionar en la quinta, la capacidad termica en la sexta y por ultimo el coeficiente de pelicula de transferencia termica en la séptima

La energia total disponible de las corrientes calientes se obtiene sumando las corrientes (1H, 2H, 3H) Si a esta cantidad se le resta la energia que debemos suministrar a las frías, la cual se obtiene al sumar las corrientes (4C y 5 C) se obtiene un valor = -2087.1 MW, el cual representa la cantidad total de energia que se debe suministrar al proceso, mediante servicios externos, ya que las corrientes calientes no pueden proporcionar la energia requerida para calentar a las frías. Lo anterior quiere decir que toda la energia de las corrientes calientes podria ser aprovechada, si no existiera restricciones en el gradiente de temperaturas para que se lleve a cabo la transferencia termica, señalado por la segunda ley de la termodinámica

Los valores de la cuarta columna se determinan de la siguiente manera

$$Q1 = M Cp1 \Delta T = (2.285E+05) (159-77) = 18737 \text{ MW}$$

$$Q2 = M Cp2 \Delta T = (2.040E+04) (267-80) = 3814.5 \text{ MW}$$

Este primer análisis no considera el hecho de que las temperaturas de las corrientes calientes deben de ser mayores a la de las corrientes frías, para llevar a cabo la transferencia térmica. Por lo tanto, para obtener un valor estimado de los requerimientos de calentamiento y enfriamiento, se debe considerar la diferencia mínima de temperaturas entre las corrientes frías y calientes para garantizar que se lleve a cabo esta transferencia térmica

3.3 INTERVALO DE TEMPERATURAS (DIAGRAMA EN CASCADA)

Si se elige un gradiente mínimo de temperaturas, por ejemplo 10°C , entre las corrientes calientes y frías, se puede establecer dos intervalos de temperatura, una para las corrientes calientes y otra para las corrientes frías. Estos intervalos de temperatura servirán para determinar los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, así como para la construcción de los diagramas temperatura-entalpía

Los pasos a seguir para la construcción de los intervalos de temperatura son los siguientes:

Sub-red caliente:

1) Las temperaturas de las corrientes calientes y frías se ordenan de manera ascendente, como se muestra en el siguiente ejemplo.

Calientes	343	267	159	90	80	77
Frias	265	127	118	26	26	26

Estas temperaturas se agregan debido a que se tienen más corrientes calientes que frías y se dejan únicamente con fines didácticos, además no se altera el resultado al cual queremos llegar.

2) A las temperaturas de las corrientes frías se les suma el gradiente mínimo escogido, en este caso 10.

Calientes	343	267	159	90	80	77
Frias + 10	275	137	128	36	36	36

3) Se ordenan todas las temperaturas en orden ascendente, tomándose en cuenta que la temperatura de la corriente caliente que tiene un valor igual a 343°C, debe considerarse como el límite superior para la sub-red.

343	275	267	159	137	128	90	80	77	36	36	36
-----	-----	-----	-----	-----	-----	----	----	----	----	----	----

Sub-red fría.

4) Nuevamente se escriben las temperaturas frías, ordenándolas de manera ascendente y se hace lo mismo para las calientes, con la diferencia que se les resta el gradiente de 10 a estas últimas.

Frias	265	127	118	26	26	26
Cal.- 10	333 ←	257	149	80	70	67

La temperatura de la corriente fría igual a 265°C , no es el límite superior para la sub-red fría, por lo tanto, se deja la temperatura señalada con un valor de 333°C

3) Se ordenan las temperaturas de la mayor a la menor

333	265	257	149	127	118	80	70	67	26	26	26
-----	-----	-----	-----	-----	-----	----	----	----	----	----	----

5) Los dos encadenamientos marcados y sombreados para las subredes fría y caliente se acomodan de la siguiente manera

343	275	267	159	137	128	90	80	77	36	36	36
333	265	257	149	127	118	80	70	67	26	26	26



Estas parejas de temperaturas se repiten y así de la misma manera en que se agregaron las temperaturas, al principio, ahora eliminamos estas parejas.

6) Finalmente se tienen los intervalos para las dos subredes

343	275	267	159	137	128	90	80	77	36
333	265	257	149	127	118	80	70	67	26

7) Ahora se procede a construir un diagrama en el cual se encuentren representadas las corrientes con diferentes intervalos de temperatura llamados subsistemas denotados por las

letras S1, S2, etc. La escala obtenida en el paso 6 se reacomoda para realizar el siguiente esquema:

ESQUEMA 3.1.- CORRIENTES EN CASCADA.

FCP	1 H 2,285E05	2 H 2,04E04	3 H 5,38E04		4 C 9,33E04	5 C 1,96E05	Q MW
		3658.4	343	S1	333		3658.4
		430.40	275	S2	265		-1138.8
		5810.4	267	S3	257	1568.6	-13165.2
	2203.2		159	S4	149	21178.8	2345.2
5027.6	448.80	1183.6	137	S5	127	4314.2	119.70
2056.5	183.60	0.4842	128	S6	118	879.70	7957.2
8683.0	775.20	2044.4	90	S7	80	3545.1	1556.0
2285.0	2040		80	S8	70	933.0	0405.6
685.50			77	S9	67	279.90	-3825.3
			36		26	3825.3	
							$\Sigma = -2087.1$

En el intervalo de 343 a 275, únicamente lo cruza la corriente 3H, a la cual se le calcula su energía disponible como se muestra a continuación

$$Q_{S1} = (5.384E+04 \text{ KW/}^{\circ}\text{C}) (343-275) = 3658.4 \text{ MW.}$$

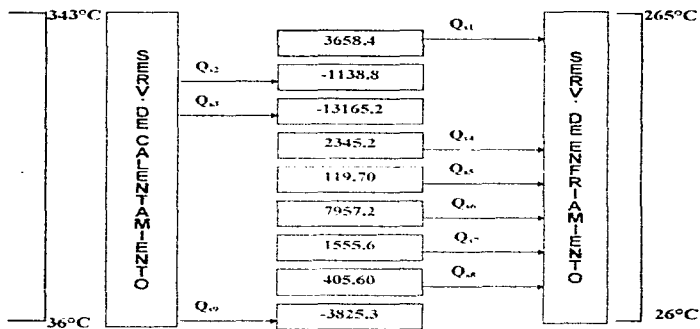
Se hace lo mismo para intervalos menores, para cada corriente fría o caliente. A la derecha del esquema se lista la energía total para cada subintervalo Q, como se muestra para el subintervalo S2

$$Q_{S2} = 0.4304 \cdot 15686 = -1138.8 \text{ MW}$$

Una de las maneras que pueden satisfacer los requerimientos de calentamiento y enfriamiento, en cada intervalo de temperatura como por ejemplo en S1 se realiza tomando lo necesario de los servicios de enfriamiento. En el esquema 3.2 se observa que se necesita

transferir 16042.1 MW ($Q_{s1} + Q_{s4} + Q_{s5} + Q_{s6} + Q_{s7} + Q_{s8}$) a los servicios de enfriamiento y 18129.3 MW, cuyo valor surge de la suma de los valores citados en el parentesis ($Q_{s2} + Q_{s3} + Q_{s9}$) de los servicios de calentamiento. La diferencia entre estas dos cantidades es la energía total, la cual fue de (-2087.1) por lo que únicamente se tendría que agregar al proceso, si no hubiera ninguna restricción en la transferencia térmica.

Esquema 3.2 Transferencia térmica por intervalo (carga térmica en MW)

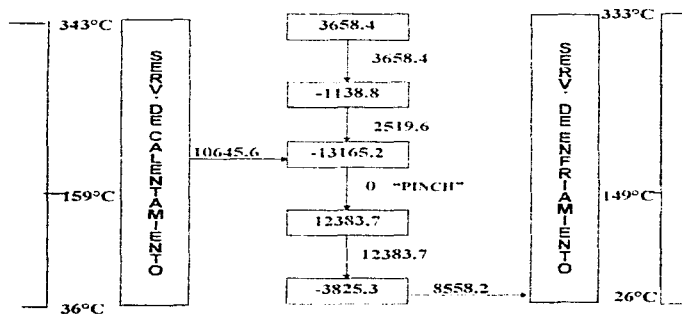


Pero este tipo de arreglos no necesariamente es correcto ya que posiblemente se estará transfiriendo energía de un intervalo muy grande de temperaturas directamente hacia los servicios de enfriamiento. Si en vez de hacer esto se transfiere toda la energía disponible S1, al siguiente intervalo S2 (diagrama 3.3), se cumple la segunda ley de la termodinámica.

Al transferir la energía disponible del subsistema S1 (3658.4 MW) a los siguientes Qs2 y Qs3 (-14304.0 MW), este no alcanza, lo cual indica que debemos suplir esta necesidad con servicios auxiliares (10645.6 MW), esta cantidad es la mínima necesaria para satisfacer los requerimientos de calentamiento del proceso. Al realizar lo anterior (diagrama 3.3), se tiene un balance tal que en algún intervalo de temperatura no existirá transferencia térmica. A este intervalo, se le conoce como intervalo de pliegue o "Pinch". A partir de este intervalo únicamente habrá servicios de enfriamiento, los cuales corresponden al mínimo (8558.2 MW).

A este tipo de diagramas se les llama en cascada, porque muestran como se transfiere el calor a través de todos los intervalos.

Esquema 3.3. DIAGRAMA EN CASCADA. Carga térmica en MW.



3.4 Acercamiento mínimo de temperatura.

Si se cambia el acercamiento mínimo de temperatura de 10°C , que se utilizó para realizar los cálculos anteriores, también los intervalos térmicos se modifican, incluso los requerimientos mínimos no son los mismos, esto es fácil de ver si construimos el diagrama de entalpia-temperatura.

3.5 Diagramas entalpia-temperatura.

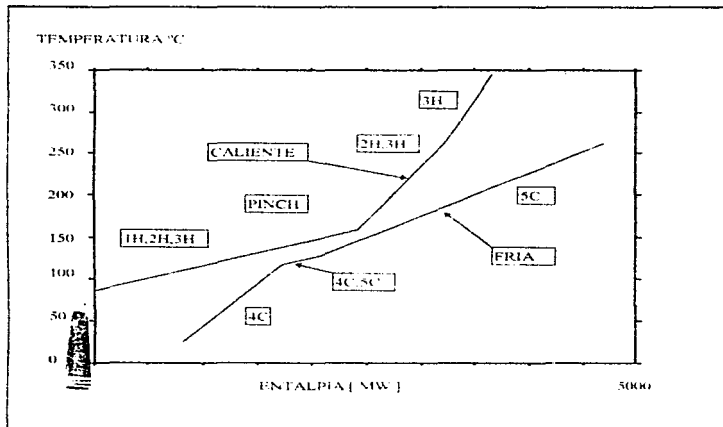
Para la construcción de los diagramas de entalpia-temperatura, primero se calculan los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, utilizando la técnica descrita con anterioridad. Posteriormente se toma una temperatura de referencia para las corrientes calientes, 77°C en nuestro caso, que es la temperatura menor a la que llegan las corrientes calientes y se fija una entalpia igual a cero. Después se calcula la energía que se acumula y que se encuentra disponible, para intervalos de temperaturas más altos (tabla 3.2). Generalmente se toman intervalos en los que van apareciendo o desapareciendo corrientes, por ejemplo en nuestro caso el siguiente intervalo sería de 77°C a 80°C , puesto que aparece la corriente c2. En seguida tomaríamos el de 80°C a 90°C , ya que aparece la corriente c3, después de 90°C a 159°C , en el cual desaparece c1 y así sucesivamente hasta llegar a la temperatura más alta para las corrientes calientes (343°C).

Tabla 3.2 Datos para la curva de las corrientes calientes

TEMP. CAL. $^{\circ}\text{C}$		$\Sigma H(\text{MW})$
T=77	$H_0=0$	0
T=80	$H_1=(2.285E05)(80-77)=685.5E03$	685.5
T=90	$H_2=(2.285E05+2.04E04)(90-80)=2.489E06$	31.74.E02
T=159	$H_3=(2.285E05+2.04E04+5.384E04)(159-90)=20.88E06$	24.06E03
T=267	$H_4=(2.04E04+5.384E04)(159-267)=8.01E06$	32.07E03
T=343	$H_5=(5.384E04)(267-343)=-4.09E06$	36.16E03

Ahora se gráfica la entalpia acumulada contra T (gráfica 3.1). Esta es la curva compuesta para las corrientes calientes debido a que incluye el efecto de todas las corrientes.

Gráfica 3.1 Curvas Compuestas.



Para construir la curva fría se toma la temperatura menor de las corrientes frías (26°C) y como base ahora $Q_{e, \min}$ (8558.42MW). Los cálculos son similares a los hechos para las corrientes calientes (tabla 3.3)

Tabla 3.2 Datos para la curva de las corrientes frías.

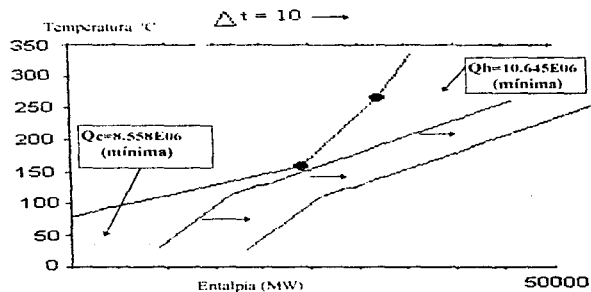
TEMP. CAL °C		Σ H(MW)
26	$H_1=8.558E06$	8.558E06
118	$H_1=(9.33E04)(118-26)=8.582E06$	17.14E06
127	$H_2=(9.33E04+1.96E05)(127-118)=2.61E06$	19.75E06
265	$H_3=(1.965E05)(265-127)=27.17E06$	46.867E06

Los datos de la tabla 3.2 se representan en la misma gráfica 3.1. La diferencia de entalpia entre los extremos superiores de las dos curvas es simplemente los servicios de calentamiento (ver gráfica 3.2). Si ahora se modifica el ΔT mínimo de acercamiento a 20° C y se realizan todos los cálculos anteriores, se encuentra que la temperatura es el punto de pliegue para las corrientes calientes es de 159°C y 139°C para las frías, de igual manera se modifican los servicios de calentamiento y enfriamiento que ahora son 12.6064E06 y 10519.0 MW respectivamente. La utilidad de la curva compuesta estriba en que se puede llegar al mismo resultado únicamente desplazando la curva hacia la derecha hasta obtener el $\Delta T=20^\circ\text{C}$ (gráfica 3.2).

3.6 Gran curva compuesta.

Otro diagrama que tiene mucha utilidad es el llamado gran curva compuesta, para realizar dicho diagrama se parte del intervalo en donde ocurre el punto de pliegue. La transferencia térmica es (0) y ocurre para el promedio de las temperaturas frías y calientes para dicho intervalo $(159+149)/2=154$ (diagrama 3.3). Basándose en el esquema 3.1 se mueve a intervalos de temperatura hacia arriba o hacia abajo, de la misma manera se saca el promedio de temperaturas para ese intervalo y se calcula el calor neto acumulado. Por ejemplo :

Gráfica 3.2 Curvas Compuestas



Hacia arriba del "pinch".

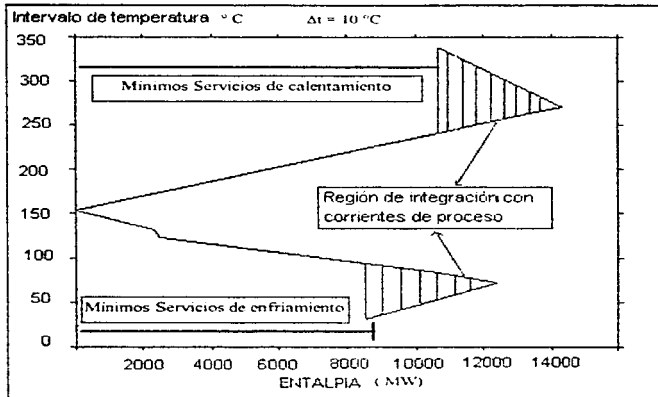
Temperatura (° C)	Entalpia acumulada
262	13.17E06
270	14.30E06
338	10.65E06 = Qh _{min.}

Hacia abajo del "pinch".

Temperatura (° C)	Entalpia acumulada
132	2.345E06
123	2.464E06
85	10.42E06
75	19.98E06
31	8.558E06 = Qc _{min.}

Los datos anteriores se representan en la gráfica 3.3

Gráfica 3.3.- gran curva compuesta.



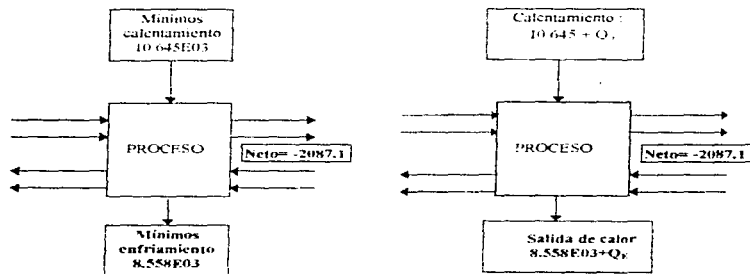
Las áreas que se encuentran marcadas con rayas indican la zona en la cual es factible la integración térmica del proceso, con el fin de llegar a los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento

3.7 Exceso de Energía

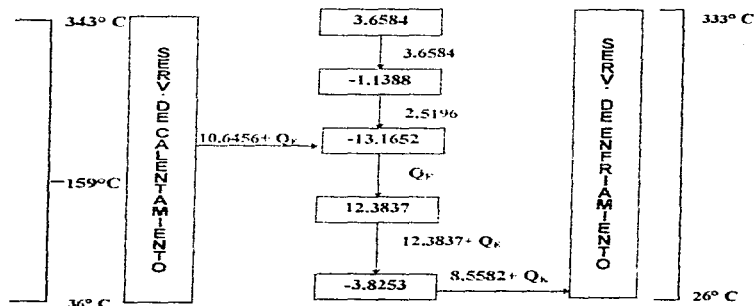
En el primer análisis se indica que la diferencia entre la energía disponible de las corrientes calientes y las frías es de -2087.1 MW se deben suplir con servicios externos. Posteriormente se introduce el concepto de ΔT min. de acercamiento, con el cual se debe de agregar 10.645E03 MW de los servicios de calentamiento y eliminar 8.558E03 MW con los servicios de enfriamiento, además de que estas cantidades representan las mínimas para el ΔT seleccionado. Ahora ahí introducimos al proceso más de los requerimientos mínimos,

entonces será necesario remover el exceso. De esta manera al incrementar los servicios de calentamiento, estos traen un aumento en los servicios de enfriamiento, lo anterior se ilustra en el esquema 3.4.

Esquema 3.4 Efecto en el aumento de los servicios. (Carga térmica en MW)



Esquema 3.5 Exceso de calentamiento y enfriamiento. (Carga térmica en MW)



Del esquema 3.5 se puede apreciar que la transferencia térmica, representado por Q_h (servicios de calentamiento) a través del "pinch", en algún lugar del proceso. Posteriormente esta energía extra, se debe eliminar mediante servicios de enfriamiento. De esta manera se tiene las siguientes reglas heurísticas:

- No efectuar transferencias térmicas a través del "pinch".
- Agregar energía solamente arriba del "pinch".
- Quitar energía solamente abajo del "pinch".

3.8 Experiencias reportadas.

El cálculo de los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento es simple, e indica que es posible ahorrar más energía a comparación del pasado. Particularmente en lugares como el Reino Unido y en Estados Unidos reportan numerosos estudios en los cuales se logra un ahorro de un 30 a 50 % en el consumo de energía.

Servicios auxiliares múltiples

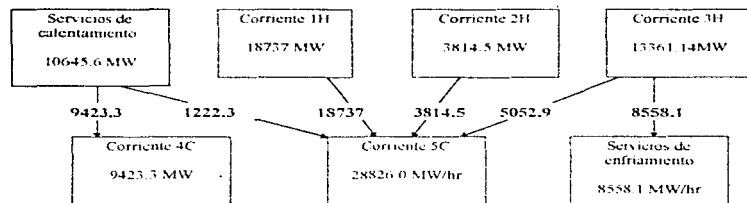
En el análisis previo, se considera únicamente un tipo de servicios de calentamiento y uno de enfriamiento. Sin embargo, el análisis es también válido para servicios múltiples.

3.9 Número mínimo de intercambiadores.

En el análisis previo se calcularon los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, para nuestra red de intercambio térmico. Este análisis sirve como punto de partida para determinar el número mínimo de intercambiadores térmicos.

En el siguiente análisis se ignora el ΔT mínimo de acercamiento y únicamente se toma en cuenta el número de equipos (intercambiadores de calor), que se necesitan para transferir la transferencia térmica de las fuentes a los receptores. Si se transfiere (10 645.6 MW) de los servicios de calentamiento a la corriente 4C (esquema 3.6), se alcanza a satisfacer sus requerimientos (9423.3 MW/hr), se debe transferir 1222.3 MW/hr sobrantes, a la única corriente fría que nos queda (5C).

Esquema 3.6



Los requerimientos de la corriente 5C son muy grandes, por lo que se transfieren toda la energía disponible de 1H (18737.0 MW) y 2H (3814.5 MW). Aún no se logra cubrir los requerimientos de la corriente 5C, el faltante se toma de la corriente 3H (5052.9 MW/hr). La energía que sobra se transfiere a los servicios de enfriamiento (8558.1 MW/hr). De esta manera se obtiene que se necesitan 6 intercambiadores de calor. Si en el diseño de una red se utilizan los mínimos requerimientos de calentamiento y enfriamiento se puede garantizar que:

$$\text{Número de unidades de intercambio de calor} = \text{Número de corrientes} + \text{Número de servicios} - 1$$

Para nuestro ejemplo:

$$\begin{array}{l} \text{Número de} \\ \text{unidades de} \\ \text{intercambio} \\ \text{de calor} \end{array} = 5 + 2 - 1 = 6$$

En los cálculos realizados para encontrar los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento se genera un punto en el cual la transferencia de calor es cero. Esto hace que el problema se divida en dos partes, arriba y abajo del "pinch" y tomando en cuenta que no se debe transferir energía a través de este, la ecuación anterior debe de aplicarse para ambas secciones, es decir:

Arriba del pinch:

$$N_E = N_C + N_S - 1$$

$$3 = 3 + 1 - 1$$

Abajo del pinch:

$$N_E = N_S + N_C - 1$$

$$5 = 5 + 1 - 1$$

Para satisfacer los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento necesitamos 8 unidades. A diferencia de los que se necesitan si no se toma en cuenta Δt_{\min} de acercamiento y además no se incluye la restricción de los servicios de calentamiento (arriba del "pinch") y los de enfriamiento (abajo del "pinch")

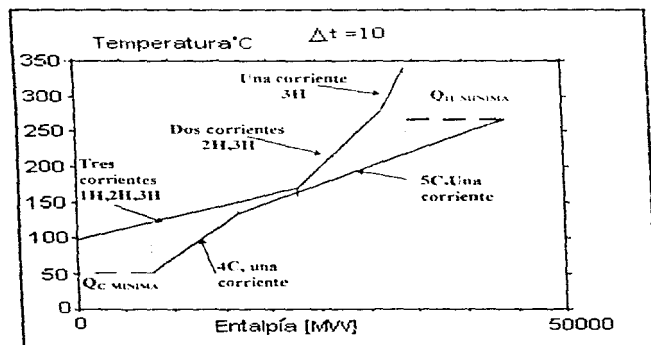
Entonces se espera que existan en la red 2 ciclos, que para el presente caso son dos ciclos, como resultado de la diferencia de los dos análisis previos $8 - 6 = 2$ ciclos independientes. Más adelante en el presente capítulo se explicará este concepto.

3.10 Cálculo de Áreas.

Sería muy conveniente estimar los costos asociados con una red de intercambio térmico, sin tener un diseño en especial. Afortunadamente, esta técnica ya ha sido desarrollada y se expone a continuación.

Anteriormente se explicó y se generó un diagrama de temperatura-entalpía (curvas compuestas). Supóngase que se encuentran líneas verticales en los cambios de pendiente y también que en cada intervalo (gráfica 3.4), formado por los cambios de pendiente, se encuentra uno o más intercambiadores de calor en paralelo. De la gráfica se puede leer la energía que transfiere cada intercambiador y el valor del gradiente de temperatura. Ahora bien si a cada curva fría y caliente les corresponde una sola corriente, podemos determinar el coeficiente de transferencia térmica de película y con ello el coeficiente de transferencia global.

Gráfica 3.4 Diagrama temperatura-entalpía



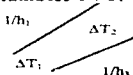
$$1/U = 1/h_i + 1/h_o$$

El área para un intercambiador de calor está dada por:

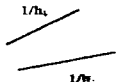
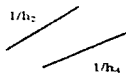
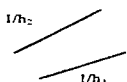
$$A = Q / (U \Delta T_{LM})$$

Pero si en el intervalo de las curvas se encuentran más de una corriente, entonces se debe modificar la ecuación para el cálculo del coeficiente global de transferencia térmica. Por ejemplo, considere que se tiene dos corrientes calientes que se utilizan para la transferencia térmica a dos corrientes frías la 3 y 4. Si se hace el intercambio de 1 con 3 y 2 con 4, el resultado sería como se muestra en el esquema 3.7 a. Sin embargo si ahora se hace el intercambio de 1 con 4 y 2 con 3 se obtienen los resultados del esquema 3.7 b. La energía intercambiada y la media logarítmica de temperaturas para cada uno de los intercambiadores es la misma.

Esquema 3.7.a
Intercambios 1 v 3, 2



Esquema 3.8.b
Intercambios 1 v 4, 2



Para el caso del esquema 3.7 a se encuentra que:

$$1/U_{a1} = 1/h_1 + 1/h_3$$

$$1/U_{a2} = 1/h_2 + 1/h_4$$

De este modo el área total será:

$$\begin{aligned} A_{TA} &= A_{a1} + A_{a2} = Q / (U_{a1} \Delta T_{LM}) + Q / (U_{a2} \Delta T_{LM}) \\ &= Q / (\Delta T_{LM} [1/h_1 + 1/h_2 + 1/h_3 + 1/h_4]) \end{aligned}$$

Ahora para el esquema 3.7 b

$$1/U_{b1} = 1/h_2 + 1/h_3$$

$$1/U_{b2} = 1/h_1 + 1/h_4$$

Área total:

$$\begin{aligned} A_{TOT} &= A_{b1} + A_{b2} = Q/\Delta T_{LM} [1/U_{b1} + 1/U_{b2}] \\ &= Q / (\Delta T_{LM} [1/h_2 + 1/h_3 + 1/h_1 + 1/h_4]) \end{aligned}$$

que es idéntico el resultado obtenido y de esta manera la ecuación general es:

$$A = \frac{Q}{\Delta T_{LM}} \left[\sum_1^{c, \text{ cal}} 1/h_i + \sum_1^{c, \text{ frías}} 1/h_j \right]$$

3.11 Diseño de la red de intercambio térmico, con el requerimiento de energía y número de intercambiadores de calor mínimos.

Con los datos hasta ahora obtenidos se puede diseñar la red de intercambio térmico. Se divide el problema en dos partes, primero se diseña arriba del "pinch" y en seguida abajo. Este análisis fue desarrollado por Linnhoff y Hindmarsh.

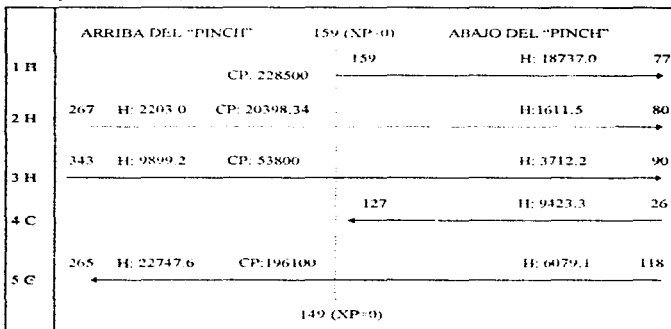
Diseño arriba del "pinch".

El primer paso es calcular la energía disponible para cada corriente (esquema 3.8). Por ejemplo, arriba del "pinch".

$$Q_{21} = F C_p \Delta T = 20398.34 (159-267) = 2.203 \text{ MW/HR}$$

$$Q_{31} = 9899.2 (343-159) = 9.8992 \text{ MW/HR}$$

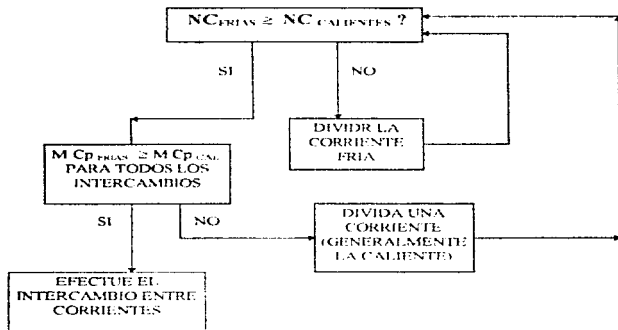
Esquema 3.8 Diagrama de Corrientes



Para los segmentos de corrientes que quedan abajo del "pinch" se realizan las mismas operaciones. En los siguientes capítulos se presentarán este tipo de diagramas, por lo que es recomendable familiarizarse con ellos, de esta manera, en el apéndice A, se da una breve explicación acerca de su contenido.

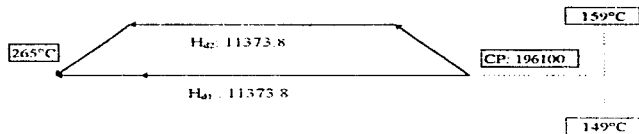
El siguiente cuadro facilita los pasos a seguir para el diseño arriba del "pinch".

Esquema 3.9 Secuencia de diseño



Para el ejemplo que nos ocupa vemos mediante la ayuda del esquema 3.9 que no se cumple la primera condición ya que hay menos corrientes frías que calientes, arriba del "pinch". De esta manera se divide a la mitad la corriente fría 5 C, debido a que la regla nos indica que el número de corrientes frías debe de ser mayor o igual al de las corrientes calientes (esquema 3.9). El siguiente paso es observar que el Mep de las corrientes frías sea mayor o igual al de las corrientes calientes, esta es otra de las razones por las que no se decide dividir más a las corrientes frías. Al dividir la corriente 5 C, en dos partes iguales con carga térmica de 11373.8 MW cada una, se cumple con la siguiente regla y ahora se pueden efectuar los intercambios. La cual cumple para cualquier intercambio que se desee realizar.

Esquema 3.10 División de corriente (carga térmica en MW)



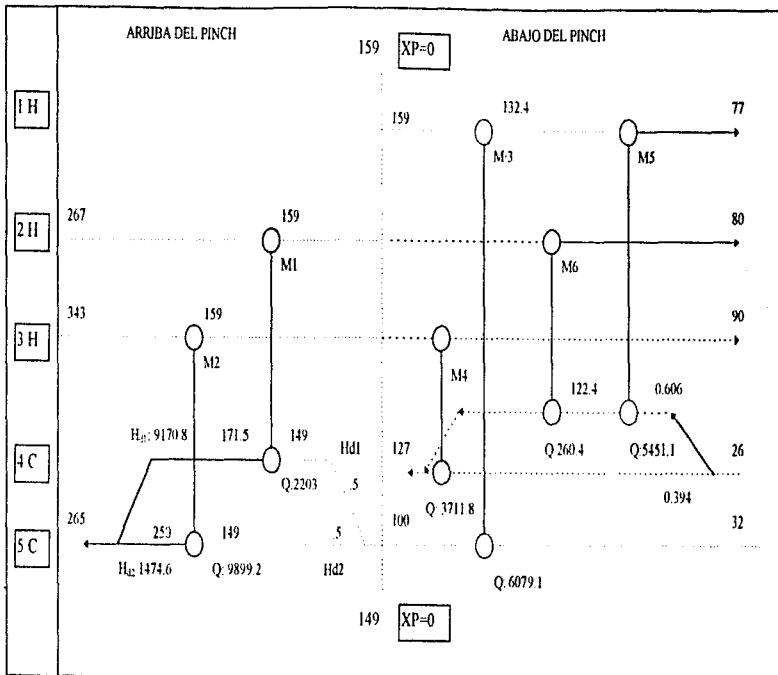
Ahora ya estamos listos para efectuar los intercambios, la corriente H_{d1} se intercambia con cualquiera de las dos corrientes calientes, se debe recordar, al realizar los intercambios, seguir las reglas ya mencionadas, no transferir calor a través del "pinch" y respetar el ΔT mínimo de acercamiento. Cabe señalar que al procurar que el Mep de las corrientes frías sea mayor que el de las corrientes calientes se evita que existan cruces en los intercambios o que no se cumpla con el ΔT mínimo de acercamiento. En el intercambio M1 y M2 (Esquema 3.11), se utiliza toda la capacidad del segmento 2H (2203E03) y 3H (9899.2 E03) para calentar a la corriente dividida, las temperaturas de salida se calculan de la siguiente manera:

$$M1: 9889.2E03 - 98050 (T-149) \quad T = 250 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$M2: 2203.0E03 - 98050 (T-149) \quad T = 171.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Las líneas punteadas en el esquema indican que esa porción de la corriente en cuestión se encuentra totalmente agotada. La línea gruesa indica que la corriente en cuestión todavía tiene energía disponible para transferir. No se cubrió totalmente la demanda de las corrientes frías, pero sí se llega a los mínimos requerimientos de calentamiento (10645.4 E03 MMW/HR), lo cual se puede comprobar al sumar 9170.8 E03, que es la cantidad de energía que demanda H_{d1} para llegar a 265 °C y 1474.6 E03 para H_{d2} .

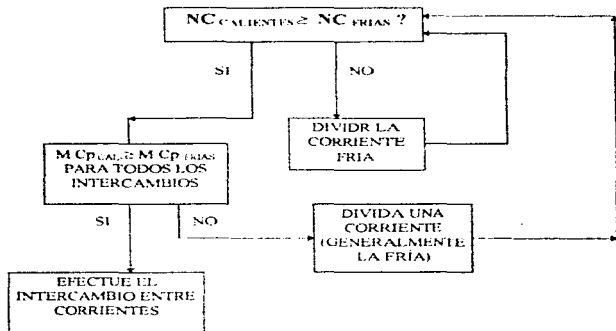
Esquema 3.11 Diseño arriba y abajo del "pinch" (temperatura en °C y carga térmica en MW)



Diseño abajo del "pinch".

Para llegar a los requerimientos mínimos abajo del "pinch" existe otra secuencia que facilita su construcción.

Esquema 3.12 diseño abajo del "pinch".



El primer intercambio que se realiza es el M3 (6079.1 MBTU/HR) , para satisfacer los requerimientos de la corriente 5C. Según el esquema 2 12, la única corriente que cumple con la condición es la 1H, de esta manera, se divide la corriente 4C, de tal manera que una parte de ella sea calentada en su totalidad por la corriente 3H , en el intercambio M4 . La otra parte se calienta mediante dos corrientes 1H y 2H, con los respectivos intercambios M5 y M6.

M3: 6079.1E03 - 228500 (159- T1) , T1 - 132.4°C

M4: 3712.2E03 - 53800 (159- T1) , T1 - 90°C

M5: 5451.1 E03 -0.606 (9.3304E04) (T1-26) , T1=122.4 °C

M6: 260.4 E03 - 0.606 (9.3304E04) (T2-122.4) , T2=127 °C

En conclusión, la estrategia es utilizar las reglas que se marcan para tratar de obtener los requerimientos mínimos para ambas partes. Así como arriba del "pinch" se encuentran los requerimientos mínimos de calentamiento, en la parte de abajo se han cubierto todos los requerimientos de enfriamiento, lo único que queda por hacer es eliminar el exceso de energía de las corrientes 1H y 2H mediante servicios de enfriamiento (esquema 3.12). Si se suma el exceso de energía de estas corrientes se observa que esta corresponde a los requerimientos mínimos de enfriamiento.

Capitulo IV APLICACIÓN Y RESULTADOS

En este capitulo se realizará el análisis termico de la sección para la obtención de gas de síntesis de la planta de amoniaco, que se encuentra ubicada en Veracruz, Ver.

Esta planta tiene una capacidad de 1500 toneladas diarias. Para dicho analisis se mostrará la red original, la cual incluye los servicios de calentamiento, enfriamiento, intercambios proceso-proceso, y los que se encuentran integrados con la generación de vapor.

Las plantas de amoniaco, tienen altos requerimientos energéticos y sobre todo de vapor, debido a que se tienen dos sistemas de compresión. El primero es para el circuito de síntesis y el segundo para el de refrigeración y su posterior almacenamiento. El NH_3 almacenado se encuentra a temperatura ambiente y alta presión para mantenerlo en estado líquido.

En la tabla 4.1 se muestran todas las corrientes de la sección de la planta que se decidió integrar, con estas corrientes se efectúa el análisis descrito en el capitulo III, para determinar el "pinch" y los mínimos requerimiento de energía. La primera columna es el tipo de corriente, es decir, fría o caliente, en la segunda se lista el nombre de la corriente, en la tercera y cuarta la temperatura de salida y llegada respectivamente, en la quinta el cambio de entalpia, en la sexta columna la capacidad térmica y en la séptima el coeficiente de película de transferencia térmica.

Tabla 4.1. Corrientes de la sección para el análisis

Corriente	Nombre	Temp. Salida °F	Temp. Llegada °F	MCP (Btu / hr °F)	Cambio Entalpia EN MM Btu / hr	HTC [Btu / hr . (ft. °F)]
1-C	Alimen. Ref. Primario	722	950	1.760E+5	40.1	3.00E+2
2-C	Entrada de aire	700	900	4.20E+4	8.5	1.71E+2
3-C	Entrada Metanador	160	600	1.186E+5	52.2	3.00E+2
4-C	Rehervidor des. CO2	248	249	1.568E+8	156.8	1.00E+2
5-C	Alim. gas natural	60	722	3.657E+4	24.2	3.00E+2
6-C	Generador vapor 1	101	214.5	6.617E+5	75.1	1.50E+3
7-C	Generador vapor 2	240	548	4.935E+5	152	1.50E+3
8-C	Generador vapor 3	240	597	3.624E+5	129.4	1.50E+3
9-C	Vapor cambio fase	597	598	3.627E+8	362.7	2.00E+2
10-C	Vapor alta presión	597	900	5.776E+5	175	3.00E+3
11-H	Salida conv. NH3	583	307	5.507E+5	152	1.00E+2
12-H	Entrada conv. alta	1841	700	2.490E+5	284.1	3.00E+2
13-H	Entrada conv. baja	807	466		85.7	
13.1-H		807	648	2.447E+5	38.9	3.00E+2
13.2-H		648	466	2.571E+5	46.8	3.00E+2
14-H	Salida metanador	688	100	1.213E+5	71.3	3.00E+2
15-H	Salida conv. baja	492	260	6.759E+5	156.8	3.00E+2
16-H	Fondo torre reg.	248	160	7.409E+5	65.2	1.00E+2
17-H	Sep. torre abs. CO2	260	200	5.017E+5	30.1	5.00E+1
18-H	Gases de combustión	1957	392	2.037E+5	318.7	3.00E+2

Con los datos anteriores se hace el balance en cascada, obteniendo los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento para una $\Delta T_{\min} = 12^{\circ}\text{F}$. En esta tabla podemos ver el punto de pliegue "pinch" (tabla 4.2), indicado por la letra P, el cual ocurre a una temperatura de 246°F .

Tabla 4.2. Punto de pliegue (*Pinch*)

Temperatura $^{\circ}\text{F}$	Carga MMBtu/hr		Temperatura $^{\circ}\text{F}$	Carga MMBtu/hr
1951	30.7		486	80.6
1835	54.3		460	101.3
956	452.2		386	141.3
906	466		301	170
801	429.9		255	160.1
728	422.7		254	3.015
706	423.6	P	246	1.87
694	424.6		242	27.9
682	422.6		220.5	42.9
642	420		194	43.6
606	419.7		166	45.6
604	419.4		154	18.5
603	56.5		107	19.6
577	58.2		94	18.5
554	72.3		66	18.5

Los requerimientos mínimos de calentamiento son de 30.7×10^6 Btu/ hr y la cantidad de energía a remover es de 18.5×10^6 Btu/ hr. En la (tabla 4.3) se muestran las necesidades energéticas del proceso, sin combinar las corrientes, únicamente se toman en cuenta las necesidades de calentamiento, incluyendo la generación de vapor. En el balance se suman todas las necesidades energéticas del proceso y se restan los requerimientos mínimos de calentamiento, con el fin de obtener el potencial de ahorro de

energía. En este análisis se tomó el $\Delta T_{\min} = 12^{\circ}\text{F}$, con el cual esta construida la red original. Este balance incluye la zona de generación de vapor.

Tabla 4.3 Balance con generación de vapor.

NECESIDADES DEL PROCESO	CALOR REQUERIDO (MMBTU/HR)
ALIMENTACION REF. PRIMARIO	40.1
REFORMADOR PRIMARIO	335.5
ENTRADA DE AIRE DE PROCESO	8.5
ENTRADA AL METANADOR	52.2
ALIMENTACIÓN DE GAS NATURAL	24.2
REHERVIDOR TORRE DES CO ₂	156.8
GENERACION DE VAPOR 1	75.1
GENERACIÓN DE VAPOR 2	281.4
VAPOR CAMBIO DE FASE	362.7
VAPOR ALTA PRESIÓN	175.0
TOTAL	1511.5
MÍNIMOS DE CALENTAMIENTO (PINCH)	-30.7
POTENCIAL DE INTERCAMBIO	1480.8

4.2 Conveniencia de integrar la planta con la generación de vapor.

Al realizar un nuevo balance de energía, pero ahora excluyendo la generación de vapor, se puede apreciar que hay un potencial de ahorro menor (tabla 4.4). Por ejemplo, comparando los potenciales de intercambio térmico entre las corrientes de proceso, 1480.8 y 617.1, el esquema sin la integración de vapor tiene un potencial de intercambio menor. Si bien, los requerimientos mínimos de calentamiento son cero para las corrientes de proceso, es necesario suministrar calentamiento externo para generar el vapor. De la (tabla 4.1), se obtiene que este requerimiento es de 894.2 MM Btu/hr. (corrientes 6-C, 7-C, 8-C 9-C y 10- C) que es substancialmente superior al obtenido en la tabla 4.3 (30.7 MM Btu/ hr). Lo anterior indica que es necesario integrar a la planta con el fin de aprovechar al máximo la energía. En la gráfica 4.1 se presenta la curva compuesta del

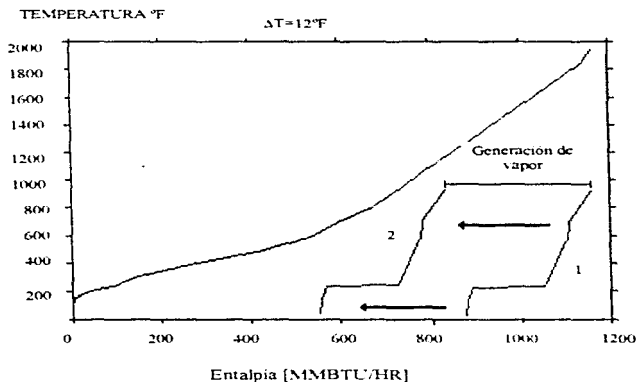
proceso y representa el balance en el cual no se consideran servicios de enfriamiento y calentamiento, contiene la curva de calentamiento (izquierda) y la de enfriamiento (derecha) . La curva 1 indica que no se requiere ningun calentamiento externo, lo cual es congruente con la (tabla 4.4). Esta curva se puede desplazar a la izquierda y localizarla como indica la curva 2, entonces, la parte superior de la curva caliente tiene energia disponible y hay la posibilidad de integrar la generacion de vapor con el resto de las corrientes calientes. Este tipo de problemas es muy frecuente y la ΔT para la cual no hay necesidad de servicios de calentamiento se le llama "umbral".

Tabla 4.4 Balance sin generaci3n de vapor.

NECESIDADES DEL CALENTAMIENTO DE LAS CORRIENTES DE PROCESO	CALOR REQUERIDO (MMBTU/HR)
ALIMENTACION REF. PRIMARIO	-40.1
REFORMADOR PRIMARIO	335.5
ENTRADA DE AIRE DE PROCESO	8.5
ENTRADA AL METANADOR	52.2
ALIMENTACI3N GAS NATURAL	24.2
REHERVIDOR TORRE DE S. CO2	156.8
TOTAL	617.1
M3NIMOS REQUERIMIENTOS DE CAL (PINCH)	0.0

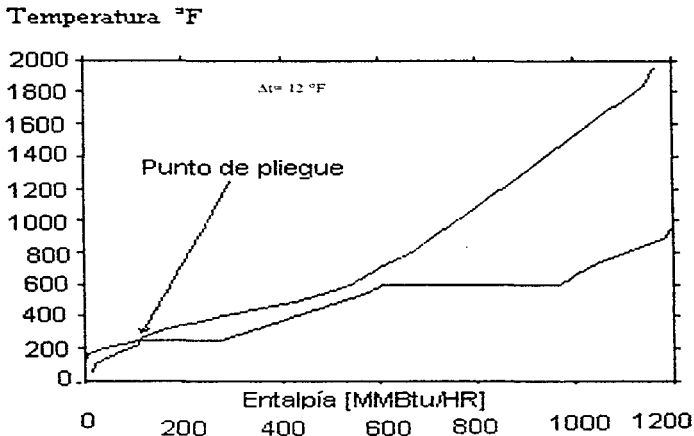
Si recorremos la curva fraa hacia el punto 2 tenemos la posibilidad de generar vapor a una mayor temperatura.

GRAFICA 4.1 CURVAS COMPUESTAS SIN GENERACION DE VAPOR.



En la gráfica 4.2 las curvas compuestas incluyen la generación de vapor, y se puede ver que la generación de vapor, marcada por la zona de cambio de fase, requiere de mucha energía.

GRAFICA 4.2 CURVAS COMPUESTAS CON GENERACION DE VAPOR.



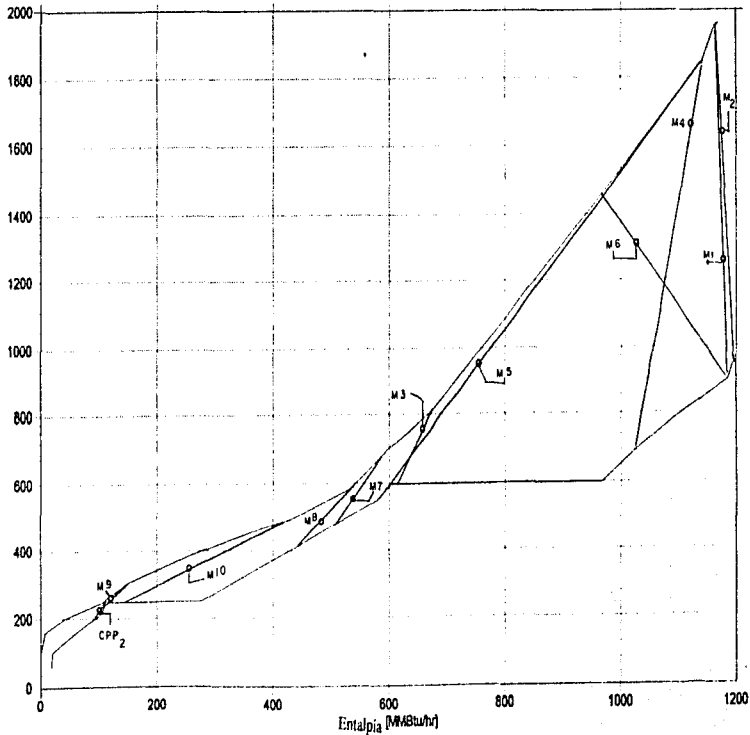
En resumen, el análisis anterior indica que se debe hacer la integración térmica incluyendo los requerimientos para la generación de vapor.

4.3.- Red original (análisis térmico).

De esta forma, se efectúa el análisis térmico para las corrientes que se encuentran en la tabla 4.1. La gráfica 4.3, que tiene la misma información que la gráfica 4.2, pero con mayor detalle, muestra las curvas compuestas, de la sección en la cual se busca hacer un análisis energético. Las líneas que se encuentran uniendo las dos curvas indican los intercambios que hay en la red original, estos intercambios **no son verticales** y tienen la

DT=12.00F

Temperature [F]



la ventaja de una ΔT local grande, esto reduce el área de intercambio térmico. Sin embargo, obliga a hacer intercambios cruzados en sentido opuesto con una ΔT local pequeña, al efecto neto se le llama "criss-crossing", que tiene el problema de generar un incremento en el área. En la gráfica identificamos mediante estas líneas que hay dos cruces en el "pinch", estos cruces indican que las corrientes están mal integradas y por lo tanto el aprovechamiento no es eficiente, sin embargo, se deben tomar en cuenta otros factores para el diseño de una red, como son: factores de seguridad, económicos y de proceso entre otros. Estos tipos de cruces se efectúan entre corrientes de proceso, los cuales son los culpables del incremento en los requerimientos de enfriamiento y calentamiento del proceso real, con respecto a los que se obtienen con el análisis del "pinch", los cuales son los mínimos necesarios, existen también calentamientos con servicios externos en los mismos. El proceso que se analiza tiene un requerimiento de energía de 63.8 MMBtu/hr, comparado con el mínimo de 30.7 MMBtu/hr (tabla 4.3). En la planta se presentan estos dos tipos de cruces. El esquema 4.1 es la representación de la red original en la cual se encuentran los cruces que se originan por intercambios proceso-proceso, y los correspondientes a intercambios proceso- servicios. Las líneas verticales que unen dos corrientes indican el intercambio de calor correspondiente. Cuando el intercambio de calor cruza el "pinch", la línea vertical que se une con la corriente correspondiente, se inserta en una "circunferencia" extendida en forma de "salchicha" que pasa por el "pinch", para indicar que parte del intercambio térmico ocurre abajo del "pinch", y que parte arriba de él.

Los cruces con servicios externos son: la alimentación de gas natural (5-C) que se calienta de 60 a 722 ° F con un horno y la salida del metanador (14-H) que se enfría

de 405.1 hasta 100 ° F lo cual hace que se tenga un cruce de 18.56×10^6 BTU / HR. Los cruces con corrientes proceso- proceso son la entrada al metanador (CCP2) y el separador de la torre de absorción de CO₂ (CCP2) En la tabla 4.5 se muestran todos los intercambios que cruzan el punto de pliegue

Tabla 4.5 Resumen de los intercambios que cruzan el punto de pliegue.

Intercambio	Corriente	Cruce Pico (Btu/hr)
CPP1	3-C	(240-206) * 1.186E+5= 4.03E+6
CPP2	17-H	(260-252) * 5.0150E+5= 4.01E+6
GAS*	5-C	(240-60) * 3.6507E+4= 6.58E+6
A E*	14-H	(405.1-252) * 1.212E+5= 18.4E+6
SERVICIOS AUXILIARES		

A cada intercambio de calor se le asigna una identificación. En el esquema 4.1 (ver página 47) se incluye junto al círculo que corresponde a la corriente superior. En cada corriente, los números que aparecen arriba de la línea que la representa en el esquema 4.1, corresponde a las temperaturas, y los números que aparecen junto a las letras Q, son las cargas térmicas.

En el apéndice se explica con más detalle este tipo de esquemas.

En la tabla 4.6 se tabulan las áreas de los cambiadores que corresponde a cada uno de los intercambios de energía, para la red original. Se incluye el número de cuerpos de intercambio para cada caso y el factor de corrección Ft, para la diferencia de temperaturas media logarítmicas.

Esquema 4.1 Red Original de la Planta de Amolaco

ΔT= 12

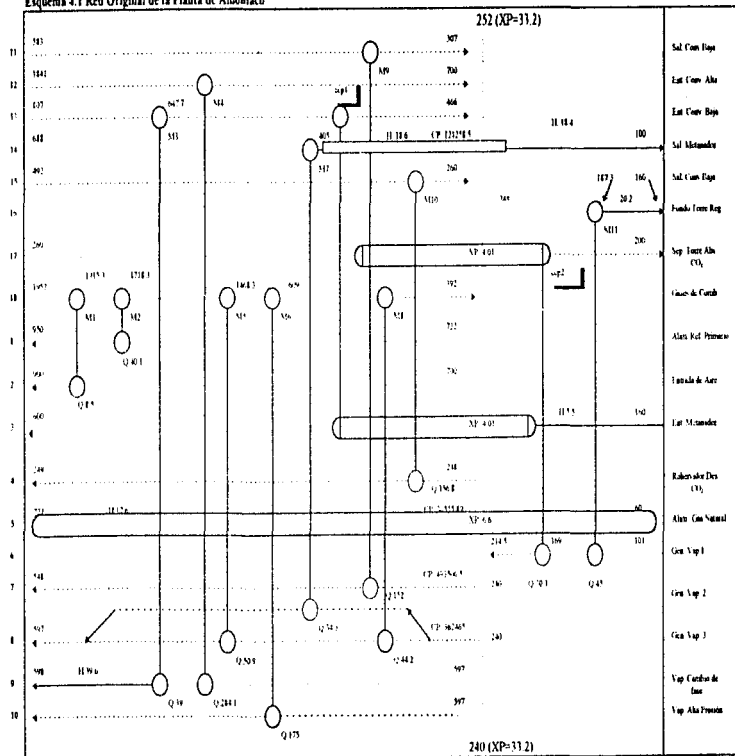


TABLA 4.6 INTERCAMBIOS EN LA RED ORIGINAL

No	NOMBRE	CARGA MMBtu/hr	A12/A11 n°	CORAZA/FI	CORRIENTES EN INTERCAMBIO	T in F	Tout F
1	M1	8.500001	68.88 68.8	1 0.999	GASES DE COMBUSTION ENTRADA DE AIRE	1957 700	1915.2 900
2	M2	40.1	274.74 272.59	1 0.992	GASES DE COMBUSTION ALIM. REF PRIMARIO	1915.2 722	1718.2 950
3	M4	284.1	3103 3103	1 1	ENTRADA CONV. ALTA VAP. CAMBIO DE FASE	184.1 597	700 597.7
4	M3	39	2910.6 2909.86	1 1	ENT. CONV. BAJA VAP. CAMBIO DE FASE	807 597.7	647.7 597.8
5	M5	50.9	187.85 186.58	1 0.993	GESE DE COMBUSTION P8.B	1718.3 405.8	1468.3 597
6	M6	175	9597.21 8089.76	4 0.843	GASES DE COMBUSTION VAP. ALTA PRESION	1468.3 597	609 899.9
7	M7	34.3	1275.42 1102.27	3 0.864	SAL. METANADOR P8.B	888 240	405.2 597
8	CPP1	46.7	2738.54 2484.82	3 0.907	ENT. CONV. BAJA ENTRADA METANADOR	647.7 206	466 599
9	M8	44.2	1055.55 1002.42	2 0.95	GASES DE COMBUSTION P8.B	608.9 240	392 405.8
10	M9	152	6356.99 5140.84	6 0.809	SAL. CONV. AMONIACO GEN. VAPOR	583 240	307 548
11	M10	156.8	8941.04 8848.23	1 0.99	SAL. CONV. BAJA REHERVIDOR DES. CO2	492 248	260 249
12	M11	45	1020.1 907.31	1 0.889	FONDO TORRE REG. GEN. VAPOR	248 101	187.3 168.9
13	CCP2	30.1	17985.07 16446.71	2 0.914	SEP. TORRE ABS. CO2 GEN. VAPOR	260 168.9	200 214.4
Tot.			55514.98	27			
Tot:			50563				

En la columna de las áreas se incluyen dos valores. El correspondiente a A12 es para los cambiadores de calor con cuerpos de un paso por la coraza y dos por los tubos, y el correspondiente A11 para cuerpos de un paso por ambos lados

4.4 REARREGLO POR INSPECCION.

Este método de rediseño consiste en tratar de minimizar los requerimientos de energía, lo mas posible, sin hacer muchas modificaciones a la red original! El resultado que se obtiene de este analisis no es el mejor, ya que se deben hacer varias propuestas en las cuales los factores tecnicos y economicos juegan un papel muy importante en la decision final. El procedimiento para la correccion de la red por inspeccion es la siguiente

- a) Mediante la metodologia del punto de pliegue se analiza la red original
- b) Se identifican los intercambios que causan aumento en los servicios de calentamiento y enfriamiento.
- c) Se hacen varias propuestas, tratando de que no cambie demasiado la red original
- d) Se escoge la red que no represente muchos cambios, con respecto a la original, ademas que sea economica y tecnicamente factible de realizar

Aplicación:

- a) El analisis de la red original se efectuo al principio del capitulo, empleando las herramientas citadas en el capitulo III, el cual se refiere a las bases teoricas
- b) Analizando la red original (Esquema 4.1), se observa que
 - 1) La alimentacion de gas natural origina un cruce de 6.6 MMBtu/hr, recordando que arriba del pinch unicamente debe haber servicios de calentamiento
 - 2) La entrada al metanador causa un cruce de 4.01 MMBtu/hr
 - 3) En la salida del metanador hay un cruce con 18.6 MMBtu/hr, mediante servicios de enfriamiento arriba del pinch, haciendo hincapie en que unicamente debe haberlos abajo
 - 4) La red original tiene 17 unidades de intercambio termico, para la sección analizada. El analisis de las unidades minimas que deberia tener la red estan arriba y abajo del "pinch" con un total de 21 unidades de intercambio termico

$$N_c - N_s - 1 = 16 - 1 - 1 = 16 \quad (\text{Arriba})$$

$$N_c - N_s - 1 = 6 - 1 - 1 = 5 \quad (\text{Abajo})$$

Al utilizar menos intercambiadores de los que marca la metodología del "pinch", se corre el riesgo de no llegar a los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, además de que el área utilizada puede resultar ser más grande que si se utilizaran el número requerido de unidades de intercambio térmico.

c) Al realizar varias propuestas se observa que en la zona de convección, reformador primario, corriente 18, se trata de aprovechar a su máxima capacidad, quedando descuidadas algunas corrientes del proceso, por ejemplo:

La corriente que se integra con esta zona, parte del punto de pliegue (generación de vapor 3, corriente 8) y no se puede aprovechar para enfriar otra que llega también al mismo punto (salida del metanador, corriente 14), garantizado por el ΔT mínimo requerido. La alimentación de gas natural (corriente 5) puede integrarse para enfriar corrientes que se encuentran por debajo del "pinch" y a la misma vez reducir la carga de combustible que se necesita para precalentarla.

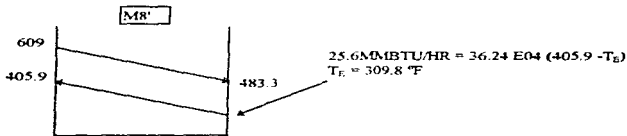
Solución propuesta:

1) Se modifican las condiciones de operación en el intercambiador M8, ya que parte del punto de pliegue y se puede integrar con la corriente 14 (salida del metanador), con el fin de evitar servicios de enfriamiento arriba del "pinch", ver esquema 4.2.

$$Q_{\text{original}} = 44.2 \text{ MMBtu/hr}$$

$$Q_{\text{necesario}} = 18.6 \text{ MMBtu/hr (requeridos por la corriente 14 para llegar al punto de pliegue)}$$

$$Q_{\text{nuevo, M8}} = 44.2 \text{ MMBtu/hr} - 18.6 \text{ MMBtu/hr} = 25.6 \text{ MMBtu/hr.}$$



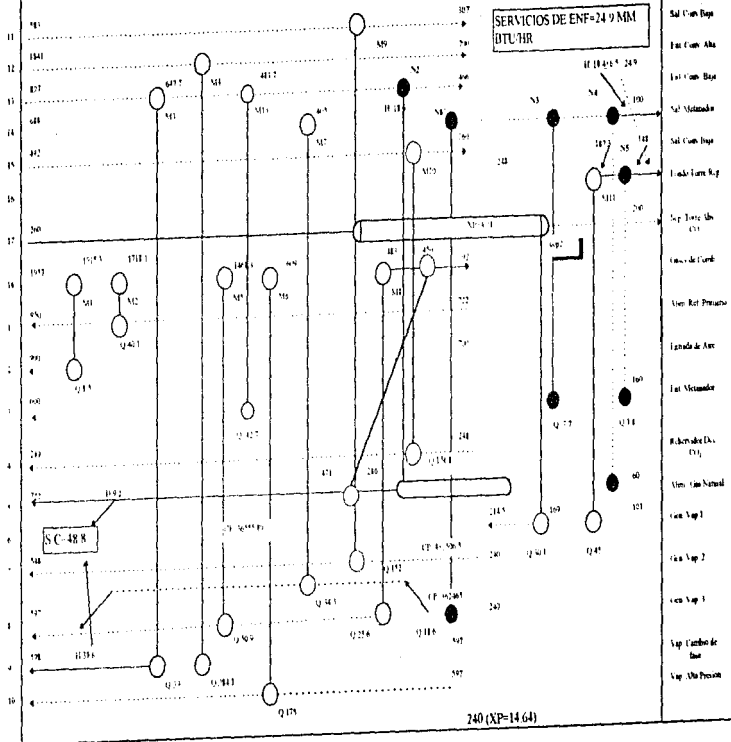
2) Se introduce un intercambiador nuevo, N1, para aprovechar parte de la zona de convección, que queda disponible, logrando calentar la alimentación de gas natural de 286.9 a 471.3 ° F.

3) Quitando el intercambio CCPP1, se elimina el cruce en el punto de pliegue y se aprovecha la energía remanente para calentar parte de la alimentación de gas natural, mediante el intercambio N2, desafortunadamente no se logra eliminar totalmente el cruce en el "punto de pliegue" con 2.31 MMBTU/hr. Los intercambios N3 a N6 se agregan simplemente para restituir las condiciones de operación que se vieron afectadas al modificar los intercambios.

Resultados a la propuesta:

Con las modificaciones efectuadas se bajarían los requerimientos de energía en 63.8 MMBtu/hr, los servicios de calentamiento, hasta 48.8 MMBtu/hr, lo que representa 15 MMBtu/hr de ahorro en calentamiento y 32.3 MMBtu/hr de ahorro en servicios de enfriamiento.

Esquema 4.2 Retrofit por inspección



4.5.-DISEÑO DE UNA RED NUEVA.

Cuando se diseña una red nueva se deben de tomar en cuenta criterios técnicos y económicos, lo primero que debemos hacer es encontrar una ΔT óptima, la cual se determina con una gráfica de ΔT v.s costos. En ésta se gráfica el capital de inversión, costos de energía y los totales, estos últimos darán un mínimo al cual le corresponde un ΔT óptimo.

En el apéndice B se explica con detalle como obtener las diferentes cantidades necesarias para este análisis. En términos generales el procedimiento consiste en los siguientes pasos:

- a) Para cada ΔT seleccionado se obtiene el consumo mínimo de energía (capítulo III).
- b) Mediante el diagrama de las curvas compuestas se ubican los intercambios verticales, que darán los requerimientos mínimos de área (Apéndice B).
- c) Los costos de operación y de inversión se obtienen aplicando costos unitarios. En este trabajo se utilizan los siguientes:

Tabla 4.7 Costos de los servicios.

SERVICIOS DE CALENTAMIENTO	3.04E-02 (\$/año btu/hr)
SERVICIOS DE ENFRIAMIENTO	4.497E-03 (\$/año btu/hr)
AREA DE INTERCAMBIADO (\$)	30800+131.57 AREA ^{0.85} *
* AREA EN ft ²	

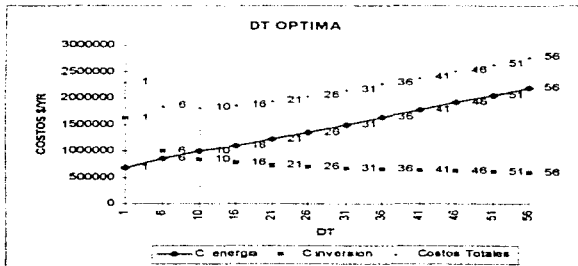
En la tabla 4.8 se muestran los resultados para la planta que nos ocupa en este trabajo y en la gráfica 4.3 los encontramos representados

Tabla 4.8 ΔT óptima de diseño.

ΔT [F]	M.S.C (1)	M.S.E (2)	1-2 Area [ft ²]	Ut. cst [\$/yr]	Cap. cst [\$/yr]	Tot. cst [\$/yr]
1	21.1	8.977165	140080.6	681745.8	1.83E+06	2.31E+06
6	26.1	14	76406.89	858327.5	994737.9	1.85E+06
10	29.4	17.3	62858.46	994525.8	839945.9	1.83E+06
16	33.1	21.0	55993.08	1.10E+06	774803.3	1.88E+06
21	36.4	24.3	51975.11	1.22E+06	735266.8	1.95E+06
26	40.4	28.3	48441.13	1.36E+06	690843.4	2.05E+06
31	44.4	32.3	45928.84	1.50E+06	669756	2.17E+06
36	48.4	36.3	43904.27	1.64E+06	647252.4	2.28E+06
41	52.4	40.3	42223.02	1.77E+06	629704.3	2.40E+06
46	56.4	44.3	40798.3	1.91E+06	612847.2	2.53E+06
51	60.3	48.2	39557.09	2.05E+06	601151.6	2.65E+06
56	64.3	52.2	38473.55	2.19E+06	589227.5	2.78E+06

(1) y (2) Unidades en MMBtu/hr.

Gráfica 4.4 ΔT óptima de diseño



Como se observa en la gráfica 4.4 el ΔT óptimo de diseño corresponde a 10 °F . Una vez

hecho lo anterior se realiza el diseño de la nueva red. En el capítulo II de esta tesis se explica la metodología que se debe emplear. En particular, el procedimiento consiste en los siguientes pasos:

a) Utilizando la metodología de punto de pliegue, se obtienen los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento.

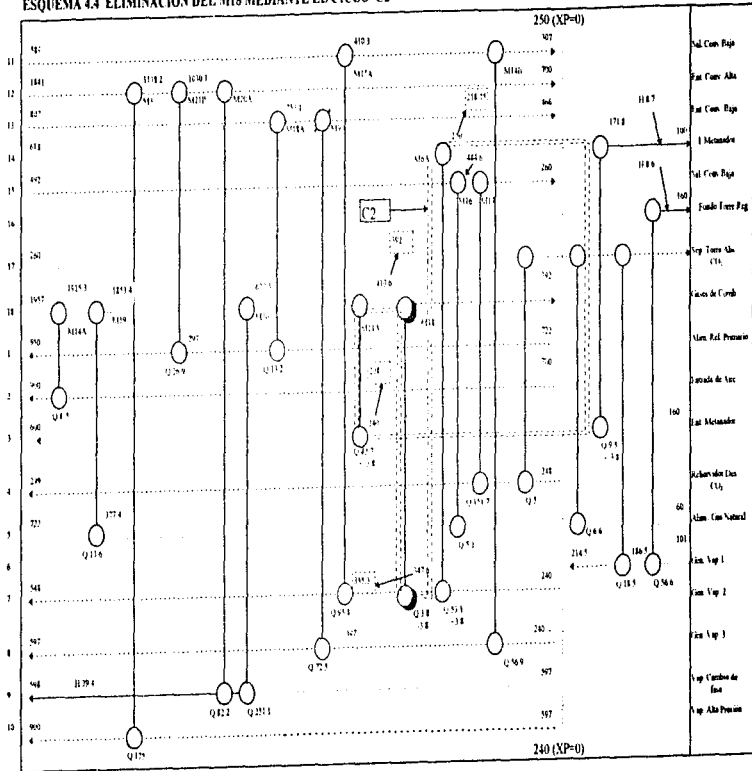
b) Se toman en cuenta las reglas del MCp, arriba y abajo del "pinch", la división de corrientes, en caso de ser necesario, y el número mínimo de unidades de intercambio térmico, para identificar los intercambios, a partir del punto de pliegue hacia los extremos frío o caliente.

c) Existen métodos que nos auxilian para que el área resultante que cumple con los requerimientos mínimos de energía sea también la mínima, como es el cociente de los Cp's, ya que existe una gran variedad de combinaciones que satisfacen los requerimientos mínimos de energía y por tanto se encuentran diferentes áreas.

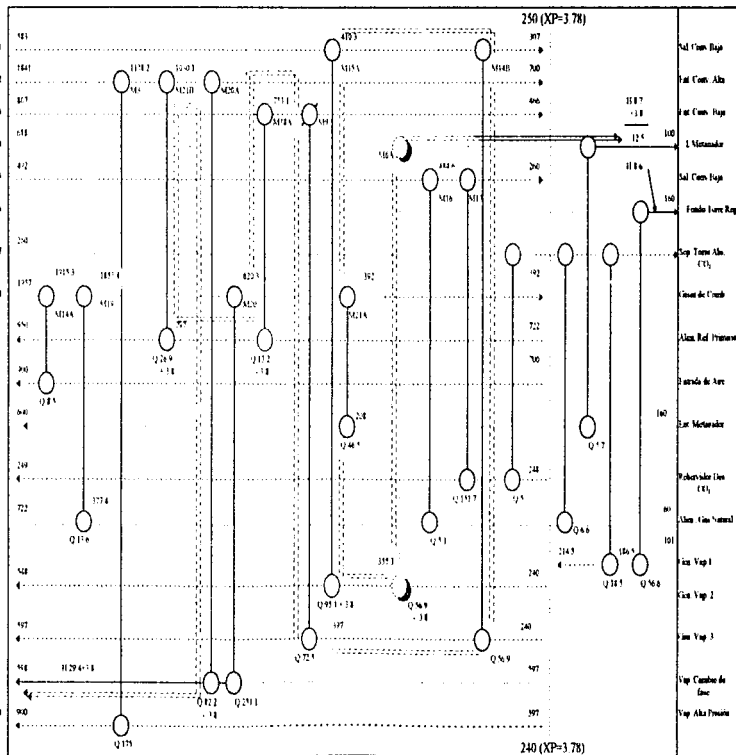
En el esquema 4.3 se presenta una red que cumple con los requerimientos mínimos de calentamiento, los cuales se suministran en la corriente 9 con 29.4 MMBtu/hr. En las corrientes 14 y 16 los servicios mínimos de enfriamiento son 17.3 MMBtu/hr. A diferencia de la red original no se necesitaría incluir el horno que precalienta la alimentación de gas natural. En el apéndice A se explica la notación utilizada en la construcción de los esquemas como el 4.3. Este diseño probablemente no es el mejor, puesto que cuando se diseña una red se deben de hacer varias propuestas, con el fin de evaluar y determinar cual es la mejor. El mínimo de unidades es 22, pero el esquema que se propone tiene 24, por lo tanto, se rompen dos ciclos. El primer ciclo que se rompe

es el C1, el cual permite eliminar el intercambio M21. En el esquema 4.4 ya no se encuentra dicho intercambio. El siguiente que se remueve es el M18, mediante el ciclo C2, desafortunadamente hay un cruce de temperaturas del intercambio M6A. Se puede restablecer a través del "path" marcado con líneas punteadas en el esquema 4.5.

ESQUEMA 4.4 ELIMINACION DEL M18 MEDIANTE EL CICLO C2

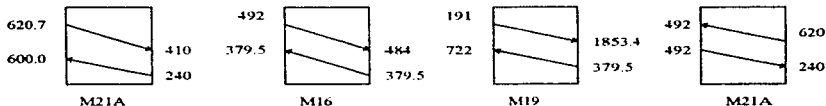


ESQUEMA 4 5 - CORRECCION DEL CRUCE DEL M6A MEDIANTE UN "PATH"



Finalmente se tiene un diseño el cual cumple con las minimas unidades pero no cumple con los requerimientos minimos de energia, esquema 4 6. Esto obedece al hecho de que para restablecer las temperaturas, en el intercambio M16, se ve la necesidad de incrementar los servicios de calentamiento 3.78 MMBtu/hr, a través del "path", con lo que se elimina el problema del cruce de temperaturas. Como se vio en el capitulo II, si se tienen los minimos servicios de calentamiento y enfriamiento en una red y se le agrega más energia de la necesaria, entonces se debe remover el exceso mediante algún servicio. Aqui se ve claramente que al diseñar una red siempre se debe tratar de eliminar los intercambios con menor carga.

DIAGRAMAS DE TEMPERATURA PARA ELIMINAR M21

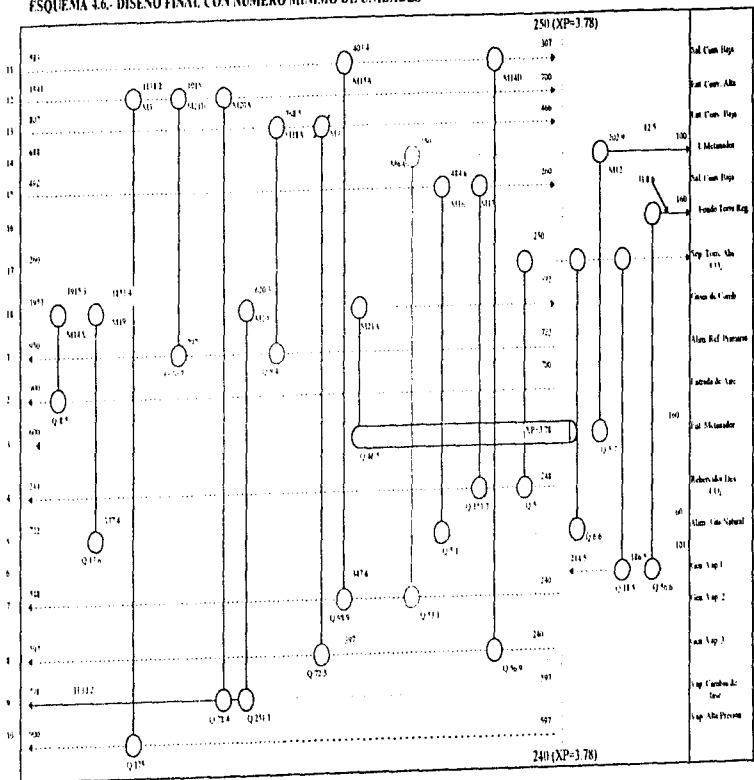


DIAGRAMAS DE TEMPERATURA PARA ELIMINAR M18.



La cantidad de calor necesaria para restablecer el intercambio M6A = $1.23 \times 10^3 \times (250 - 218.7) = 3.79 \times 10^6$ Btu/hr.

ESQUEMA 4.6.- DISEÑO FINAL. CON NÚMERO MÍNIMO DE UNIDADES



CAPITULO V. REDISEÑO

La aplicación de la integración térmica de los procesos se divide en dos categorías: diseño tradicional y "Retrofit". En esta sección se expone la técnica específica del rediseño. Esta técnica se fundamenta en los mismos principios termodinámicos que se establecieron en la tecnología del punto de pliegue

El procedimiento es simple, práctico y fácil de aplicar. Además de que el propósito es obtener proyectos con tiempo de retorno de capital mas cortos, que los que se obtendrian por métodos convencionales. Inicialmente la tecnología de punto de pliegue nació con el diseño de redes de intercambio térmico. Sin embargo esta metodología se ha venido desarrollando para incluir en el diseño, los de ciclos de generación de potencia y calor, secuencias de separación, integración de columnas de destilación y diseño de procesos en general.

En el método de rediseño es importante establecer el ΔT_{min} , con el cual se va a tratar de rediseñar la red y los criterios que se han establecido para considerar si un arreglo es bueno o no, son con base a costos. Los diseños se encuentran sujetos principalmente al capital que se tiene para invertir y el tiempo de retorno de éste.

Para comenzar el análisis se debe de calcular la energía requerida, para diferentes ΔT , así como el área de los intercambiadores, considerando que la transferencia de calor se hace de manera vertical, lo cual garantiza que el área de transferencia es mínima. Lo anterior establece que el flujo en los intercambiadores de calor será a contracorriente, con la restricción de que se consideran los coeficientes de película de transferencia térmica constantes, para ambas corrientes, pero para fines prácticos esta es una buena manera de

estimar el área requerida. Lo anterior se ejemplifica en el apéndice B.

5.1 Criterio de costos.

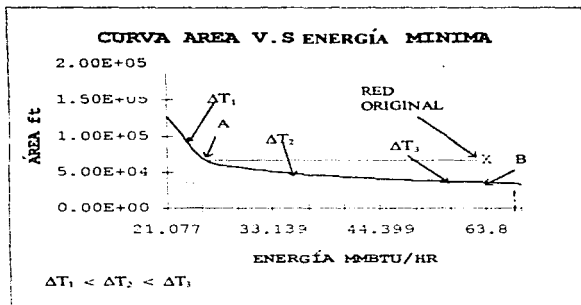
Una vez calculada el área mínima y los requerimientos mínimos de calentamiento, para diferentes ΔT mínima, se grafican como se muestra en la figura 5.1. En esta se localizan la energía y el área original de la red existente, señalada mediante una X. La filosofía es simple, se debe de rediseñar la red tratando de utilizar de una manera más efectiva el área instalada, ya que nadie está dispuesto a desperdiciar área por la cual se ha invertido. Al observar la fig 5.1, el punto A representa un acercamiento mayor que el punto B, pero con mayor área. También es el punto en el cual podemos ahorrar más energía utilizando el área existente. Sin embargo, en la práctica se debe de invertir algo de capital para efectuar cambios en la red. El punto B representa el área mínima que debería tener la red para el diseño existente.

DATOS PARA LA GRÁFICA 5.1

ΔT mínima	ENERGIA MMBTU/HR	ÁREA FT ²
1	26.133	6.915E+4
6	30.024	5.691E+4
11	33.136	5.070E+04
16	36.427	4.638E+4
21	40.413	4.333E+4
26	44.399	4.101E+4
31	48.384	3.091E+4
36	52.370	3.725E+4
41	56.355	3.551E+4

46	63.8	3.286E+4
----	------	----------

GRAFICA 5.1



El arte del rediseño de una red de intercambio térmico, consiste en saber la ruta a seguir para posteriormente efectuarle arreglos convenientes, tomando en cuenta: aspectos de seguridad, técnicos y económicos. En la práctica se ha visto que la mejor ruta; es mantener una dirección "paralela" a la curva de área mínima. Para ello se define con la letra Griega α , al cociente del área mínima y el área de la red existente, este valor se encuentra entre 0 y 1, e indica la eficiencia con la cual se utiliza el área existente, que en caso de la red que nos ocupa es de:

$$A_{\min} = 32,447 \text{ ft}^2$$

$$\alpha = 32,447 / 50,746 = 0.64$$

$$\text{Area (existente)} = 50,746 \text{ ft}^2$$

Como se puede ver la eficiencia es muy baja y a partir de ésta se pueden hacer modificaciones a la red, tratando de mejorar este valor ó por lo menos mantenerlo constante. De esta manera se traza una curva con la misma tendencia hacia el área mínima mediante la siguiente fórmula:

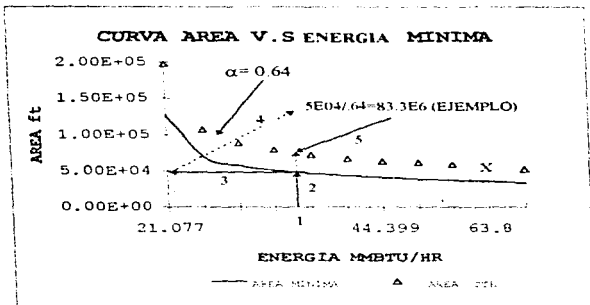
$$A_n = A_i / 0.64 \text{ (para una energía determinada)}$$

donde A_i es el área mínima de una red correspondiente a un consumo dado de energía, y A_n es el área de la red que se construiría con la misma eficiencia de utilización de área que la red existente. Para construir la curva de Área vs Energía para una eficiencia dada de utilización de área se sigue el procedimiento.

- 1) Se escoge un valor arbitrario en el eje de las abscisas, para un consumo de energía.
- 2) Se traza una vertical hasta la curva de área mínima y se lee en el eje de las ordenadas el valor que corresponde a ese lugar.
- 3) Se substituye A_i en la ecuación anterior para calcular A_n y localizar este punto en la gráfica.
- 4) Se repite el proceso utilizando un nuevo consumo de energía.
- 5) Se unen los puntos como se ilustra en la gráfica 5.2

El ejercicio se muestra en la grafica 5.2.

GRAFICA 5.2 CURVA DE EFICIENCIA CONSTANTE.



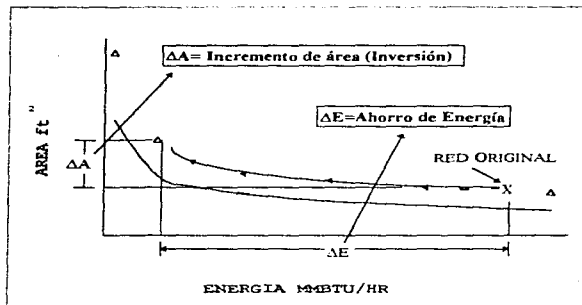
Esta curva es de gran utilidad debido a que se transformará en términos de costos de inversión y ahorro de energía, con el fin de determinar la ΔT min Para la cual se reinicia el diseño.

5.2.-Ahorro de energía y costos de inversión.

La curva trazada anteriormente de α etc nos sirve para dirigir el rediseño en esa dirección, de esta manera se toma cualquier punto , a partir de X (área y energía original) y se calcula el incremento que se haya obtenido en los dos ejes, figura 5.3 Estos incrementos se transforman en ahorro y costos de inversion que se resumen en la tabla . los costos que se emplearon para calcularlos son los siguientes:

SERVICIOS DE CALENTAMIENTO = 3.04E-02 (\$/AÑO btu/hr)
 SERVICIOS DE ENFRÍAMIENTO = 4.49E-03 (\$/AÑO btu/hr)
 COSTOS DE AREA DE INTERCAMBIO = 30800 + 131.57 AREA^{0.85} Area en ft²
 TIEMPO DE VIDA DE LA PLANTA = 10 AÑOS
 INTERES = 10%

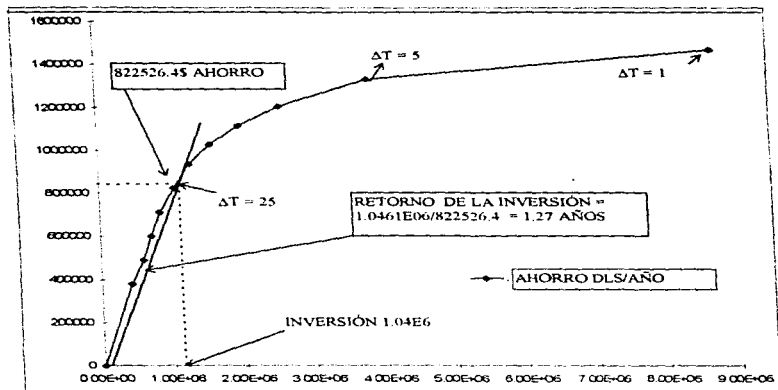
Gráfica 5.3.-Trayectoria, ahorro e inversión



Desde otro punto de vista, esta gráfica indica que al ahorrar energía, siguiendo la trayectoria que se marca mediante flechas, debemos incrementar el área, lo cual representa costos de inversión. A cada decremento de energía (ahorro), le corresponde un incremento en el área (inversión), de esta manera se puede generar la gráfica 5.4 con los siguientes datos:

AT	Ahorro En. MMBtu/HR	Inc. de Área ft ²	AHORRO DE ENERGÍA \$/AÑO	CAPITAL INVERTIDO (\$)
1	42.1	145421.9	1.466E05	6.7131E06
5	38.1	93739.3	1.3282E06	3.8400E06
9	24.3	42529.68	1.2007E06	2.5613E06
13	31.9	33053.75	1.1137E06	2.0050E06
17	29.4	26286.6	1.0268E+06	1.5910E06
21	26.8	21075.51	933773.2	1.2738E06
25	23.6	17143.02	822526.4	1.0461E06
33	17.2	11467.51	600038.4	712736.1
41	10.8	6943.76	377544.2	421618.8

GRÁFICA 5.4 ΔT DE REDISEÑO



En resumen la gráfica 5.3 se construyó calculando para cada ΔT_{min} el área y energía mínima correspondiente. De esta a su vez, se obtienen el ahorro de energía y el incremento de área que llevaría consigo ese ahorro. De la gráfica 5.4 se obtiene finalmente el ΔT al cual se debe reinicializar la red, que para el presente caso es de 25, de modo que el tiempo de retorno de la inversión sea aceptable. Para el caso que se analiza se obtiene un retorno de la inversión de:

$$\frac{\text{Inversión de capital (\$)}}{\text{Ahorro de energía (\$/año)}} = \frac{1.04E6 \$}{322.5E3 \$/\text{año}} = 1.27 \text{ años}$$

De esta manera se tienen los suficientes datos para realizar un rediseño que promete buenos resultados, se debe de aclarar que este no es el mejor, ya que como antes se mencionó se necesitarían hacer varias propuestas para determinar la mejor.

5.3 Rediseño de la red existente.

Si se logran eliminar los cruces en el 'punto de pliegue', el rediseño cumplirá con el ahorro de energía pronosticado, la dificultad estriba en que este no se aleje de la inversión prevista. Existen dos puntos de vista al rediseñar la red. En el primero, se puede reutilizar totalmente el área de los intercambiadores mal colocados (curva optimista), en el segundo no (curva pesimista), la gráfica 5.4 se ubica en el segundo caso. A grandes rasgos la estrategia a seguir es la siguiente:

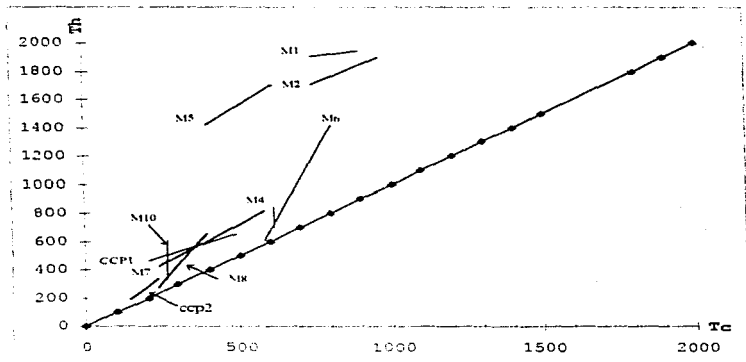
- A) Análisis de los intercambios existentes
- B) Corrección de los intercambiadores mal colocados.
- C) Restablecer las condiciones de operación, colocando nuevos intercambiadores.
- D) Evolución de la red (hacerla lo más parecida a la original)

A) Análisis de los intercambios existentes.

Para realizar el análisis de los intercambios existentes, los diseñadores se basan en las técnicas del análisis del problema remanente y el diagrama de potencial de temperatura, los cuales se explican en el apéndice C

En la gráfica 5.5, titulada como potencial de temperatura, se observa que algunos de los intercambiadores se encuentran mal colocados, debido a la línea de 45° que se traza como referencia ($T_c = T_h$), pero únicamente da información cualitativa, por lo que se recurre al análisis del problema remanente

Gráfica 5.5 Potencial de Temperatura



B) Corrección de los Intercambiadores mal colocados.

Aunque la gráfica anterior auxilia para determinar cuales son los intercambiadores mal colocados, es preferible utilizar la técnica del analisis del problema remanente. En general se debe de calcular una eficiencia máxima para cada intercambio, la cual se encuentra entre 0 y 1, mediante la fórmula e1 del apéndice C. Si el intercambiador analizado tiene una eficiencia baja, se reubica o se cambian sus condiciones de operación. Para el presente caso se prefiere la segunda opción, ya que de este modo la red no cambia demasiado. Para realizarlo se utiliza la ecuación e3 del apéndice C. Los datos que se encuentran en la tabla 5.1 se obtienen a partir de estas ecuaciones. La primera columna es, el nombre del intercambiador, la segunda es el área del mismo, en la siguiente el área mínima remanente de la red, es decir que es la área mínima que tiene la red, sin el segmento de corrientes que involucran al intercambiador en cuestión y además manteniendo los requerimientos mínimos de enfriamiento constantes. En el apéndice C se explica con mayor detalle. En la cuarta columna la eficiencia máxima para

cada intercambio y con base en este valor se decide si se debe cambiar o no, las condiciones de operación del intercambio. Si se decide modificarlos se calcula la carga térmica que hará un mejor aprovechamiento del área instalada, mediante la ecuación 3 del apéndice C. Lo anterior se realizó para la red en cuestión y los resultados se presentan en la tabla 5.1

TABLA 5.1 ANÁLISIS DEL PROBLEMA REMANENTE

INTERCAMBIO	AREA	$\alpha(\max)$	MODIFICA	U	K	U	Q MMBTU/HR
M1	88.8	0.8	NO	108.9		1215.2	
M2	272.59	0.87	NO	150		996	
M4	3103	0.9	NO	120		103	
M3	2909.86	0.78	NO	120		50	
M5	186.58	0.81	NO	100		1062.5	
M6	8089.76	0.83	NO	272		12	
M7	1102.27	0.6	SI	250	0.22	185.2	31.4
CCP1	2484.8	0.9	NO	150		280	
M8	1002.42	0.83	SI	250	0.73	152	41.7
M9	5140.64	0.58	SI	250	0.89	67	140.1
M10	8848.23	0.65	SI	75	2.2	12	148
M11	907.31	0.78	NO	93.7		86.3	
CCP2	16446.71	0.89	NO	48.3		31	

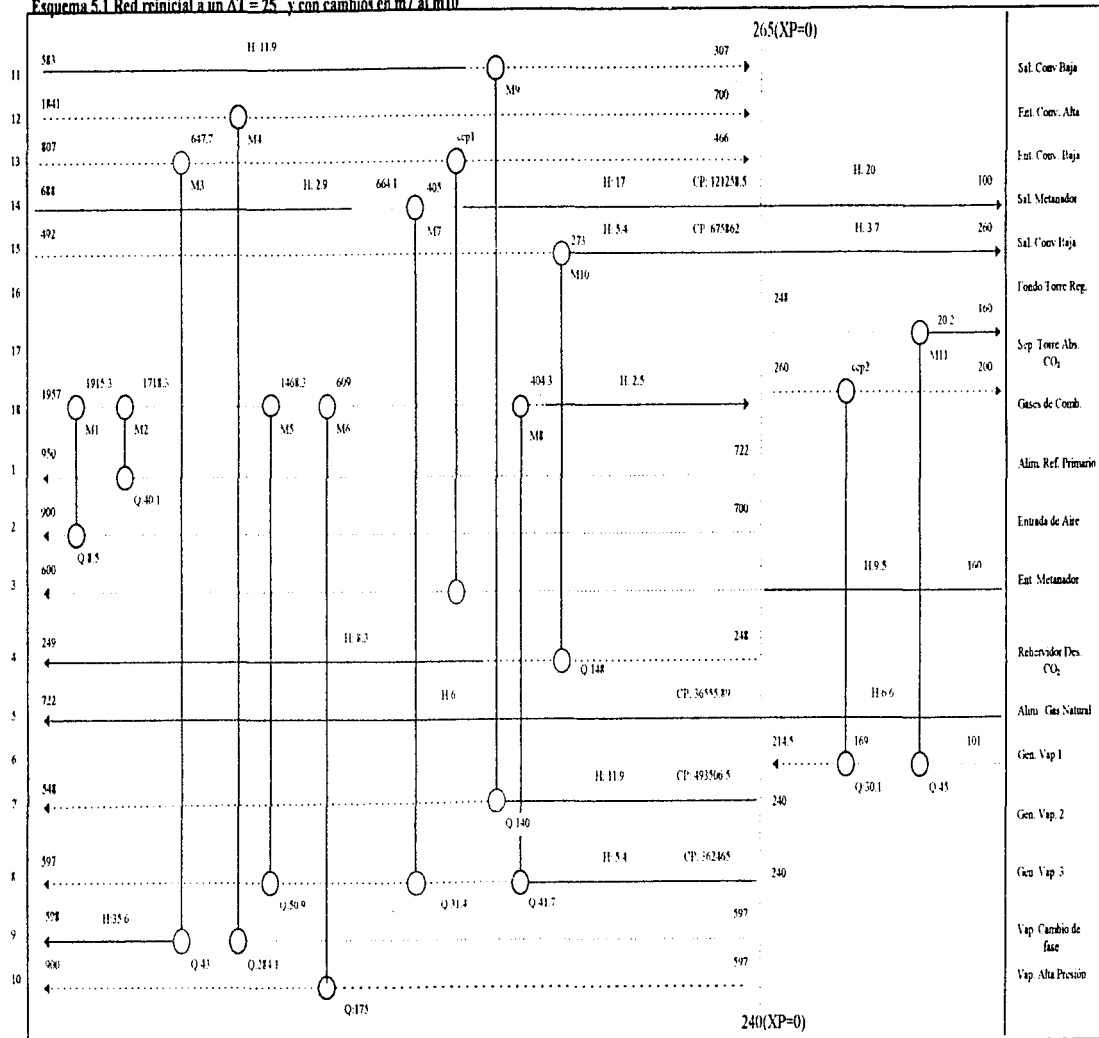
En este caso los intercambios modificados fueron el M7, M8, M9 y M10, los cuales presentan las eficiencias más bajas. Las columnas 6, 7 y 8 de la tabla 5.1 son el coeficiente global de transferencia térmica, $K \cdot (UA) [1/CPh - (1/CPc)]$, la diferencia de temperaturas del lado frío que nos sirven para calcular la carga térmica Q.

Al reinicializar la red a la temperatura de 25°F, determinada mediante la curva de retorno de inversión, se observa que los cruces en el punto de pliegue, esquema 5.1, desaparecen en CCP1 y CCP2, debido a que la temperatura del "punto de pliegue" se recorre, así como los servicios de calentamiento y enfriamiento, quedando 32.6 MMBTU/hr para los servicios de calentamiento y 33 MMBTU/hr para los servicios de enfriamiento. En el esquema también se encuentran las modificaciones hechas a los intercambios del M7 al M10 con base en la nueva carga térmica calculada en la columna 8 de la tabla 5.1. Al modificar las condiciones de operación de los intercambios, algunas de las corrientes quedan sin satisfacer sus condiciones de operación, por lo que es necesario agregar nuevas unidades.

C).- Nuevas unidades de intercambio de calor.

En el capítulo IV, sección 4.4, con base en las reglas establecidas por la tecnología de "punto de pliegue", se expuso que la red no cuenta con el número mínimo de unidades de intercambio térmico, en la sección analizada. Es por esto que al restablecer las condiciones de operación de las corrientes, representadas por las líneas sin puntear en el esquema 5.1, se utiliza un total de nueve unidades, además de las originales para poder lograrlo. Por abajo del punto de pliegue se introducen tres unidades, las cuales son necesarias para llegar a los requerimientos mínimos de enfriamiento, que para un ΔT min de 25 son de 33 MMBTU/hr. los intercambios son el N7, N8 y N9 (ver esquema 5.2).

Esquema 5.1 Red reinicial a un AT= 25 y con cambios en m7 al m10



Arriba del punto de pliegue se colocaron 7 intercambios con el mismo fin, es decir, llegar a los requerimientos mínimos de calentamiento, sin embargo, en esta ocasión no se logró cubrirlos por una diferencia de 2 MMBTU/hr. La razón por la cual no cumple con ellos, es debido a que la corriente 18, salida de los gases de combustión de la chimenea del reformador primario, no se integra en su totalidad, originando el exceso de servicios de calentamiento mencionado. Estos gases se excluyen de los servicios de enfriamiento, debido a que no necesitan ser enfriados.

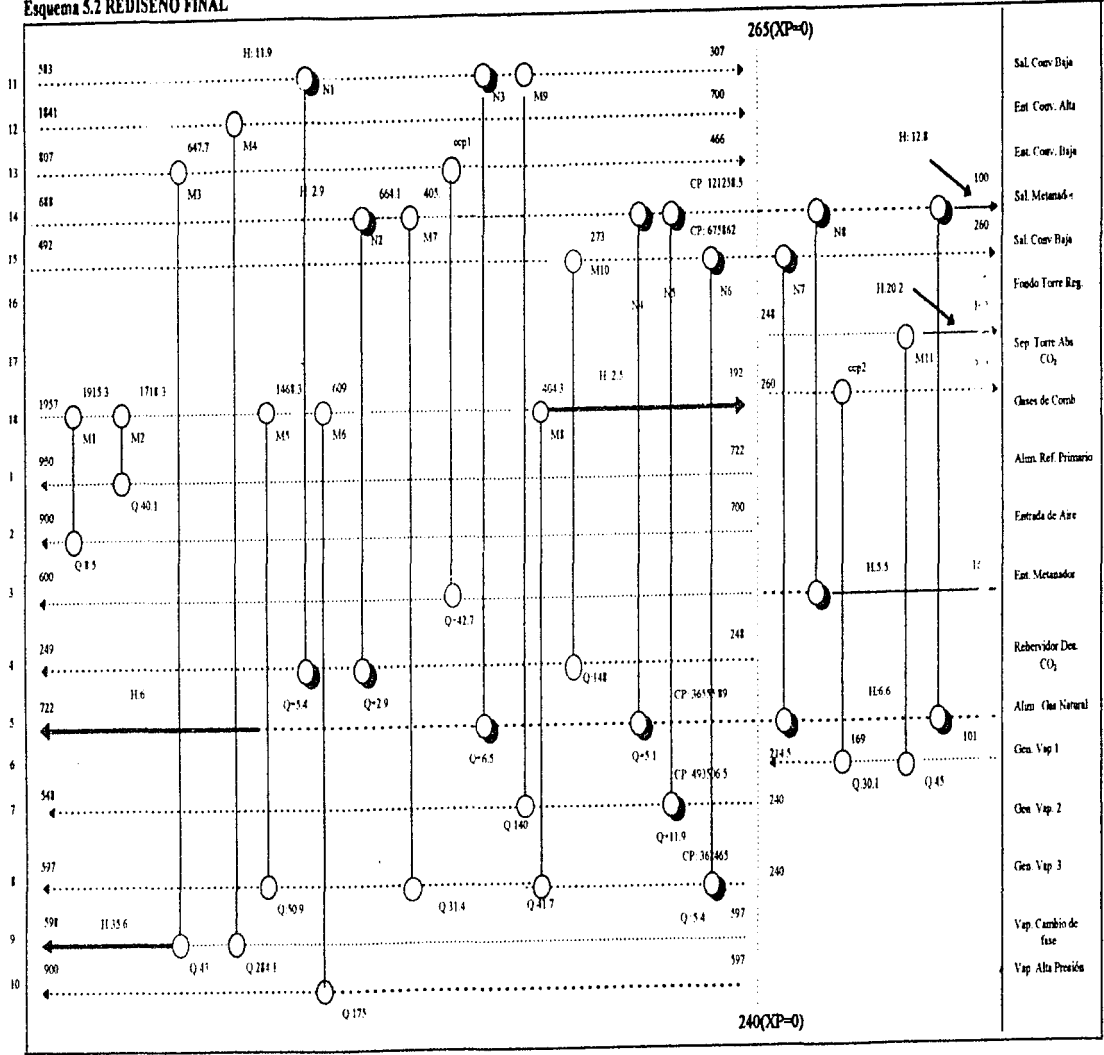
Como guía para analizar si los intercambios nuevos están correctamente colocados, se puede hacer uso nuevamente del análisis del problema remanente. De hecho existen un gran número de combinaciones que se podrían hacer, dependiendo de las restricciones técnicas y económicas que enfrente el diseñador. En el presente trabajo se toma como criterio la eficiencia final y el retorno de la inversión del rediseño propuesto.

Los datos de las cinco columnas de la tabla 5.3 indican el nombre del intercambio, el área antes de ser reubicado, el área después de hacerlo, el sobrante de la misma y por último el faltante.

TABLA 5.3 RESUMEN DE LOS INTERCAMBIOS

INTERCAMBIO	AREA (ORIGINAL) ft ²	AREA (NUEVA)	SOBRA	FALTA
M1	68.8			
M2	272.6			
M3	2909.8			
M4	3013			
M5	186			
M6	8089.6			
M7	1102.27	1292.85		190.43
M8	1002.42	874.41	128	
M9	5140	9192.3		4052.3
M10	8848.23	6690.01	2158.22	
M11	907.31			
CCP2	16454.57			
N1		32.6		32.6
N2		6.8		6.8
N3		420.12		420.12
N4		555.87		555.87
N5		883.86		883.86
N6		1010.64		1010.64
N7		387.4		387.4
N8		1059.12		1059.12
N9		190.72		190.72
TOTAL	47994.60		2286.22	8789.86

Esquema 5.2 REDISEÑO FINAL



- Sal. Conv. Baja
- Ent. Conv. Alta
- Ent. Conv. Baja
- Sal. Metanosa
- Sal. Conv. Baja
- Fondo Torre Reg.
- Sep. Torre Abs. CO₂
- Gases de Comb.
- Alim. Ref. Primario
- Entrada de Aire
- Ent. Metanosa
- Reboiler Dec. CO₂
- Alim. Gas Natural
- Gen. Vap 1
- Gen. Vap 2
- Gen. Vap 3
- Vap. Cambio de fase
- Vap. Alta Presión

Para un ΔT de 25, a la cual se reinició la red, se calcula el área mínima que requeriría, como se explica en el apéndice B, la cual es de 48,843.93 ft². El área en exceso total que requiere la red es de 8789.86, el sobrante de algunos intercambios al rediseñar es de 2286.22. De esta manera si se pudiera utilizar toda el área sobrante, se requeriría una área total total de: 47,994.6+8,789.86-2,286.22=54,498.24 ft², llegando a una eficiencia de 0.90, superior a la que se tenía de 0.64.

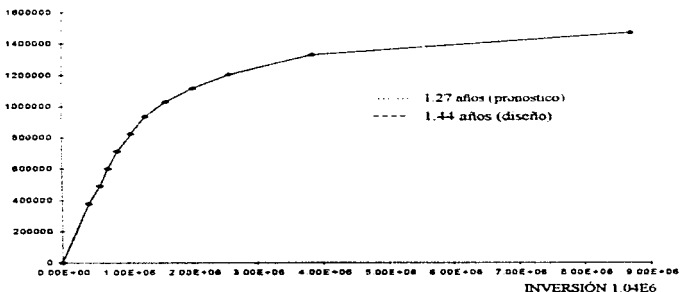
$$\alpha_{\text{máx}} = \frac{48,843.93}{54,498.24} = 0.90$$

Los servicios de calentamiento y enfriamiento se reducen, de 63.8 MMBTU/hr a 41.6 MMBTU/hr y de 57.5 MMBTU/hr a 33 MMBTU/hr, respectivamente, por lo que se toma como un rediseño aceptable.

Si se analiza el peor de los casos, en el cual no se puede utilizar el área existente se tendría que invertir un total de 18,509 ft² de área nueva, que traduciéndolo en términos de costos de inversión y ahorro de energía

Tabla comparativa de los diferentes análisis

	Inversión Dls.	Ahorro Dls. año
Rediseño (gráfica 5-4)	1.0461x10 ⁶	8.22x10 ⁵
Rediseño (Retrofit)	1.12x10 ⁶	7.74x10 ⁵



CAPITULO VI. Conclusiones y Recomendaciones.

En primera instancia se debe de mencionar que el uso de simuladores de procesos es de gran importancia para llevar a cabo cálculos largos y repetitivos que permitan desarrollar varias opciones de proceso. Aunque no se menciona, para el presente trabajo se utilizó el programa denominado *Super Target*, desarrollado por el autor de la tecnología. Gracias a estos programas se puede obtener una gran variedad de gráficas a diferentes ΔT y en especial la gráfica de energía vs área. La utilización de simuladores de procesos, una vez comprendidos los fundamentos teóricos, en general son de gran importancia ya que ahorran mucho tiempo de trabajo, pudiendo el ingeniero de proceso abocarse a problemas de mayor interés.

La metodología de punto de pliegue en el análisis de redes de intercambio de calor, el cual fue aplicado en el presente trabajo, demostró dar buenos resultados para localizar las causas que originaron los cruces en el punto de pliegue y en consecuencia que la planta no trabaje cerca de los requerimientos de energía mínimos. La metodología nos permite también realizar las correcciones pertinentes para tratar de llegar a estos requerimientos, tomando en cuenta un análisis de inversión y el retorno de ésta.

Cuando se diseñan plantas por primera vez, se deben escoger tecnologías que no causen un impacto ecológico y que operen con la menor cantidad de energéticos posibles. Para el caso de las plantas de amoníaco se debe reducir el gran consumo de servicios. No basta con una buena integración térmica, se debe de hacer hincapié en los siguientes puntos:

- 1) Alimentar N_2 e H_2 con la mayor pureza posible
- 2) Cambiar el sistema de adsorción de CO_2 , ya que se consume mucha energía y la solución de catacarb se agota y es muy cara.

3) Aumentar la conversión de NH_3 ,

4) Operar con turbinas accionados con motor eléctrico en zonas en las cuales la electricidad es barata.

Cabe mencionar que el empleo de la mejor tecnología, el análisis de procesos en sus condiciones de operación, para plantas ya instaladas, utilizando la técnica de trabajo perdido deben de ir acompañadas de una integración térmica, la cual garantice que se opera cerca de los requerimientos mínimos de energía. Esto tiene una gran importancia, debido a que día con día nos enfrentamos a un mercado más competitivo.

El diseño de la red de intercambio térmico no es una tarea fácil en la práctica, como se mencionó en el trabajo, depende en mucho de la experiencia del diseñador, así como de la localización de los equipos y de las diferentes restricciones que impidan llevar a cabo la integración de corrientes de proceso. Es por esto que los alcances de la tesis se ven rebazados por la realidad.

Al aplicar la metodología del "pinch" a la red de intercambio térmico de la planta de amoníaco de Cosoleacaque, Ver. Se propone un rediseño que arroja los siguientes resultados:

Tabla comparativa de los diferentes

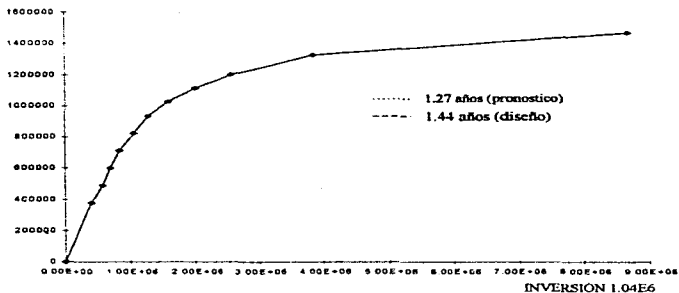
	Inversión Dls.	Ahorro Dls. año
Rediseño (gráfica 5.4)	1.0461×10^6	8.22×10^5
Rediseño (Retrofit)	1.12×10^6	7.74×10^5

El rediseño que se propone tiene los siguientes elementos:

-Los servicios de enfriamiento y calentamiento se reducen, de 63.8 MMBTU/hr a 41.6 MMBTU/hr y de 57.5 MMBTU/hr a 33 MMBTU/hr, respectivamente.

-La red propuesta tiene una eficiencia de 0.9, la cual es muy superior a la red original de 0.64.

-No hay la necesidad de reubicar los intercambiadores originales, con lo cual se cumple que el diseño final sea muy parecido al original.



-Como se observa en la gráfica el retorno de inversión para el diseño propuesto es de 1.44 años y para el pronóstico de 1.27 años.

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

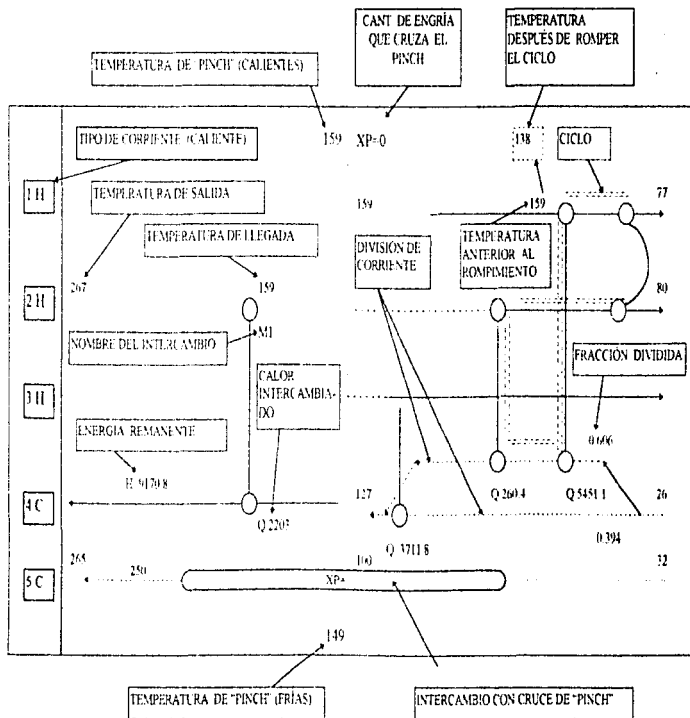
Bibliografía.

- 1.-Ahmad S. and B. Linnhoff. 1990. Cost optimum heat exchanger networks-1. Computers and chem. Engng. Vol 14 No. 7, pp 729-750.
- 2.-Ahmad S. and B. Linnhoff. 1990. Cost optimum heat exchanger networks-2. Computers and chem. Engng. Vol 14 No. 7, pp 751-767.
- 3.-B. Linnhoff and G.T. Polley . 1988. "General Process Improvements Through Pinch Tecnology. Chemical engineering progress / june.
- 4.-B. Linnhoff and Helen Dunford. 1983. " Heat Integration of Distillation Columns Into Overall Processes. Chemical engineering Science Vol 38. No. 8 pp 1175-1183.
- 5.-Douglas, James M. 1988. "Conceptual Design of chemical processes" Mc Graw-Hill, Inc.
- 6.-Henley, Ernest J and Bieber, Herman . 1959."Chemical engineering calculations. Mass and energy balances"Mc Graw-Hill Book Co. Inc.
- 7.-Jennings, J R (Editor). 1991. "Catalytic ammonia sythesis Fundamentals and practice"Plenum Press, Nueva York y Londres.
- 8.-Ludwig, Ernest E . 1983. "Applied process design for chemical and petrochemical plants" Volume 3 2nd Edition Gulf publishing Co.
- 9.-Max S. Peters. 1991."Plant Design and Economics for Chemical Engineers" Mc Graw-Hill Fourth Edition .
- 10.-Ocampo Barrera René y Montiel Maldonado Celestino. 1993. " Manual de tecnología pinch para redes de intercambio de calor". U.N.A.M y el Instituto de Investigaciones eléctricas.
- 11.-Robin Smith . 1995. "Chemical Process Design" Centre of Process Integration , University of Manchester McGraw-Hill.
- 12.-Smith, J.M. y Van Ness, H.C . 1987. "Introduction to chemical engineering thermodynamics".
- 13.-Strelzoff, Samuel . 1981. "Technology and manufacture of ammonia" John Wiley And Sons, Inc. Estados Unidos.

**14.-Tjaan N. and Bodo Linnhoff . 1986. "Using pinch technology for process retrofit".
Chemical Engineering/April 28.**

15.-User Guide Linnhoff March- Pinch Technology Software 1994.

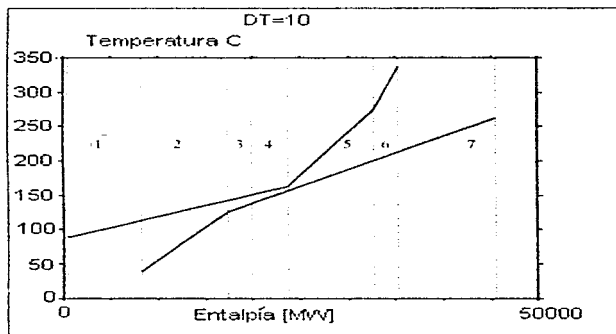
APÉNDICE A. REFERENTE A LOS DIAGRAMAS.



APÉNDICE B.- REFERENTE AL CALCULO DEL ÁREA MÍNIMA.

Para el cálculo de áreas mínimas primero se debe construir la gráfica de curvas compuestas, mediante el balance descrito en el capítulo III. En este balance se puede incluir los servicios de calentamiento y enfriamiento, si se quiere calcular el área requerida. La técnica es sencilla y se debe trazar líneas rectas en los cambios de pendiente, en ambas curvas, como muestra la siguiente gráfica.

Diagrama temperatura-entalpía



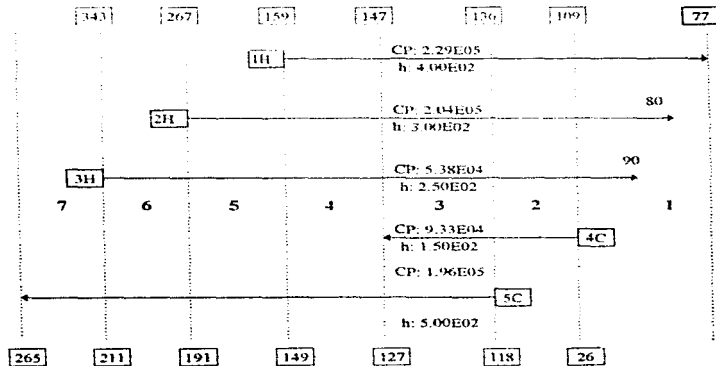
Con base en el diagrama anterior se hace otro en el que muestre las temperaturas de las corrientes frías y calientes para cada intervalo en el cual exista un cambio de pendiente. Este nuevo diagrama facilitará el cálculo correcto del ΔT medio logarítmico y nos garantizará que los intercambios se hacen de forma vertical.

Si los coeficientes de película de transferencia térmica varían demasiado, no se puede garantizar que el área resultante sea la mínima. De hecho el cálculo que se efectúa en esta parte sirve únicamente para tener una estimación de los costos de inversión. Para la estimación de los coeficientes de película de transferencia térmica se puede recurrir a tres opciones.

- 1 - Datos tabulados con base en la experiencia.
- 2.- Asumiendo una velocidad razonable del fluido, junto con sus propiedades físicas, utilizar correlaciones estándares para el cálculo de dichos coeficientes
- 3 - Si se dispone de la caída de presión de la corriente, se puede utilizar la ecuación de (Polley, et al. 1990)

Los datos para la realización de este ejemplo se dieron en el ejemplo del capítulo III.

Diagrama para los intercambios verticales.



Cálculo del área

INTERVALO DE ENTALPIA	ΔT_{LM}	CORRIENTE CALIENTE $\Sigma(q_k/h_k)_c$	CORRIENTE FRÍA $\Sigma(q_k/h_k)_f$	A (m ²)
1				
2	42.52	3.96E+03	5.72E+03	2277.0461
3	19	1.61E+04	9.13E+03	1329.78947
4	14.25	1.76E+04	8.62E+03	1839.21569
5	32.5	9.67E+04	1.05E+04	3461.35385
6	101.5	1.64E+04	7.84E+03	238.325123
7				

$\Sigma = 9165.730$

La ecuación que se utiliza en el cálculo del área es la siguiente

$$A = q / \Delta T_{LM} \left[\sum_i^{int} 1/h_i + \sum_j^{int} 1/h_j \right]$$

donde

A= área de transferencia térmica

q = energía transferida en el intervalo

h_i, h_j = coeficientes de película de transferencia térmica, corriente fría y caliente.

ΔT_{LM} = media logarítmica de temperaturas.

APÉNDICE C.- REFERENTE AL ANÁLISIS DEL PROBLEMA REMANENTE Y EL ESQUEMA DE POTENCIAL DE TEMPERATURA.

Una vez que se ha hecho el análisis económico en el cual se obtiene la inversión, el tiempo de retorno de esta y el ΔT para reiniciarla, el método de rediseño es el siguiente.

- a) Análisis de los intercambiadores existentes.
- b) Corrección de los intercambiadores mal colocados.
- c) Colocar nuevos intercambiadores.
- d) Evolución.

a) Análisis de los Intercambiadores Existentes.

Como primer análisis de la red nos podemos basar en el uso del diagrama de potencial de temperaturas como el que muestra la grafica 5.5, capítulo 5. Además de esta técnica se puede utilizar el **análisis del problema remanente**.

Análisis del problema remanente

Esta técnica se basa en lo siguiente

- 1) Se fijan los requerimientos de calentamiento y enfriamiento
- 2) Se quita el intercambiador a analizar con todo y corrientes que lo involucran.
- 3) Se calcula el área mínima remanente de la red y el ΔT min. remanente, al cual le correspondieran los mismos servicios

Los pasos anteriores se hacen para cada uno de los intercambiadores existentes en la red, con el fin de evaluar cada uno de ellos y determinar su máxima eficiencia (α max).

$$\alpha \text{ max (i)} = (\Delta T) / [A(i) \text{ Atr(i)}] \dots \dots \dots \text{e1}$$

$$0 \leq \alpha \text{max} < 1$$

Donde:

$A(i)$ = Área del intercambiador analizado

A_i = Área calculada en el análisis previo)

$A_{tr}(i)$ = Área de la red pero eliminando la parte de las corrientes que involucran al intercambiador analizado

El procedimiento es el siguiente

- 1) Se hace el análisis descrito en el capítulo «3», con el fin de obtener las curvas compuestas, quitando las corrientes involucradas del intercambiador a analizar.
- 2) En el diagrama de curvas compuestas se puede acercar o retirar la curva fría, hasta obtener los mismos requerimientos de enfriamiento y determinar el ΔT mínimo remanente.
- 3) Se calcula el área mínima requerida, descrito en el apéndice B.
- 4) Se repiten los pasos del 1 al 3 para cada intercambiador analizado.

Con lo anterior obtenemos una lista de los intercambiadores existentes con el α max y el ΔT remanente para cada intercambio, y en el caso de encontrarse alguno(s) bien colocado(s) se calcula la eficiencia de la red.

b) Corrección de los malos intercambiadores.

Técnica de cambio de intercambiadores. Esta parte del entendimiento de que hay dos formas de utilizar un intercambiador en un rediseño, la primera cambiando las condiciones de operación del mismo y la otra cambiándolo de posición, de ambas técnicas la más conveniente es la primera, debido a que la estructura de la red no cambiaría y de la segunda forma sí. El realizar el cambio de las condiciones de operación de un intercambiador puede hacerse de las tres formas siguientes:

- 1) - Ajustando la ΔT
- 2) - Cambiando la relación de los Cps
- 3) - Cambiando ambas al mismo tiempo

Después de haber hecho cambios en las condiciones de operación (temperatura) del intercambiador, este pudo haber cambiado en cuanto a los requerimientos de área, por lo que es importante que al hacer un cambio, se haga uso de la mayor área existente.

Se tienen dos ecuaciones que nos auxilian en el cálculo de la mayor cantidad de energía que se puede transferir mediante un equipo, para aprovechar el área en su totalidad

$$1) \text{ para } C_{pe} = C_{ph} (ATh - \Delta T_e - \Delta T) , Q = U A \Delta T \quad e2$$

$$2) \text{ para } C_{pe} = C_{ph} , Q = (1 - e^{-K}) [(C_{pe})(C_{ph}) / (C_{ph} - C_{pe})] (\Delta T_e) \quad e3$$

$$\text{Donde } \Delta T_e = (T_{ho} - T_{ci})$$

$$K = (U A) [(1/C_{ph}) - (1/C_{pe})]$$

Una vez corregidos los intercambiadores se puede utilizar de nueva cuenta el análisis del problema remanente, para toda la red mediante la sig. fórmula

$$\alpha_{\max, \text{red}} = A_{mi} / (A_{ce} + A_r) \quad e4$$

donde:

A_{mi} = Área mínima de la red, para el ΔT de rediseño.

A_{ce} = Área corregida en el paso b.

A_r = Área remanente (faltante para completar el diseño)

Si el valor es cercano a la unidad, se puede considerar un buen rediseño

c) Colocar nuevos intercambiadores.

En el paso anterior lo mas seguro es que no hayan quedado satisfechas las condiciones de operacion de las corrientes, de esta manera se deben de introducir nuevas unidades, apoyándose en el potencial de temperaturas y en el análisis del problema remanente. Una vez realizado lo anterior se puede pasar a la etapa denominada la evolucion

d) Evolución de la red.

Cumpliendo los pasos anteriores ya se tiene un buen rediseño, sin embargo, este se puede mejorar haciéndolo mas compatible con la original, mediante ciclos y rutas, tratando de disminuir el número de unidades