

00579

4
2ej



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

APLICACION DE LA SINTESIS Y SIMULACION DE PROCE-
SOS AL MEJORAMIENTO DE LA PLANTA DE DESTILACION
ATMOSFERICA, TULA II.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

T E S I S

Que para obtener el Grado de

MAESTRO EN INGENIERIA QUIMICA
(PROCESOS)

p r e s e n t a

RENE OCAMPO BARRERA



México, D. F.

1992



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 está 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.

CONTENIDO

	PAG.
RESUMEN	
I.- INTRODUCCION	1
II.- SINTESIS Y SIMULACION DE PROCESOS	7
II.1 SINTESIS DE PROCESOS	10
II.3 SIMULACION DE PROCESOS	16
III.- TECNOLOGIA DEL PINCH	21
III.1 METODO DE PINCH	21
III.2 APLICACION A UNA RED ESTRUCTURADA	37
IV.- ANALISIS DE CONSUMO DE SERVICIOS AUXILIARES EN REFINERIA.	48
IV.1 CONSUMO DE SERVICIOS AUXILIARES EN REFINERIAS.	48
IV.2 PLANTA DE DESTILACION ATMOSFERICA	56
V.- PLANTA DE DESTILACION ATMOSFERICA	64
V.1 SIMULACION DEL PROCESO	64
V.2 APLICACION DE LAS TECNICAS DE SINTESIS DE PROCESOS.	70
VI.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	101
BIBLIOGRAFIA	104
APENDICE A.- LISTADO DE LOS RESULTADOS DE LA SIMULACION.	109
APENDICE B.- EJEMPLO DE LA APLICACION DE ECUACIONES PARA LA CORRECCION DE INTERCAMBIADORES.	159

RESUMEN

Se señala la importancia de la energía actualmente para México al comparar su valor de intensidad energética con el de otros países. La conveniencia de hacer un uso más adecuado de ella en general y el peso que tiene en los procesos de refinación del petróleo en particular.

Se plantea la necesidad de estudiar las plantas actuales para mejorar el uso de la energía en ellas.

Se analizan en forma global el consumo de energía en 2 refinerías típicas del país: de lo cual se elige una planta, la mayor consumidora de energía, para hacer un estudio que lleve a proponer rearrreglos que permitan hacer un uso más adecuado de la energía en dicha planta.

Se presenta el estudio realizado a la planta seleccionada, la planta Atmosférica, constando éste de dos partes: simulación y aplicación de síntesis de procesos, específicamente la tecnología del pinch para el rediseño de redes de intercambio de calor, a la planta antes mencionada.

La simulación fue hecha con el simulador comercial CHEMCAD, que es un simulador modular secuencial escrito en lenguaje fortran. Se presentan así mismo los listados de resultados de dicha simulación.

El rediseño de la red de intercambio de calor se hizo basándose en el procedimiento y herramientas propuestas por Tjoe¹. Presentándose el procedimiento, las herramientas y los resultados obtenidos en los diferentes pasos seguidos para la realización del mismo.

¹ Tjoe, T. N., "Retrofit of heat exchanger networks". Ph. D. Thesis, Univ. of Manchester, Inst. of Sci. and Technol. (1986).

Se obtuvo una red de intercambio de calor propuesta con menor consumo de energía que la red original.

Se recomienda analizar otras plantas existentes, para mejorar el uso de la energía en las mismas; ya que fueron diseñadas (las de los 60's y principios de los 70's) bajo criterios en los que el costo de la energía era menor, además de que actualmente procesan cargas diferentes a las consideradas de diseño originalmente.

I. INTRODUCCION

ANTECEDENTES.

La intensidad energética es la relación del consumo de energía primaria entre el producto interno bruto; esta variable fue definida para disponer de un indicador auxiliar para evaluar la eficacia para obtener bienes de capital a partir de energéticos primarios a nivel de países.

Al comparar la variación de la intensidad energética de México con la de los 27 países miembros de la Agencia Internacional de Energía (período 1973-1986), clasificados en tres diferentes grupos de acuerdo con sus ingresos, México fue 5.3 veces menos eficiente que Estados Unidos, país más eficiente del grupo con mayores ingresos; 1.8 veces menos eficiente que el país más ineficiente del mismo grupo (España). Dentro del grupo de los países con ingresos medios altos de América Latina, el país más eficiente fue Venezuela, una vez y media más eficiente que México; finalmente, de los países con bajos ingresos, Ecuador fue tres veces más eficiente que nuestro país (estudio presentado por la Secretaría de Energía, Minas e Industria Paraestatal, Comisión para el Ahorro de Energía (1989)). En la misma referencia se destaca que México en el período 1980-1986 tuvo una tasa negativa de crecimiento de la eficiencia energética (la tasa más alta de los países de la muestra que presentaron retroceso).

Como respuesta a la obligación de asegurar el abasto de energéticos para el futuro, y considerando que en México se requiere de altas cantidades de energía para la obtención de una unidad de producción, con el agravante que la tendencia va en aumento, se creó la Comisión para el Ahorro de Energía (CONAE), contenido dentro del programa de modernización energética 1988-1994, según decreto publicado en el Diario Oficial de la

Federación, el jueves 28 de septiembre de 1989. Este hecho confirma que en el país, al igual que en la mayoría de los países del mundo, se impulsarán con mayor énfasis las medidas de conservación y uso eficiente de la energía. Estas medidas se han dividido en tres grupos (Lara C., I. (1985); Villalobos A., H. (1986)):

- a) acciones de aplicación inmediata o corto plazo
- b) acciones de aplicación a mediano plazo
- c) acciones de aplicación a largo plazo

Las primeras se refieren a aquellas básicamente del tipo de ajustes operacionales, acciones de mantenimiento preventivo y correctivo, campañas de difusión y concientización de personal, como ejemplo de este tipo de acciones se tienen; control de la combustión (exceso de aire) en calderas y calentadores a fuego directo, eliminar fugas de vapor, limpieza de equipo de intercambio de calor, etc.

Las acciones a mediano plazo son aquellas que implican modificaciones a los procesos existentes, éstas derivadas de estudios de ingeniería y de optimización; dentro de éstas se pueden mencionar, adición o reordenamiento de equipo de intercambio de calor, precalentamiento del aire de combustión a los calentadores a fuego directo y calderas, recuperación de gases que van a quemadores de campo, etc.

Las acciones a largo plazo corresponden a aquellas medidas contempladas dentro del marco de la planeación y el desarrollo; un ejemplo de ellas lo constituye la selección de nuevos procesos industriales, los factores que determinan la localización de un nuevo centro industrial o planta de proceso, etc.

Todas y cada una de las acciones antes mencionadas fueron pensadas con el fin de reducir el consumo de energéticos, objetivo que redundará en la disminución de los costos de operación, liberando recursos que se encaminarán a otras actividades propias de la

empresa. Diferentes compañías implantaron al principio de la década de los 80's un programa para hacer un uso más eficiente de los energéticos; una descripción de los programas de 14 compañías están disponibles en las memorias del curso "Metodología para la elaboración de un programa de Conservación y Ahorro de Energía" (1989). Como caso específico: Petróleos Mexicanos implantó en 1984, un programa con carácter institucional. Dentro de la primera fase, se evitó el consumo equivalente a 100 MMPCD de gas natural [Memoria de Labores de Petróleos Mexicanos (1984)] al aplicar las siguientes medidas: reducción de venteos a quemadores de campo, eliminación de fugas de vapor y limpieza de intercambiadores de calor. Todas ellas, contempladas dentro de las medidas de acción inmediata o corto plazo.

Desde su inicio, el programa contempló que las acciones basadas en ajustes operacionales, mantenimiento preventivo y correctivo, tienen un efecto limitado en la reducción del consumo de energéticos, ya que no se consideran modificaciones en la tecnología, ni en los equipos utilizados en las instalaciones actuales de la planta en cuestión; por lo cual se consideró un esquema a mediano plazo, que contempla la modificación de los procesos y los equipos, con el fin de reducir el consumo de energía por unidad de producto.

A pesar de que se requiere una mayor inversión inicial para llevar a cabo las medidas de mediano plazo, en comparación con las de acción inmediata, finalmente brindan una mayor reducción en el consumo (5 al 10%) que las de corto plazo (3 al 7%). Esta afirmación se basa en los resultados obtenidos en la aplicación de programas con características similares en otros países, en los que se observaron períodos de tres años para recuperar la inversión.

OBJETIVO DEL TRABAJO

Las plantas químicas y petroquímicas se pueden dividir en tres partes (figura I.1) [Papoulias S.,A. (1982), Colmenares T.,R. (1988)]. Dentro de este esquema se pueden ver mejor el lugar que ocupa cada una de ellas:

- Planta de Procesamiento Químico
- Redes de Recuperación de Calor
- Planta de Servicios

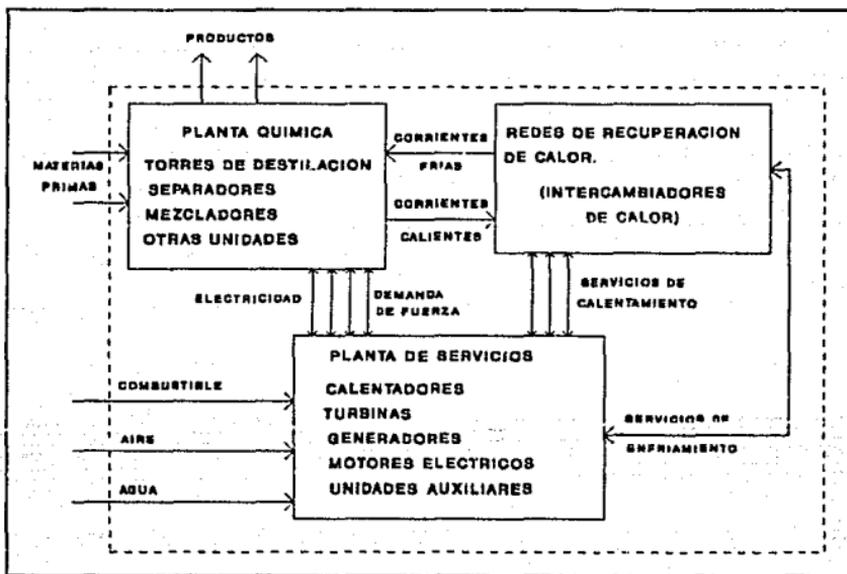


FIG. I.1
PARTES DE UNA PLANTA DE PROCESO

La Planta Química compuesta de diferentes pasos de procesamiento (principalmente reactores químicos y equipos de separación) tiene

como función el convertir la materia prima a producto de acuerdo a requerimientos de diseño dados.

Las Redes de Recuperación de Calor están formadas por una serie de intercambiadores de calor que como su nombre lo dice, intercambian calor entre corrientes de proceso calientes y frías de una planta química y servicios de calentamiento y enfriamiento de la planta de servicios.

Los Sistemas de Servicios proporcionan la energía requerida por la planta química (electricidad y fuerza para impulsar unidades de proceso), servicios de calentamiento para las redes de recuperación de calor (vapor a diferentes niveles de presión) y servicios de enfriamiento para la misma (agua de enfriamiento, refrigerantes, etc). Unidades típicas encontradas en una planta de servicios son: diferentes tipos de turbinas, motores eléctricos, generadores eléctricos y otras unidades auxiliares de la planta.

Dentro de este esquema, se puede notar la importancia de las redes de recuperación de calor, siendo el estudio de éstas una parte importante en el desarrollo de este trabajo. En el cual, ubicado dentro de las acciones a mediano plazo, se presenta; una simulación de la planta atmosférica, así como un análisis de la misma apoyado en la Síntesis de Procesos para proponer modificaciones o rearrreglos que ayuden a un mejor uso de la energía y por ende un ahorro de la misma en dicha planta, la cual fue elegida en base a un análisis previo (de consumo de servicios auxiliares de dos refinerías típicas).

En el capítulo dos; se presentan aspectos sobre la importancia de la Síntesis de Procesos y de la Simulación.

En el capítulo tres; se trata sobre el método del punto de pliegue (pinch point) y sobre la aplicación de la tecnología del pinch a una red estructurada.

En el capítulo cuatro; el análisis del consumo de servicios auxiliares de dos refinerías típicas y el como se eligió una planta para su estudio.

En el capítulo cinco; se presenta el estudio realizado para esa planta, considerando simulación y un análisis realizado por medio de la Síntesis de Procesos para ella.

En el capítulo seis se presentan las conclusiones y recomendaciones del trabajo.

En los apéndices se muestran: el listado de los resultados de la simulación (Apéndice A); y un ejemplo de la aplicación de las ecuaciones para la corrección de intercambiadores (Apéndice B).

II. SINTESIS DE PROCESOS Y SIMULACION

La ingeniería de procesos es la encargada de la creación y cuantificación o análisis de esquemas de flujo de proceso que forman parte de una planta química económica, fácilmente operable y segura. Hay tres etapas que se pueden considerar dentro de la ingeniería de procesos:

- Desarrollo de procesos
- Diseño de procesos
- Innovación de procesos

El desarrollo son actividades orientadas hacia la evaluación de procesos nuevos para el departamento de investigación para compra externa o para escalar a planta piloto dichos procesos.

El diseño son actividades orientadas hacia la generación del paquete de diseño del proceso, como son: bases de diseño, balances de materia y energía, diagramas de flujo de proceso, datos de los diseños de los equipos, etc.

La innovación encamina sus actividades hacia la mejora de procesos existentes.

El diseño de procesos involucra 3 etapas básicamente: síntesis, análisis y optimización. En la figura II.1 (Westerberg (1979)) se muestra desde la concepción hasta la optimización del proceso; así como la relación que guardan entre sí las diferentes etapas.

SINTESIS. - Puede ser definida como la primer actividad del diseño, donde se seleccionan las unidades de procesamiento y su interconexión para crear una estructura eficiente que satisfaga los requerimientos especificados de diseño. Por medio de la síntesis es posible encontrar algunas estructuras alternativas capaces de satisfacer los objetivos de diseño, y la selección de la estructura más eficiente no es siempre evidente. Después de que

la síntesis ha determinado las mejores estructuras de procesamiento se hace necesario el usar la segunda actividad del diseño para analizar las estructuras obtenidas.

Dentro del problema general que enfrenta la síntesis de procesos; obtener estructuras adecuadas para procesamiento industrial, tanto eficientes como económicas, se pueden visualizar subproblemas para su mejor entendimiento y solución. En las secciones siguientes de este capítulo, se presentan clasificación de problemas en síntesis de procesos y metodologías para la solución de los mismos.

ANALISIS.- Es la actividad de modelado y evaluación del funcionamiento de las estructuras propuestas por el paso de síntesis. Para una estructura dada el paso de análisis es ejecutado con un adecuado nivel de detalle, suministra en orden toda la información de diseño necesaria. El análisis puede ser dividido en tres actividades: Balance de materia y energía, Tamaño y costo de equipo y Evaluación del valor del sistema (objetivos económicos u otros). Y es dentro de esta actividad que se incluye a la simulación como una herramienta muy importante para realizar dicha actividad. Se tratará con más detalle en otra parte de este capítulo.

OPTIMIZACION.- Es la etapa final del diseño de procesos y esta puede ser de dos tipos: de variables y de estructura. La primera, es cuando se cambian el nivel de temperatura o presión de operación del proceso; y la segunda, es cuando se cambia un equipo o la interconexión de los mismos.

Por otro lado el diseñar bajo la idea de aprovechar mejor la energía no era empleado antes; por lo que hay un gran número de plantas de proceso que están operando bajo otros criterios (producir sin importar el ahorrar energía), y es por ellas que se ha empleado la síntesis de procesos, no solo para nuevos diseños, sino también para el rediseño de los procesos ya existentes, para

así lograr un mejor uso de los diferentes energéticos. En otra sección del presente capítulo; se presentan metodologías para llevar a cabo este rediseño, así como las herramientas necesarias para el mismo.

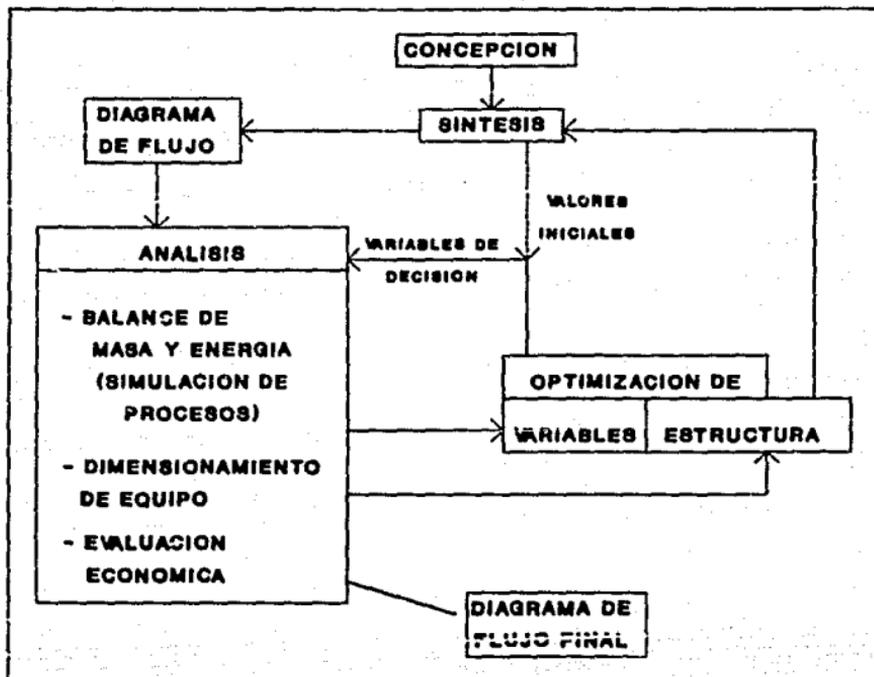


FIG. II.1 ETAPAS EN EL DISEÑO DE PROCESOS

II.1 SINTESIS DE PROCESOS

Los problemas en síntesis pueden ser clasificados de acuerdo a su naturaleza dentro de 7 áreas [Papoulias S., A., (1982), Wilcox R., J., (1985)]: Redes de recuperación de calor, Sistemas de servicios (calor y potencia), Sistemas de separación, Rutas de reacción, Redes de reactores, Sistemas de control y Procesos químicos.

Estas áreas ubicadas dentro del contexto de una planta química se vería como es mostrado en la figura II.1.1; en la cual, el círculo más grande representa a

la planta química, a la cual le entran materias primas y salen productos; ésta absorbe calor a alta temperatura y regresa calor de baja temperatura; y opcionalmente, puede ingresar trabajo de flecha o electricidad para el proceso. Jerárquicamente así presentadas las áreas (subproblemas) de la síntesis de procesos, es posible entenderlos mejor y solucionarlos. A continuación se

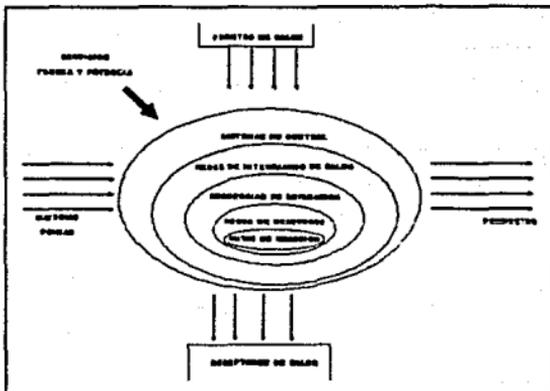


FIG. II.1.1 JERARQUIZACION DE LOS SUBPROBLEMAS EN SINTESIS DE PROCESOS

explica cada uno de estos subproblemas:

a) Síntesis de redes de recuperación de calor.- Dados los flujos, capacidad calorífica, temperatura de entrada y de salida para un conjunto de corrientes de proceso; el objetivo es seleccionar una red de intercambiadores de calor que integre eficientemente toda la energía disponible (calentamiento y enfriamiento); para que de como resultado la red de intercambio con más bajo costo.

b) Síntesis de sistemas de servicios.- El objetivo es determinar la estructura óptima y condiciones de operación de sistemas de servicio que proveen: electricidad, fuerza, vapor a diferentes niveles de presión, agua de enfriamiento y otros servicios que requiere un complejo químico.

c) Síntesis de secuencias de separación.- Los sistemas de separación son muy importantes y frecuentemente una parte costosa dentro de las plantas químicas. Hay varias técnicas de separación: Destilación, Extracción, Cristalización, etc., siendo la más frecuentemente usada la de Destilación. Por lo que este problema trata con la selección de una secuencia de separación a un mínimo costo para separar una mezcla de multicomponentes dada, a componentes puros de acuerdo a especificaciones.

d) Síntesis de rutas de reacción química.- Este problema de síntesis prueba hasta descubrir la secuencia óptima de reacciones químicas que convierten las materias primas a los productos deseados. Este es un problema importante cuando no hay rutas de reacción conocidas para obtener ese producto deseado; o bien cuando se buscan mejores rutas para llegar a ese producto.

e) Síntesis de redes de reactores.- Se trata de determinar cual es la mejor configuración de los reactores en el proceso. Es decir, que teniendo los dos reactores estándar: reactor de flujo pistón y el reactor continuo tipo tanque, es posible hacer diferentes configuraciones en la red, ya que las corrientes pueden ser recicladas, pasar primero por uno y luego por el otro (serie), tal vez trabajarlos en paralelo, etc.

f) Síntesis de sistemas de control.- La síntesis óptima de sistemas de control para plantas de proceso es el más reciente de los problemas de síntesis que se ha investigado. El objetivo de este problema es el determinar la estructura óptima de el esquema de control para un sistema de procesamiento. Es decir; seleccionar las

variables que deben ser medidas y manipuladas, así como el sistema de conexión que se empleará para la medición y manejo de dichas variables.

g) Síntesis de procesos químicos.- Este es el más general de los problemas de síntesis. El objetivo es el sintetizar la estructura de un proceso químico en una planta que convierta, a unas materias primas dadas en los productos de acuerdo a especificaciones de diseño. Por lo que en este problema se trata de seleccionar los reactores, separadores, sistemas de servicios (calor y fuerza) y las interconexiones entre ellos, todo en una forma integrada.

METODOLOGIAS EN SINTESIS DE PROCESOS

Hay varias alternativas para resolver un problema en síntesis de procesos, a continuación se presentan los principales principios de cada una de las metodologías, así como ventajas y desventajas de las mismas [Papoulias S., A., (1982), Duran M., A., P., (1984)]:

a) Métodos Heurísticos.- Estos son métodos de sentido común para la generación y evaluación de alternativas. El principal mérito de los heurísticos son su entendimiento, que son muy fáciles de aplicar y que permiten encontrar muy rápidamente la configuración del proceso, sin embargo tiene algunos defectos, y entre ellos el hecho de que en sistemas complejos al usar estos métodos puede llevar a que se contradigan unas con otras. Además, los heurísticos se comportan impredeciblemente (buen funcionamiento en algunos casos y malo en otros) y comúnmente su aplicación es restringida a sistemas muy simplificados o de tamaño pequeño.

b) Métodos Evolutivos.- En los métodos evolutivos uno evoluciona desde una estructura factible inicial hasta un mejor diseño usando reglas evolutivas. Las reglas evolutivas pueden ser heurísticas

por naturaleza o incluir algún tipo de optimización. La estructura inicial de la cual uno parte para mejorar el diseño regularmente es obtenida por medio de métodos heurísticos. La principal limitación de este método es que el diseño final siempre depende de la estructura inicial.

c) Objetivos Termodinámicos.- Este método está basado en los análisis termodinámicos para la predicción de variaciones en consumos de energía para un proceso, lo cual entonces constituye el objetivo a ser logrado. Si la energía es de hecho un costo dominante en el proceso, y el predecir variaciones de consumo de energía es difícil, este método puede guiar a configuración de procesos económicos. Sin embargo, la mayor desventaja en este método es que no hay un procedimiento sistemático disponible para determinar alternativas que satisfagan los objetivos fijados, y las consideraciones sobre costos de capital no pueden ser muy aproximadas.

d) Métodos Algorítmicos.- Este método requiere que el problema de síntesis de procesos sea formulado como un programa de programación matemática. El módulo fundamental de optimización es basado en una representación que fija una serie finita de alternativas entre las cuales la solución óptima puede ser encontrada. Las ventajas de este método son que los cambios e interacciones que tienen lugar cuando se sintetiza el sistema de procesamiento total que consiste de varios componentes principales pueden ser capturados dentro de un informe explícito en una común y sistemática estructura. Además, el funcionamiento del sistema puede ser modelado al nivel de detalle deseado, y finalmente, este método optimiza simultáneamente parámetros y estructura. Sin embargo, hay desventajas en el método de optimización. Una es que la optimalidad de la solución solo puede ser garantizada con respecto a las alternativas que han sido consideradas en la representación del problema. Otra desventaja es que no hay un procedimiento sistemático general para determinar esas

alternativas. Finalmente, la optimización puede ser difícil o prácticamente imposible de lograr para un modelo de extrema complejidad.

Habiendo descrito en forma general las metodologías, así como sus ventajas y desventajas, a continuación se detallará sobre la metodología de objetivos termodinámicos, la cual se ha empleado principalmente para resolver el problema de síntesis de redes de recuperación de calor (HENS); y es lo que en el presente trabajo se estudiará por medio de síntesis de procesos.

Dentro de la metodología de objetivos termodinámicos, el primer objetivo usado para el diseño de redes de intercambio de calor fue el de mínimo requerimiento de servicios. Los métodos de solución usando este objetivo generan redes que minimizan el uso de servicios externos (combustible, vapor, agua de enfriamiento).

Los métodos basados en el análisis termodinámico, usando el objetivo de mínimo requerimiento de servicios, han suministrado importantes y fundamentales conceptos que sirven para mejorar la comprensión del problema de integración de calor. Métodos y conceptos han sido propuestos para ello; la tabla de factibilidad de Hohmann fue el primer camino riguroso para establecer el mínimo requerimiento de servicios; el mínimo número de intercambiadores en una red (N-1) fue propuesto también por Hohmann. Además otra parte muy importante de su trabajo fue el demostrar el espacio de solución factible de una red en un diagrama Área contra Energía (Hohmann (1971)); luego ya en forma metodológica aparece el método del intervalo de temperatura para calcular mínimo requerimiento de servicios (Linnhoff B., y J., R., Flower, (1978)), el uso de curvas compuestas para el análisis de recuperación de energía (Huang F., y R., V., Elshout (1976), Umeda (1978)), el establecimiento de la influencia de el mínimo acercamiento de temperatura para intercambiadores de calor (Umeda (1978), Linnhoff B., y D., R., Mason (1979)), el diagrama de cascada de calor y la red de

corrientes vienen a dar importancia a HENS, la cascada de calor ilustra la idea básica del algoritmo de la tabla problema (PTA) y la red de corrientes es una forma clara de representar las corrientes calientes y frías, el proceso y punto de pinch, y lo más importante la red de intercambio de calor (Linnhoff (1979)); la guía de integración de procesos para el uso eficiente de la energía (Linnhoff B., (1982)) resume otros trabajos y conceptos con ejemplos de estudios realizados en la industria así como la introducción y explicación de la gran curva compuesta (GGC). Y posteriormente el algoritmo del método de Pinch para diseño (Linnhoff B., y E., Hindmarsh, (1983)).

El hecho de considerar un objetivo particular para la síntesis de redes de intercambio de calor da un diseño subóptimo. El uso del objetivo de mínimo requerimientos de servicios genera redes en las cuales el costo de energía es bajo pero la inversión de capital alta. Por otro lado, el objetivo de minimizar el número de equipos, genera redes con alto costo de energía y bajos costos de capital. El objetivo de área mínima frecuentemente da un gran número de equipos y división de corrientes. Por lo tanto, la alternativa adecuada es usar costos anualizados como objetivo de diseño. Para obtener los costos anualizados, todos los objetivos son considerados. El método de solución comprende un ciclo exterior en el cual la ΔT_{min} es ajustada mientras en el ciclo interno un procedimiento evolutivo, basado en los objetivos de energía, equipos y área, es usado para sintetizar la red de intercambio de calor óptima para el valor actual de ΔT_{min} ; es decir, se gráfica la inversión para el equipo necesario ha adicionar contra el valor ahorrado de la energía anualizado, esto para cada ΔT_{min} . Y en base a ello se calcula el tiempo de retorno de la inversión. Anteriormente no se diseñaba bajo la filosofía antes mencionada

(aprovechar mejor la energía); por lo que, hay procedimientos para analizar y rediseñar las redes de intercambiadores de plantas que ya están operando para así lograr en éstas un uso más adecuado de los energéticos, el rediseño de procesos puede llevarse a cabo de tres maneras (Tjoe T., N., y Linnhoff B. (1986)):

a) Inspección.- Se examina la planta y se selecciona un proyecto intuitivamente. El resultado nunca es totalmente cierto; y siempre queda la duda sobre si puede haber una mejor solución al problema.

b) Búsqueda por Computadora.- Este metodo requiere que se tengan programas de computadora sobre síntesis de procesos, consume mucho tiempo de computadora y es muy caro. Y lo más importante, éste no provee una idea del problema y no genera necesariamente una buena solución.

c) Tecnología de Pinch.- Aplica los principios del pinch e incorpora ideas durante el diseño del proceso. Aunque si bien, este método ha sido industrialmente con algún éxito, ello es, estrictamente hablando, una improvisación de la metodología dirigida a diseño local. Usar la experiencia es importante para llegar a un buen resultado. A continuación se presenta la metodología y herramientas de rediseño aplicables por medio de la tecnología del pinch.

Debido a que el objetivo de esta trabajo está enfocado hacia la aplicación de la tecnología del pinch a una planta en operación, la descripción de la tecnología del pinch se hace en un capítulo posterior.

II.2 SIMULACION DE PROCESOS

La historia de la simulación se remota a los años 50's donde las computadoras rápidas y el lenguaje fortran ya son disponibles; en

los 60's aparecen varios simuladores y son probados en diversas plantas, siendo específicos para cada planta; a partir de los 70's muchos diseñadores de procesos (pero no todos) aceptaron que los programas eran útiles y a un costo adecuado.

Todavía en esa década compañías constructoras de plantas químicas solicitan que los procesos sean simulados. Ya en los 80's se incremento su aplicación y aparecieron varios simuladores cada vez más versátiles y más rápidos, gracias al avance en la fabricación de computadoras de mayor velocidad; y al desarrollo de diferentes modelos y métodos para el mejor entendimiento y representación de los diferentes fenómenos que ocurren en un proceso. A continuación se explica un poco sobre que es un simulador y sus componentes.

Un simulador, puede ser definido (Evans L., B., (1981)): como un sistema de programas de computadora que acepta información de entrada acerca de procesos químicos a un nivel de detalle de diagrama de flujo y realiza análisis que son útiles en desarrollo, diseño y operación de procesos. Hay cuatro elementos que conforman un sistema de simulación y son: modelos, algoritmos, software y la interfase con el usuario, en la figura

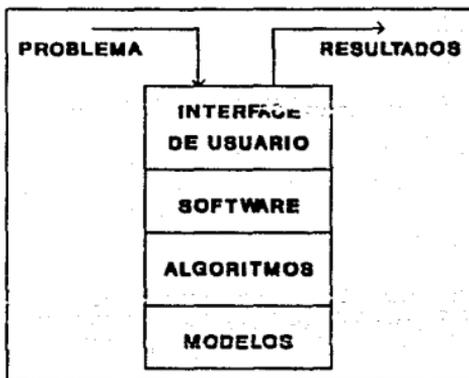


FIG. II.2.1

II.2.1 se muestra con una estructura de bloques como esta construido el sistema. A continuación se explicara cada una de las partes que conforman dicho sistema:

MODELOS.

Son relaciones matemáticas derivadas de leyes de conservación, relación de ecuaciones, relaciones de propiedades físicas, etc., toman la forma de ecuaciones algebraicas y diferenciales para describir un proceso, conformando blocks de operaciones unitarias; la estructura de un modelo es mostrada en la figura II.2.2.

Las variables de entrada son las variables de las corrientes de entrada y los parámetros de los modelos (las variables requeridas para especificar el funcionamiento de una operación unitaria). Las variables de salida, son los resultados del funcionamiento y tamaño

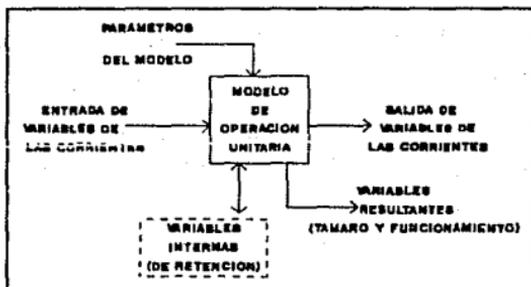


FIG. II.2.2

(como requerimientos de fuerza para una bomba o el calor para un calentador). Las variables de retención o internas (como la temperatura de etapas internas, composición y valores de K en una columna de destilación). Estas variables internas, son valores intermedios de una simulación.

ALGORITMOS.

Es el segundo bloque del sistema de computación, y sirve para que opere sobre los modelos y produzca los resultados requeridos; ya que el primer problema matemático a ser solucionado en la simulación de procesos en estado estable es el resolver grandes sistemas de ecuaciones algebraicas no lineales. Hay 3 métodos generales que han sido propuestos para solucionar estas ecuaciones: el método modular secuencial, el método orientado a ecuaciones y un método llamado modular simultáneo.

Modular secuencial

En este método una subrutina (programa de computadora) es desarrollada para cada tipo de block para calcular las variables de las corrientes de salida como función de las variables de las corrientes de entrada y de parámetros del block (que representa un equipo). Es en base a los resultados de ese block que resuelve el siguiente y así sucesivamente, hasta resolver el problema completo (hasta que converja). En la actualidad, la mayoría de los simuladores comerciales son de este tipo (MICROCHESS, CHEMCAD, HYSIM, SIMPROC, DESIGN II, etc.).

Orientado a ecuaciones

En éste la idea básica es juntar todas las ecuaciones que describen el proceso y solucionarlas como un gran sistema de ecuaciones algebraicas no lineales. Una gran ventaja es que el problema puede ser planteado como un problema de optimización; su mayor limitación estriba en la carencia de algoritmos de programación no lineal que pueden efectivamente enfrentarse con un gran número de restricciones de igualdad. Este tipo de algoritmos han sido usados en modelos de operaciones unitarias de manera individual, pero no se han construido simuladores comerciales.

Modular simultáneo

A través de métodos de solución de ecuaciones ofrece la promesa de una rápida convergencia y una formulación natural para diseñar los problemas como problemas de optimización. Y es llamado así porque emplea los modelos modulares tradicionales pero además soluciona simultáneamente las variables de todas las corrientes. Pero entre sus desventajas se tienen; primero, necesita unos buenos valores iniciales; segundo, cuando hay un error y los cálculos no convergen es muy difícil de usar para diagnosticar el problema.

SOFTWARE

Incluye todo lo necesario para implementar los algoritmos en una computadora y un sistema de operación particular, constando de

programa y arquitectura del sistema, estructura de datos, interfase entre archivo-sistema, lenguaje de programación, código de computación y sistema de documentación. Y para considerarlo un buen software requiere ser: fácil de entender, fácil de mantener y modificar y tan transportable como sea posible.

INTERFASE CON EL USUARIO

El uso de interfases es la ventana por la cual el usuario ve el sistema. Esto incluye el lenguaje de entrada u otro medio a través del cual el usuario describa su o sus problemas al sistema; incluye también el reporte donde el sistema presenta los resultados. Algunos de los requerimientos de la interfase de usuario pueden caer también dentro de las características del software: poderosa, fácil de usar, flexible y fácil de aprender.

Habiendo explicado hasta ahora diferentes aspectos de síntesis de procesos y simulación, se procederá a presentar el trabajo realizado; desde el análisis de consumo de servicios auxiliares en dos refinerías típicas, hasta llegar a las propuestas para mejorar el uso de la energía en una planta en particular.

III. TECNOLOGIA DEL PINCH

III.1 METODO DE PUNTO DE PLIEGUE (PINCH POINT)

Este método fue desarrollado por Linnhoff y Hindmarsh en 1983, como ya se mencionó en el capítulo anterior; y plantea la división del problema en dos subproblemas, arriba y abajo del pinch; dando además requisitos que deben cumplir las corrientes que se quieren hacer intercambiar (calientes con frías).

Se presenta el método junto con un ejemplo para su mejor entendimiento.

Se parte de un conjunto de corrientes calientes a enfriar y un conjunto de corrientes frías a calentar, de las cuales se conoce su temperatura de suministro o de entrada y su temperatura de salida o meta (objetivo); y además se cuenta con una fuente de servicios tanto de calentamiento como de enfriamiento.

En este caso 2 corrientes calientes (1 y 2) y 2 corrientes frías (3 y 4)

corr.	W _{Cp} (BTU/HR F)	T ⁱ (F)	T ^e (F)
1	1000	250	120
2	4000	200	100
3	3000	90	150
4	6000	130	190

GENERACIÓN DE LAS SUBREDES CALIENTE Y FRÍA.

con la información presente en la tabla se hace el encadenamiento de las temperaturas de las corrientes, por un lado las frías y por

otro las calientes. Teniendo en cuenta el mínimo acercamiento de temperatura ΔT_{min} .

Para este ejemplo se tomó un $\Delta T_{min} = 10$ F

SUBRED CALIENTE.

Hacer encadenamiento de corrientes calientes (se ponen las temperaturas de las corrientes calientes de la mayor a la menor)

250 200 120 100

y se ponen las temperaturas de las corrientes frías, pero sumandoles el ΔT_{min} (10 F)

200 160 140 100

luego se encadenan juntas (se ponen de la mayor a menor)

250 200 200 160 140 120 100 100

los límites de las temperaturas deben ser los de las corrientes calientes, (250 max. y 100 min.) en caso de que una corr. fría sea mayor que el límite superior o que el límite inferior, se elimina y se repite el valor de la temperatura de la corr. caliente max. o min. según el caso. Luego se hace la subred tomando cada intervalo del encadenamiento antes generado.

INTERVALO	TEMPERATURAS F	
1	250	200
2	200	200
3	200	160
4	160	140
5	140	120
6	120	100
7	100	100

luego se genera la subred fría.

SUBRED FRÍA.

Colocar en orden descendente las temperaturas de las corr. frías.

190 150 130 90

Ahora poner las temperaturas de las corrientes calientes en el mismo orden pero restandoles el Dt_{min} (10 F)

240 190 110 90

Ahora se encadenan de la mayor a la menor, pero teniendo en cuenta de que la temperatura mayor de esta subred (fría) debe ser la mayor temperatura fría (190) y en caso de que alguna temp. de las corr. calientes la supere se elimina y se repite el valor max. de la temp. fría (190).

190 190 190 150 130 110 90 90

luego se genera la subred con el encadenamiento anterior.

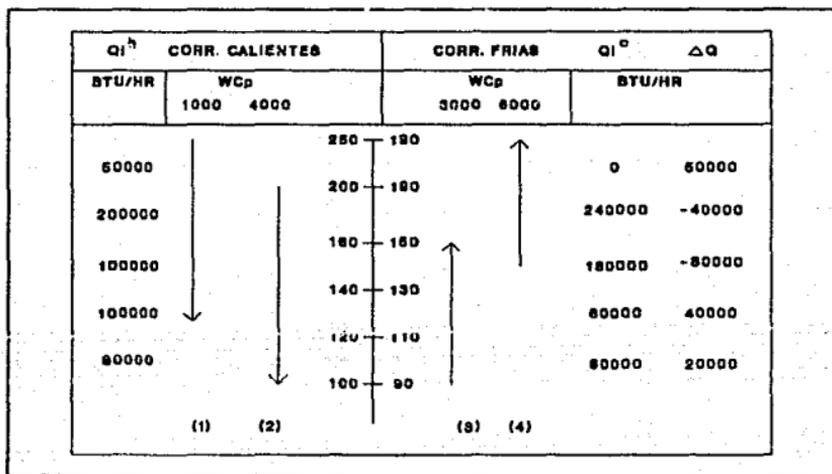
INTERVALO	TEMPERATURAS F	
1	190	190
2	190	190
3	190	150
4	150	130
5	130	110
6	110	90
7	90	90

Posteriormente se comparan los intervalos de las subredes y en caso de que en el mismo intervalo ambas subredes tengan un gradiente de cero, se eliminan (como en el caso de los intervalos 2 y 7) y nos quedan las subredes como sigue:

INTERVALO	SUBRED CALIENTE		SUBRED FRIA	
1	250	200	190	190
2	200	160	190	150
3	160	140	150	130
4	140	120	130	110
5	120	100	110	90

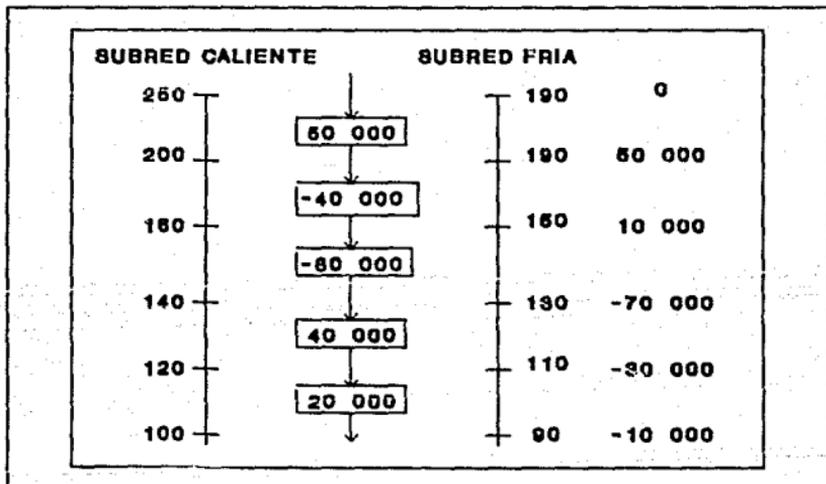
OBTENCION DEL MINIMO DE REQUERIMIENTOS DE SERVICIO.

El siguiente paso consiste en dibujar la red considerando los intervalos obtenidos antes; y en ellos se traza también cada una de las corrientes, quedando como sigue:

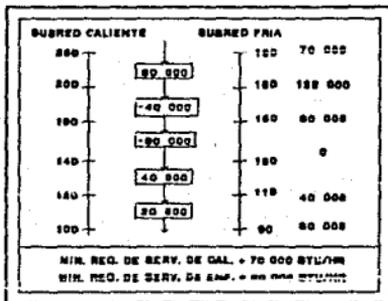


Se calcula el calor de cada intervalo en la sección de corrientes calientes y frías $Q_i^H = W C_p \Delta T$ y $Q_i^C = W C_p \Delta T$ y el ΔQ de cada intervalo: $\Delta Q_i = [Q_i^H - Q_i^C]$

luego se coloca en forma de cascada el ΔQ de cada intervalo, ordenandose de la parte caliente a la fría, en la figura siguiente se muestra esto. A continuación se suma cero al inicio del primer intervalo de la cascada y se va obteniendo la suma algebraica de cada intervalo, colocados al lado derecho de la cascada. Se observa el mayor número negativo en la cascada, se ve que es -70000 , luego entonces, se toma ese valor pero con signo contrario (ahora positivo) y se coloca al inicio de la cascada (que esta del lado derecho) y se vuelve a hacer la suma algebraica.



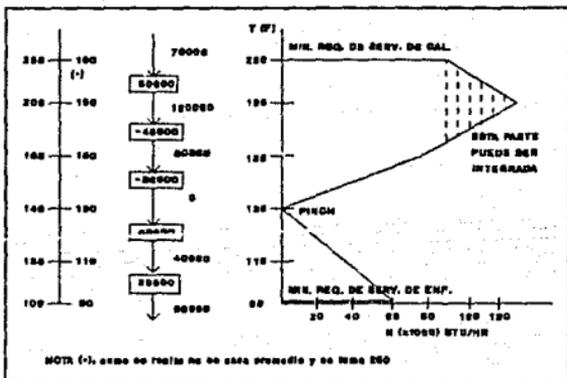
Con esto se observa en la cascada siguiente (colocada al lado derecho de la cascada original), figura siguiente, que el punto de Pinch (donde da la suma igual con cero), esta entre las temperaturas 140 y 130. Y el mínimo requerimiento de servicios auxiliares es obtenido de la cascada:



GENERACION DE LA GRAN CURVA COMPUESTA.

Para generar la Gran Curva Compuesta se basa en el diagrama de cascada obtenido, al encontrar el punto de Pinch y el mínimo requerimiento de servicios auxiliares. Con los datos de T vs H se grafican obteniendo la gran curva compuesta.

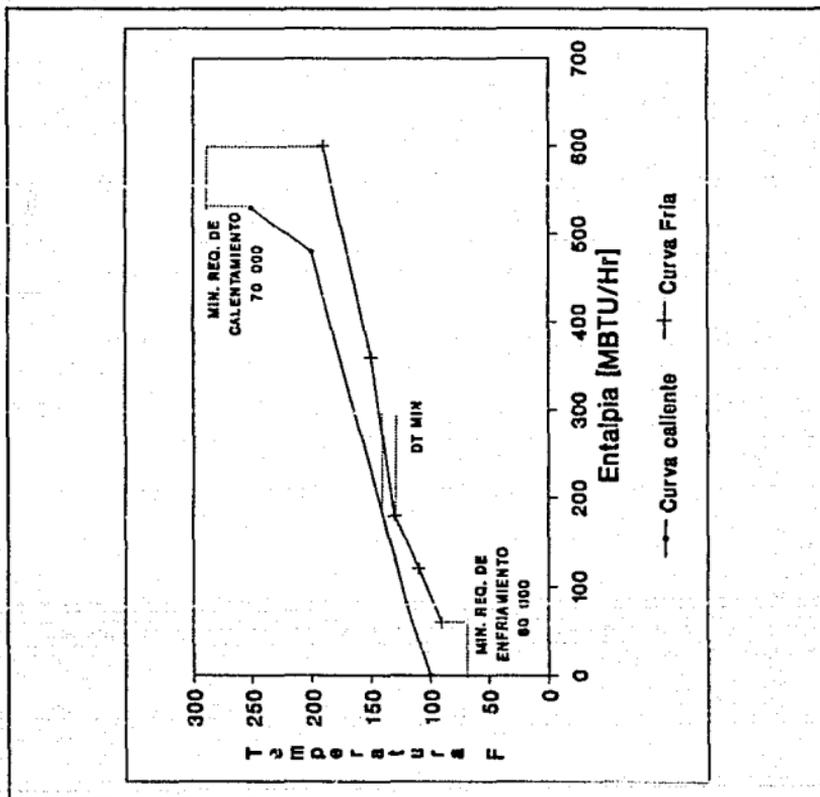
La Gran Curva Compuesta sirve para saber donde integrar partes de proceso a la red de intercambio de calor.



GENERACION DE LAS CURVAS COMPUESTAS.

(Diagrama Temperatura-Entalpia)

El generar las curvas compuestas se hace obteniendo el calor (Q) de cada intervalo de temperaturas. Q_i y Q_{i+1} y se grafican contra la temperatura, como es mostrado en la figura siguiente.



Hasta aquí, se ha llegado a obtener el punto de Pinch, la mínima cantidad de requerimientos de servicios para alguna ΔT que se quiera. El método ahora consiste en resolver el problema en dos partes (dos subproblemas), uno arriba del Pinch y el otro debajo del mismo. El criterio que se debe cumplir en cada caso es:

ARRIBA DEL PINCH: $NCH \leq NCC$ Y $(WCP)_{CH} \leq (WCP)_{CC}$
 ABAJO DEL PINCH: $NCH \geq NCC$ Y $(WCP)_{CH} \geq (WCP)_{CC}$
 Y EL MIN. NUMERO DE UNIDADES DE LA RED = $NCH + NCC + \text{No. DE SERVICIOS} - 1.$

NCH=Número de corrientes calientes

NCC=Número de corrientes frías

Considerando el ejemplo:

No. de Unidades arriba del Pinch = $2 + 2 + 1 - 1 = 4$

No. de Unidades abajo del Pinch = $2 + 1 + 1 - 1 = 3$

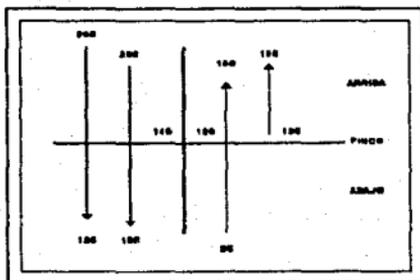
TOTAL 7

No. de Unidades Mínimo en la Red = $2 + 2 + 2 - 1 = 5$

Como el total del No. de Unidades arriba y abajo del pinch es 7 y el mínimo número de unidades de la red debe ser 5 significa que hay dos ciclos.

Por cada Unidad que hay de más en la red con respecto al número mínimo de unidades, hay un ciclo. Posteriormente se explicarán éstos.

El esquema simplificado del que se partirá para poner los intercambiadores y armar la red que cumpla con el mínimo requerimiento de servicios, es mostrado en la figura siguiente:



Ahora se resuelve la red arriba del Pinch.

Se chequea si cumple los requisitos:

$$NCH = 2 \quad NCC = 2$$

TABLA DE WCP

COMBINACIONES FACTIBLES

$$WCP_H \leq WCP_C$$

1 - 3

1000 3000

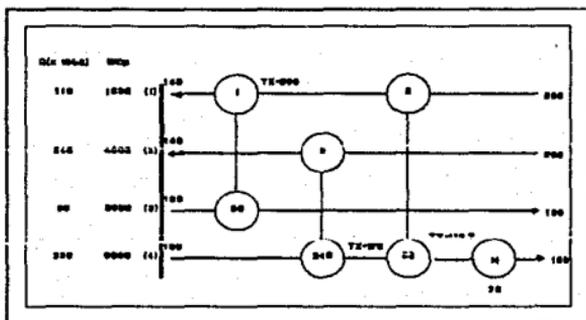
1 - 4

4000 6000

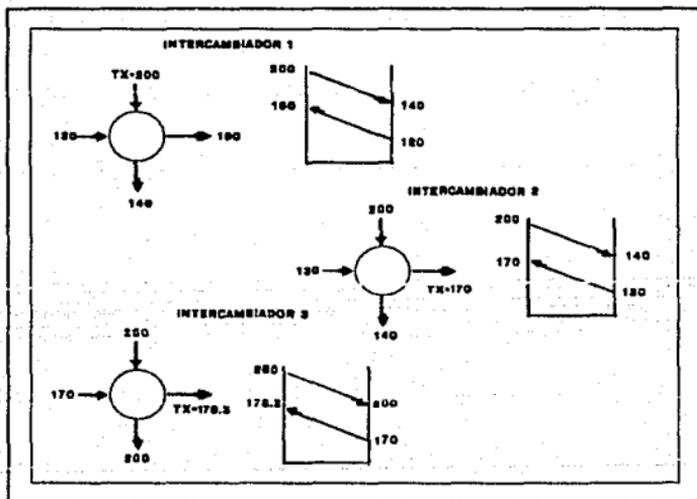
2 - 4

Como si cumplen los requisitos se ven las combinaciones factibles entre corrientes y se procede al intercambio de calor entre ellas. Primero la corr. 1 con la 3 y nos da el intercambiador 1 con 60 000 btu/hr intercambiados, luego el Intercambiador 2, entre las corrientes 2 y 4 para agotar totalmente la energía de la corr. 2 y posteriormente el intercambiador 3 entre las corr. 1 y 4 agotando totalmente la 1 y la energía faltante de suministrar a la corr. 4 se hace con un calentador. La energía transferida por cada uno de los intercambiadores se pone en el círculo inferior, el número del intercambiador se pone en el superior; cuando se pone un calentador en la red se denota con "H" y si es un condensador se pone una "C" y la energía transferida en éstos se pone debajo del círculo que los representa.

Se checan los intercambiadores 1, 2 y 3 termodinmicamente. A continuación se presenta el esquema de la red arriba del Pinch,



así como la verificación termodinmicamente de los intercambiadores.



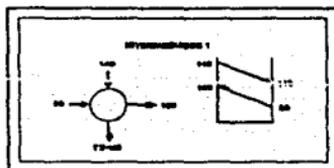
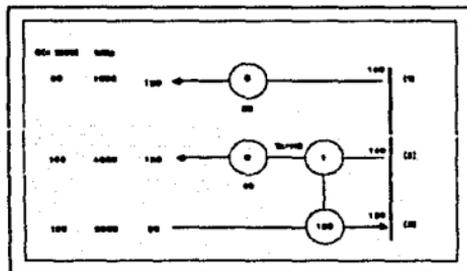
Luego se resuelve ABAJO DEL PINCH:

Se checa si cumple con los requisitos:

NCH = 2	NCC = 1	
TABLA DE WCP		COMBINACION FACTIBLE
WCP _C <= WCP _H		
1000	3000	3 - 2
4000		

Aquí se obtuvo un intercambiador entre las corrientes 2 y 3 con una carga de intercambio de 120 000 Btu/Hr. La energía extra que llevan las corrientes 1 y 2 se tendrá que eliminar con enfriadores (C). En los siguientes esquemas se presenta como queda la estructura de la red debajo del Pinch; así como la verificación termodinámica del intercambiador 1 que esta debajo del Pinch.

Con lo anterior se obtuvo la red que cumple con los requisitos de temperaturas de salida requeridas y la mínima cantidad de servicios de enfriamiento y calentamiento pero con un número de



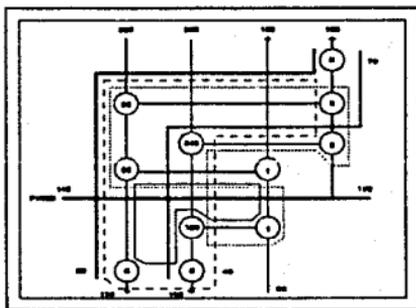
unidades mayor que el mínimo. Para obtener el mínimo No. de unidades se hace uso de las rutas y ciclos; se identifica en la red los diferentes ciclos y rutas existentes para que al romper los primeros se disminuya el número de equipos, con las rutas se hace una mejor distribución de las cargas de calor de los

intercambiadores y los equipos que trabajan con servicios (calentadores y enfriadores), con estas dos herramientas se pueden eliminar los intercambiadores sobrantes y llegar al mínimo No. de equipos requerido en esa red.

Ciclo.- Conjunto de equipos (intercambiadores) que, al trazar una línea imaginaria uniéndolos, inicia y termina en la misma unidad.

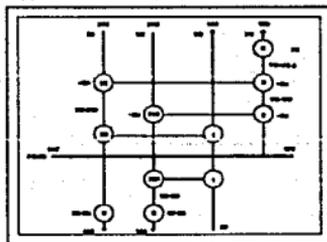
Rutas.- Conjunto de equipos (enfriadores y calentadores) que, al trazar una línea imaginaria uniéndolos, inicia en un servicio y termina en el otro (va de un calentador a un enfriador, o viceversa).

En el esquema siguiente se muestran las rutas (con línea gruesa) y los ciclos (con líneas punteadas y negra delgada) que hay en la red que se está analizando en este ejemplo. Hay 3 ciclos y 2 rutas. De los 3 ciclos existentes uno es redundante y se debe romper (hay dos que pasan por los enfriadores "C").

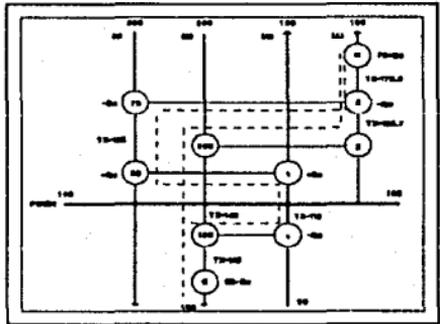


ROMPIMIENTO DE CICLOS.

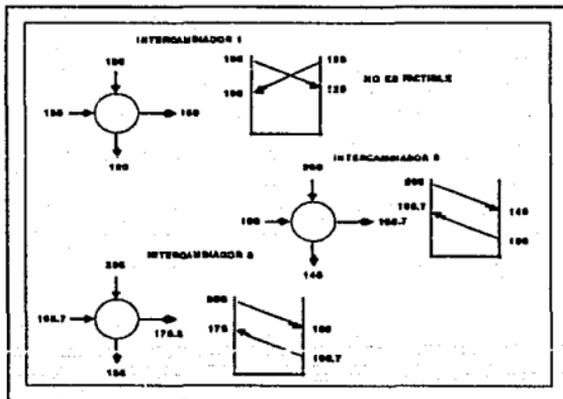
La primera regla para llevarlo a cabo es; eliminar el intercambiador con la mínima carga (en este caso el enfriador con carga de 20 000 Btu/Hr); esto se hace restandole el valor de la carga ($-Q_e$) a ese equipo y sumandoselo ($+Q_e$) a el equipo siguiente en el ciclo; posteriormente se resta al que esta a continuación y así sucesivamente hasta cerrar el ciclo; esto se puede ver en el esquema siguiente.



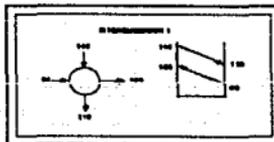
Habiendo eliminado ese equipo de mínima carga (20 000 Btu/Hr), el esquema de la red de intercambiadores completa queda como la figura que sigue:



Posteriormente, se checa que los intercambiadores cumplan termodinámicamente, primero arriba del Pinch:



Y luego el intercambiador debajo del Pinch:



Al realizar esto se encuentra que uno de los intercambiadores no es factible por no cumplir termodinámicamente (el intercambiador 1 arriba del pinch); por lo que para restablecer este equipo, se procede a hacer uso de la ruta (esta marcada con línea punteada en el esquema anterior); lo que se hace es sumarle una carga de energía al intercambiador con problemas, igual que si se hiciera para eliminar un equipo, con lo cual se redistribuye la carga de intercambio de calor de los diferentes equipos. El cuanto se le debe sumar se obtiene de la siguiente manera.

$$(WCp \Delta T)_{cal.} = (WCp \Delta T)_{frío}$$

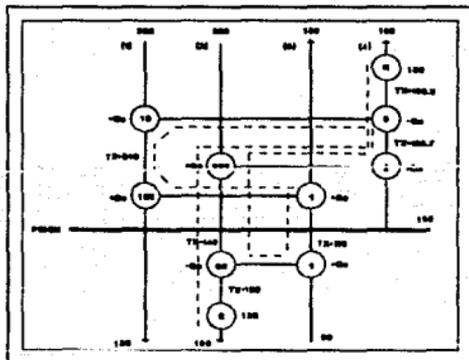
$$(120\ 000 - Q_e) = (3000) * (110-90)$$

despejando se obtiene:

$$Q_e = 60\ 000$$

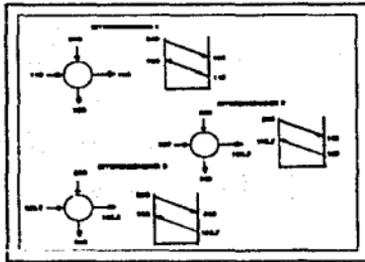
Es lo que se le debe agregar al enfriador (C), para restablecer el equipo con problemas.

Después de lo anterior el esquema de la red queda:

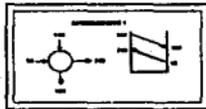


Se vuelven a checar los intercambiadores, para ver si el intercambiador que tenía problemas ha sido restablecido.

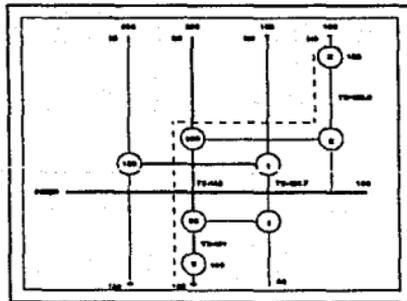
Primero arriba del Pinch:



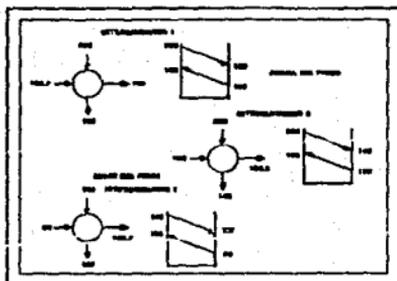
Y luego abajo del Pinch:



En el esquema de la red se puede observar que queda un ciclo como se puede ver en la figura anterior de la red de intercambiadores (marcado con línea punteada). Este ciclo se debe romper de la manera anteriormente expuesta. Con lo que nos da un estructura de la red que cumple con el mínimo número de intercambiadores (5). El esquema de la red resultante es presentado a continuación:



Como ya se mencionó también, se checan los intercambiadores termodinámicamente.



Como si cumplen, se tiene que esta última estructura, que representa la red de intercambio de calor, que cumple con el mínimo número de equipos para las características de este problema. Ahora bien, se tiene dos estructuras que cumplen para este problema, pero uno (el primero), tiene un número de equipos mayor (7) pero con un mínimo consumo de servicios auxiliares; y el segundo tiene el mínimo número de unidades, pero con un mayor consumo de servicios auxiliares.

NUMERO DE UNIDADES	REQUERIMIENTO DE SERVICIOS (BTU/HR)	
	CALENTAMIENTO	ENFRIAMIENTO
7	70 000	60 000
5	130 000	120 000

Para elegir la mejor red se debe de hacer un análisis de costos y obtener la red más adecuada ya sea por tiempo de retorno de la inversión, habiendo considerado costos de inversión y de los diferentes servicios necesarios para la operación de dicha red, o elegir aquella en la cual la suma de los costos sea la menor.

III.2 APLICACION A UNA RED ESTRUCTURADA

El rediseño por medio de la tecnología de pinch ha sido enfocado al criterio de costos, ya que el rediseño de una red es considerada como bueno si cumple con requisitos previamente fijados como tiempo de retorno de inversión; para lograr esto se debe elegir una buena base para iniciar el rediseño y lograr así tener un buen valor de retorno de inversión en la red resultante; para elegir esta buena base se hace uso de un análisis previo, para posteriormente con esa base rediseñar la red (Tjoe T. N. (1986)).

ANÁLISIS PREVIO.- es un análisis que va a proporcionar el camino más adecuado para hacer el rediseño bajo el criterio de costos. Dicho análisis puede ser explicado dividiéndolo en dos partes: en una de ellas se explica la filosofía para el mismo y en la otra, el procedimiento para obtener los datos necesarios para iniciar el rediseño de la red. Antes de considerar la filosofía y procedimiento del análisis previo se deben entender algunos conceptos; como son el como evaluar el área mínima de intercambio de calor requerida por una serie de corrientes calientes y frías. Se hace considerando que ambas curvas compuestas (caliente y fría) transfieren su calor verticalmente como se muestra en la figura III.2.1; con ello el área de transferencia de calor es mínima, esto es equivalente a un arreglo de flujo en contracorriente en un intercambiador de calor. El considerar esto para evaluar el área, tiene una limitación ya que equivaldría a considerar que todos los intercambios de calor entre corrientes

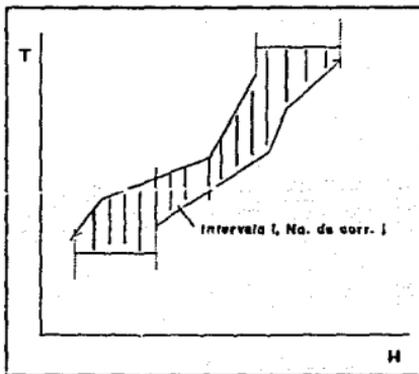


FIG. III.2.1

es mínima, esto es equivalente a un arreglo de flujo en contracorriente en un intercambiador de calor. El considerar esto para evaluar el área, tiene una limitación ya que equivaldría a considerar que todos los intercambios de calor entre corrientes

tienen iguales coeficientes de transferencia de calor (h); pero es una simplificación útil, ya que hay una ecuación que aplica a esta situación y proporciona un estimado del área de intercambio de calor mínima requerida para las corrientes consideradas.

$$A_{req} = \sum_i^n \frac{1}{\Delta T_{LMi}} \left[\sum_j^{corr} \left[\frac{q_j}{h_j} \right] \right] \Delta T_{LMi} \quad \text{--- (1)}$$

La ecuación (1) involucra un intervalo i , donde hay j corrientes (calientes y frías) con su individual carga de calor, q_j y su coeficiente individual de transferencia de calor (considerando la resistencia de Fouling) h_j , además de una diferencia media logarítmica de temperatura en el intervalo i (ΔT_{LMi}). Con esta ecuación se evalúa el área mínima requerida de las curvas compuestas a diferentes (ΔT_{min}) y se obtiene que para cada

(ΔT_{min}) hay un área mínima requerida y un mínima cantidad de requerimientos de servicios.

FILOSOFIA.- ésta, parte del entendimiento de la forma de evaluar el área mínima requerida y el mínimo requerimiento de servicios para cada ΔT_{min} ;

teniendo ello, se grafican y da un esquema equivalente al mostrado en la figura III.2.2, en la cual se puede dibujar el punto de la red existente (área existente contra requerimiento de servicios). En esa gráfica se

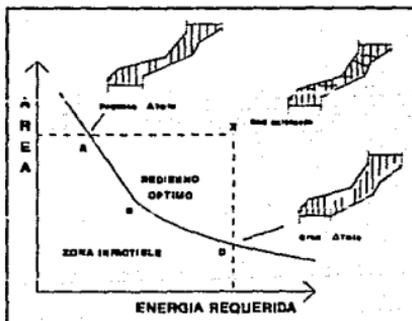


FIG. III.2.2

pueden observar 4 puntos; de los cuales el más importante es el punto A; que representa el óptimo valor para un rediseño de la red existente, ya que equivaldría a emplear toda el área existente sin invertir nada en equipo; sin embargo, en la práctica se tiene que invertir algún capital para hacer cambios en una red existente con lo que se incrementa el área con lo que la ruta de rediseño se vería como la mostrada en la figura III.2.3. Ahora bien esa línea de rediseño de la figura III.2.3 puede ser cualquiera de las mostradas en la figura III.2.4, lo que involucra una inversión diferente para cada una de ellas; y para elegir la mejor de ellas, se puede transformar en costos de área y

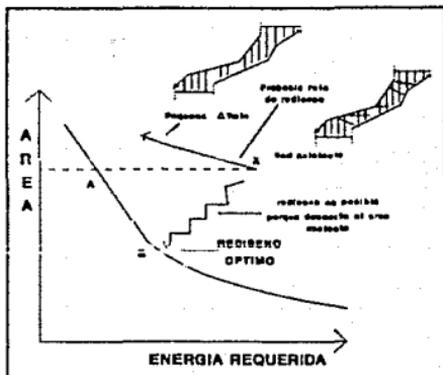


FIG. III.2.3

transformar en costos de área y energía; y así poder observar el tiempo de retorno para diferentes cantidades de inversión a realizar; con lo que se elegirá la inversión a realizar más adecuada para obtener un tiempo de retorno deseado, esto es mostrado en la figura III.2.5. Ahora bien habiendo explicado la filosofía a seguir, se expondrá el procedimiento seguido por el análisis previo.

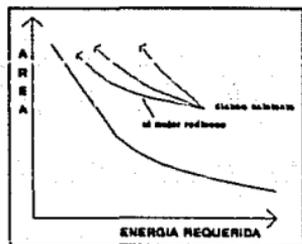


FIG. III.2.4

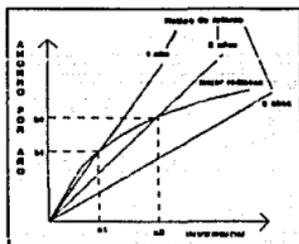


FIG. III.2.5

PROCEDIMIENTO DEL ANALISIS PREVIO.- este procedimiento inicia con la evaluación de la eficiencia del área existente en la red; la cual puede ser definida como la relación entre el mínimo requerimiento de área (A_{tx}) y el área usada actualmente en la red (A_x) para una cantidad de energía empleada (EE).

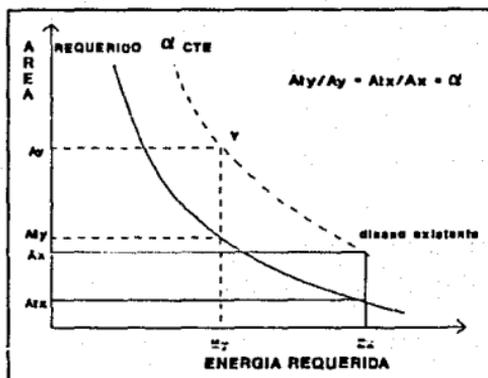


FIG. III.2.6

$$\alpha = \left(\frac{ATX}{AX} \right) EE \quad \text{---(2)}$$

El valor de α se espera sea menor de la unidad en la práctica e indica que tan bien se está haciendo uso del área existente. Si se supone que α es constante a lo largo de la curva de mínimo requerimiento de área y energía; se obtiene, la curva mostrada en la figura III.2.6, la cual es trazada considerando la siguiente ecuación.

$$\frac{ATY}{AY} = \frac{ATX}{AX} = \alpha \text{ cte.} \quad \text{---(3)}$$

Si se quitan las líneas que sirvieron para trazarla, se verá como la figura III.2.7, en la cual se notan 4 regiones; una en la cual los diseños son infactibles, dos regiones en las que desde el punto de vista económico no es conveniente rediseñar, y la cuarta es

aquella donde se pueden hacer buenos rediseños; ésta, esta entre la curva del área y requerimientos mínimos y la curva de α constante.

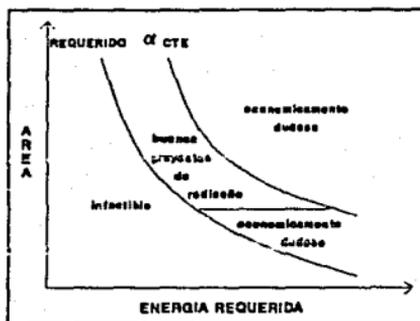


FIG. III.2.7

Hasta ahora se ha encontrado el área por donde el rediseño de la red puede ser considerado bueno, pero para elegir el más adecuado, se debe transformar a costos; y para lograr esto; primero, basándose en la gráfica de Área mínima contra Energía, se debe obtener cuanta Área se necesita incrementar para ahorrar una cantidad de energía, esto se muestra en la figura III.2.8;

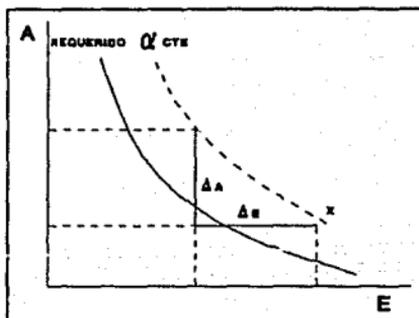


FIG. III.2.8

segundo, se debe evaluar cuanto cuesta este incremento de área y cuanto se ahorra de energía al incrementar esta área. Ese incremento de área, es inversión y éste junto con el dinero ahorrado por la energía no consumida, se puede graficar dando la figura III.2.9. De esta gráfica, y en base a un tiempo de retorno

de la inversión previamente fijado o que se considere adecuado, se traza una línea en la que se observa que ΔT_{min} va a servir de base para iniciar el rediseño de la red propiamente dicho.

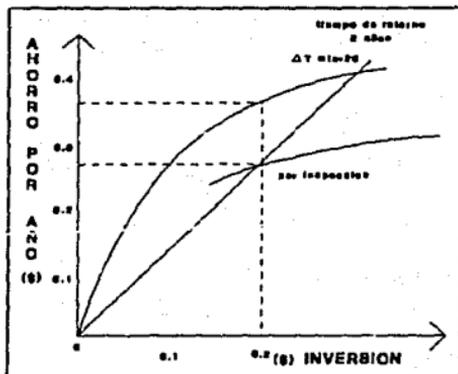


FIG. III.2.9

REDISEÑO DE LA RED.- En base a los resultados obtenidos del análisis previo; ΔT_{min} base, Mínimos requerimientos de calentamiento y Area mínima requerida (A_t), se procede a hacer el rediseño. Para lo cual se deben seguir los siguientes pasos:

- a) Análisis de los intercambiadores existentes.
- b) Corregir los malos intercambiadores.
- c) Poner nuevos intercambiadores.
- d) Evolución de la red.

a) ANALISIS DE LOS INTERCAMBIADORES EXISTENTES

Esto se hace usando una herramienta llamada análisis del problema remanente, la cual sirve para determinar que tan bien puesto esta cada intercambiador en la red; a continuación se describe esta herramienta:

ANALISIS DEL PROBLEMA REMANENTE

Este se basa en considerar que a la red existente se le va a quitar uno a la vez cada intercambiador y sin ese intercambiador se calcula el área mínima remanente requerida de la red (A_{tr}) y el mínimo acorcamiento de temperatura remanente (ΔT_{minr}) a la cual se tiene el mismo valor de requerimiento de servicios; esto, se hace para evaluar cada intercambiador y con ello determinar la eficiencia máxima del área de cada intercambiador (α_{max}).

$$\alpha_{max}(i) = \frac{A_t}{(A(i) + A_{tr}(i))}$$

$$0 \leq \alpha_{max}(i) \leq 1$$

donde:

$A(i)$ = es el área del intercambiador i (i va a ser cada uno de los intercambiadores de la red).

A_t = es el área de la red calculada con los datos base (obtenidos en el análisis previo).

$A_{tr}(i)$ = es el área de la red, pero eliminando las partes de las corrientes involucradas en el intercambiador i .

El procedimiento es mostrado en la figura III.2.10 para un intercambiador; pero como ya se mencionó, se realiza para todos los intercambiadores, uno a la vez con lo que se obtiene una lista de los intercambiadores existentes con el valor de (α_{max}) y ΔT_{minr} para cada uno de ellos y en base a estos valores es que se decide si están o no bien colocados en la red; y en caso de estar alguno(s) bien colocado(s) se calcula la eficiencia de la red, pero sin considerar ese intercambiador de calor, obteniéndose el valor de α , el ΔT_{min} que debe ser similar al ΔT_{min} base, pero siempre

teniendo en cuenta que el mínimo requerimiento de servicios debe ser fijo (el mismo que se considero como base para el rediseño). Habiendo elegido que los intercambiadores están bien colocados y cuales no, se procede a corregir estos malos intercambiadores.

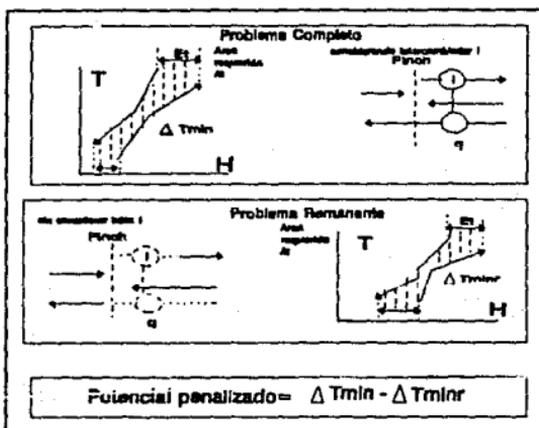


FIG. III.2.10

b) CORRECCION DE LOS MALOS INTERCAMBIADORES

Se examina como los intercambiadores pueden ser corregidos; para lo cual se hace uso de dos herramientas: el esquema de potencial de temperatura y la técnica de cambio de intercambiadores.

La primera; el diagrama de potencial de temperatura, es un esquema donde se alinean las temperaturas de las corrientes calientes y frías $T_h = T_c$; siendo el resultado de esta alineación el diagrama de potencial de temperatura, figura III.2.11, y el como se representa un intercambiador de una red en dicho diagrama es mostrado en la figura III.2.12; y esta forma de representar a los intercambiadores en el diagrama

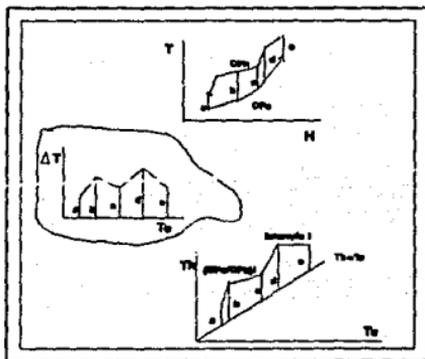


FIG. III.2.11

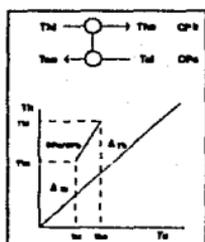


FIG. III.2.12

mencionado ya que ayuda cuando se corrigen intercambiadores mal colocados en una red; lo cual se explica en el punto siguiente.

La segunda; la técnica de cambio de intercambiadores; parte del entendido de que hay dos formas de usar un intercambiador en un rediseño; una, cambiando las condiciones de operación del mismo, y otra, cambiándolo de posición "relocalizándolo"; de ambas, la preferida a realizar es la primera, ya que la estructura de la red no cambia, mientras que, de la segunda forma sí. El realizar el cambio de un intercambiador puede hacerse de tres maneras: ajustando la ΔT , figura

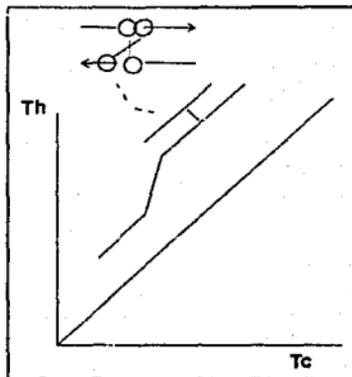


FIG. III.2.13

III.2.13, cambiando la relación de C_p , figura III.2.14, o ambas al mismo tiempo, figura III.2.15. Después de haber hecho el cambio de condiciones de operación (temperatura) del intercambiador, éste puede haber cambiado en cuanto a requerimientos de área; por lo que es importante tratar de que al hacer un cambio, se haga uso del mayor área existente posible y que se dirija a un buen arreglo en el diagrama de potencial de temperatura.

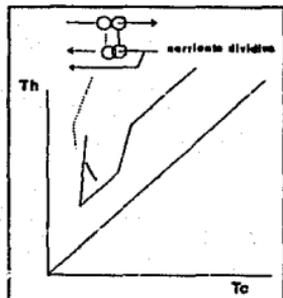


FIG. III.2.14

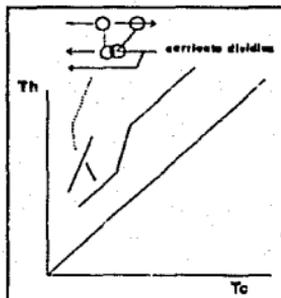


FIG. III.2.15

Hay dos ecuaciones para ayudar a hacer esto. Las ecuaciones relacionan el potencial de temperatura con el calor a transferir por los intercambiadores.

$$1) \text{ para } C_{pc} = C_{ph} \quad (\Delta T_h = \Delta T_c = \Delta T)$$

$$Q = UA \Delta T$$

$$2) \text{ para } C_{pc} \neq C_{ph}$$

$$Q = (1 - e^*) \cdot \left(\frac{C_{pc} \cdot C_{ph}}{C_{ph} - C_{pc}} \right) \cdot (\Delta T_h)$$

$$Q = (1 - e^*) \cdot \left(\frac{C_{pc} \cdot C_{ph}}{C_{pc} - C_{ph}} \right) \cdot (\Delta T_c)$$

$$\text{donde: } \Delta T_h = (T_{hi} - T_{co})$$

$$\Delta T_c = (T_{ho} - T_{ci}) \text{ y}$$

$$k = UA \cdot \left(\left(\frac{1}{C_{ph}} \right) - \left(\frac{1}{C_{pc}} \right) \right)$$

Habiendo corregido los intercambiadores, se aplica el análisis del problema remanente para checar que los intercambiadores hayan sido puestos correctamente.

c) PONER NUEVOS INTERCAMBIADORES. - En este paso, lo que se hace es colocar como su nombre lo dice, nuevos intercambiadores para

completar el rediseño; se hace uso del diagrama de potencial de temperatura y del análisis del problema remanente para checar su correcta posición. Procediendo luego a realizar la última etapa, la evolución.

d) EVOLUCION. - Después de haber cumplido con las tres etapas anteriores se tiene una red que satisface los objetivos del proceso y logra también hacer un mejor uso de la energía. Sin embargo, el diseño todavía puede ser mejorado haciendo la estructura más compatible con la red existente, y disminuyendo el número de unidades requeridas. Esto se logra gracias a que se puede hacer una redistribución de calor debido a la existencia de ciclos y rutas, estas se explicaron con cierto detalle en la sección III.1 del presente capítulo; así como la forma de hacer uso de ellas para disminuir el número de equipos.

IV. ANÁLISIS DE CONSUMOS DE SERVICIOS AUXILIARES EN REFINERÍAS

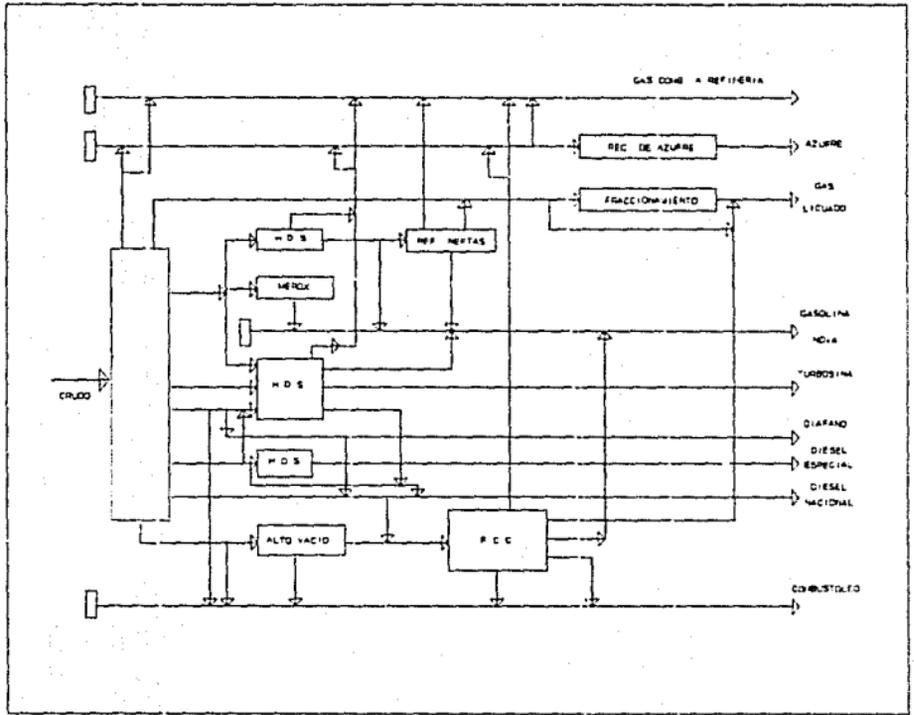
La industria de la refinación del petróleo es de vital importancia para el desarrollo industrial del país, ya que los diferentes productos y subproductos de ella obtenidos sirven de materia prima a otras industrias (químicas y petroquímicas). La refinación de crudo requiere de grandes cantidades de energéticos; considerando las grandes cantidades de crudo procesado (1 200 000 BPD), una mejora en el proceso representa una reducción considerable en el consumo de energéticos a nivel nacional (PEMEX emplea el 16% de la energía consumida a nivel nacional).

IV.1 CONSUMOS DE SERVICIOS AUXILIARES EN DOS REFINERIAS TÍPICAS

El determinar el consumo de los diferentes servicios auxiliares (agua de enfriamiento, energía eléctrica, combustibles gas y líquido y vapor en sus diferentes niveles) en una refinería servirá, de base para el análisis de la misma; y con ello, seleccionar una planta a la cual en forma detallada se le analizará para proponer mejoras que colaboren a que se haga un mejor uso de la energía en la planta en cuestión y por ende en la refinería en cuestión. Partiendo de información del consumo de servicios de diseño de dos refinerías típicas (figuras IV.1.1 y IV.1.2) se elaboraron tablas donde se pudiera observar con mayor claridad estos consumos para cada una de las plantas que integran esas refinerías.

En las Tablas I y III se muestra el consumo de energía de las refinerías 1 y 2, desglosado para cada una de las plantas; tanto por servicio (vapor, combustible y electricidad) como en su equivalente energético; además, el total de energía consumida. Todo lo anterior por barril de carga procesada en cada planta.

FIG. IV.1.1 DIAGRAMA DE BLOQUES DE LA REFINERIA I



En la tablas II y IV se muestra el balance de energía de las refinерías 1 y 2 conteniendo para cada planta: el consumo de cada energético (vapor, combustible y electricidad), así como su equivalente en energía, el porcentaje que representa esa energía en el consumo de ese energético en la refinería en total, el consumo total de energía en cada planta y el porcentaje al que equivale la energía consumida por esa planta considerando toda la refinería y además, contiene el total de cada servicio consumido en la refinería, con su equivalente en energía y la representación porcentual del mismo con respecto al total del consumo de los diversos energéticos en la refinería.

Debido a la dificultad que representa el llevar a cabo el análisis para cada una de las plantas, en el presente trabajo se consideró solo una de ellas. El elegir una planta de proceso dentro de todas las existentes en una refinería, fue en base al análisis de las tablas anteriormente mencionadas y considerando el criterio de tomar aquella que en la refinería consume más energía. La planta elegida fue la Primaria ya que al observar la tabla II, Refinería 1; se ve que la Planta Primaria generalmente es la mayor consumidora de los servicios (combustible y electricidad) y con respecto al total de energía consumida en la refinería, ocupa el primer lugar con 38.5% de la energía proporcionada por los servicios de la refinería. Y en la tabla IV (Refinería 2) la Planta Primaria ocupa el lugar preponderante como consumidora de energía; del total de servicios generados, requiere el 33.31% de ellos (en energía). Por lo que de lo antes mencionado se puede decir que; una tercera parte de la energía generada en una refinería es consumida por la planta primaria; siendo por esto que fue elegida para en ella llevar a cabo un estudio y análisis más detallado para proponer algún tipo de modificación que oriente a un mejor uso de la energía en dicha planta.

TABLA I

CONSUMOS DE ENERGIA EN LA REFINERIA 1.							
ENERGIA USADA POR BARRIL DE CARGA				ENERGIA EQUIVALENTE POR BARRIL DE CARGA			
ETAPA DE PROCESO	VAPOR MKG	COMBUSTIBLE MMBTU	ELECTRICIDAD kWH	VAPOR MMBTU	COMBUSTIBLE MMBTU	ELECTRICIDAD MMBTU	TOTAL MMBTU
PRIMARIA DESPUNTADORA	0.0030	0.0853	0.4229	0.0146	0.0853	0.0016	0.1015
ESTABILIZADORA DE NAFTAS	0.0126	-----	0.1062	0.0357	-----	0.0004	0.0361
MEROX	-----	-----	0.0626	-----	-----	0.0002	0.0002
HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS	0.0063	0.0786	0.6918	0.0150	0.0786	0.0023	0.0999
HDS. DE DEST. INTERMEDIOS	0.0207	0.1450	1.353	0.0614	0.1450	0.0046	0.2110
ALTO VACIO	0.0013	0.0292	0.2384	0.0192	0.0292	0.0008	0.0492
REFORMADORA DE NAFTAS	(0.0198)	0.2232	2.874	(0.0476)	0.2232	0.0098	0.1854
FCC	0.0638	0.0529	0.9234	0.1777	0.0529	0.0031	0.2337
U. TRAT. Y REC. DE HC	1.02	-----	4.988	2.50%	-----	0.0170	2.522
RECUPERADORA DE AZUFRE	(2.92)*	6.84*	4.80*	(70.75)*	6.84*	0.0163*	(0.2187)*

NOTAS * = SERVICIO / TON DE CARGA
() = EXPORTACION DE ESA PLANTA.

TABLA II

BALANCE DE ENERGIA DE LA REFINERIA 1.											
ETAPA DE PROCESO	CARGA	VAPOR			COMBUSTIBLE		ELECTRICIDAD			TOTAL	
		B/D	MKG/D	MMBTU/D	%	MMBTU/D	%	kWH/D	MMBTU/D	%	MMBTU/D
PRIM. DESPUNTA/DORA	165000	495	2409.0	15.54	14074.5	48.56	61328.5	264.0	31.19	16747.5	38.5
ESTAB. DE NAFTAS	33480	421.8	1195.2	7.71	-----	---	3555.6	13.4	1.58	1208.6	2.76
MEROX	30000	-----	-----	---	-----	---	1878.0	6.0	0.71	6.0	0.01
HDS. DE NAFTAS	25000	157.5	475.0	3.06	1965.0	6.78	17295.0	57.5	6.79	2497.5	5.7
HDS. DE DEST. INTER.	25000	5175	1535.0	9.90	3625.0	12.5	33825.0	115.0	13.58	5275.0	12.03
ALTO VACIO	75000	97.5	1440.0	9.29	2190.0	7.55	17880.0	60.0	7.09	3690.0	8.42
REF. DE NAFTAS	20000	(396.6)	(952)	---	4464.0	15.4	54780.0	196.0	23.16	3708.0	8.46
FCC	40000	1552	7108.0	45.86	2116.0	7.3	36936.0	124.0	14.65	9348.0	21.33
U. TRAT. Y FRAC. DE HC	533	543.7	1335.2	8.61	-----	---	2658.6	9.06	1.07	1344.3	3.06
REC. DE AZUFRE	80 T/D	(239.2)	(566)	---	5472.0	1.88	384.0	1.30	0.15	(17.5)	---
TOTAL		1785	13979.4	99.97	28981.7	99.97	253220.7	846.26	99.97	43807.36	100.27
%			31.91		66.16			1.93		100.0	

NOTA: () = EXPORTACION DE ESA PLANTA.

TABLA III

CONSUMOS DE ENERGIA EN LA REFINERIA 2.							
ENERGIA USADA POR BARRIL DE CARGA				ENERGIA EQUIVALENTE POR BARRIL DE CARGA			
ETAPA DE PROCESO	VAPOR MBG	COMBUSTIBLE MMBTU	ELECTRICIDAD KWH	VAPOR MMBTU	COMBUSTIBLE MMBTU	ELECTRICIDAD MMBTU	TOTAL MMBTU
COMBINADA	0.0058	0.099	0.2754	0.0189	0.0990	0.0009	0.1188
REDUCTORA DE VISCOSIDAD	(0.0274)	0.1296	0.2031	(0.0717)	0.1296	0.0007	0.0586
HDS. DEST. INTERMEDIOS	0.0193	0.1770	-----	0.054	0.1770	-----	0.2310
HDS DE NAFTAS	0.0071	0.0920	0.6220	0.0258	0.0920	0.0021	0.1199
REFORMADORA DE NAFTAS	0.0114	0.1878	1.3464	0.0337	0.1878	0.0044	0.2259
U. TRAT. Y FRAC. DE HC	0.1177	-----	0.6530	0.2916	-----	0.0022	0.2938
FCC	0.0010	0.1871	1.2672	(0.0093)	0.1871	0.0043	0.1821
ACRILONITRILO	----	38.23 *	15.80 *	-----	38.23 *	0.50E *	38.738 *
REC DE AZUFRE	(1.47)*	0.136 *	40.59 *	(3.523)*	0.196 *	0.1388 *	(3.248) *

NOTAS * = SERVICIO / TON DE CARGA
() = EXPORTACION DE ESA PLANTA.

TABLA IV

BALANCE DE ENERGIA DE LA REFINERIA. 2.											
ETAPA DE PROCESO	CARGA	VAPOR			COMBUSTIBLE		ELECTRICIDAD			TOTAL	
		B/D	MKG/D	MMBTU/D	%	MMBTU/D	%	KWH/D	MMBTU/D	%	MMBTU/D
COMBINADA	150000	870.0	2835.0	30.27	14850.0	31.73	41310.0	135.0	23.73	17820.0	33.31
RED. DE VISCOSIDAD	41000	(1123.4)	(2939.7)	---	5313.6	11.35	8372.1	28.7	4.40	2402.6	4.49
HDS. DE DEST. INTER	25000	482.5	1350.0	14.41	4425.0	9.45	----	---	---	5775.0	10.79
HDS DE NAFTAS	36500	359.15	941.7	10.05	3358.0	7.17	22703.0	76.65	11.77	4376.35	8.18
REF. DE NAFTAS	30000	342.0	1011.0	10.79	5634.0	12.03	40392.0	132.0	20.27	6777.0	12.57
U. TRAT. Y FRAC. HC	11063	1302.12	3225.9	34.45	---	---	7224.14	24.34	3.73	3250.24	6.08
FCC	40000	40.0	(372.0)	---	7484.0	15.99	50688.0	172.0	26.41	7284.0	13.62
ACRILONITRILO	150 T/D	---	----	---	5734.5	12.25	2370.0	76.2	11.70	5810.7	10.86
REC. DE AZUFRE	45 T/D	(16.15)	(158.54)	---	6.12	0.01	1826.55	6.246	0.96	(146.17)	---
TOTAL		2.06.22	5893.36	59.97	46805.2	9.98	174840.8	651.13	99.97	53349.7	100.0
%			11.01		87.49					99.71	

NOTA: () = EXPORTACION DE ESA PLANTA.

IV.2 PLANTA DE DESTILACION ATMOSFERICA (descripción del proceso)

La unidad de Destilación Atmosférica está diseñada para procesar 165000 B/D de crudo cretácico o una mezcla de crudo cretácico y marino en una relación 50/50 % en volumen provenientes de almacenamiento.

El objetivo de la planta es la separación del crudo en sus fracciones comerciales para la obtención de gas combustible, LPG, nafta pesada, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo pesado y crudo reducido; además del tratamiento de las corrientes: producto de LPG y de nafta ligera, así como el tratamiento de las aguas amargas residuales.

Para este propósito, la planta esta constituida de las siguientes secciones: destilación atmosférica, en la que se efectúan las operaciones de precalentamiento del crudo para llevarlo al nivel de temperatura necesario para efectuar la eliminación de sales, el desalado, que reduce el contenido de sales y agua en el crudo, el despunte y calentamiento que separa las fracciones ligeras contenidas en la alimentación y se calienta el crudo despuntado y, la destilación atmosférica y agotamiento que realiza la destilación del mismo y las fracciones obtenidas se agotan para obtener la especificación deseada; fraccionamiento, en donde se estabiliza la nafta ligera; tratamiento de LPG con dietanolamina; tratamiento caústico de LPG; tratamiento caústico de nafta; tratamiento de agua amarga. Siendo de las anteriores la sección de destilación atmosférica y agotamiento las que proporcionan la materia prima a las siguientes secciones, así como que son las que involucran mayores complicaciones por las recirculaciones y las especificaciones que deben llevar las corrientes; por lo que es en estas secciones donde se trabajó, tanto para hacer la simulación, como para aplicarle síntesis de procesos, específicamente la tecnología de pinch para rediseño de redes de intercambio de calor.

SECCION DE DESTILACION ATMOSFERICA Y AGOTAMIENTO.

Esta sección del proceso puede ser dividida a su vez en otras subsecciones como son: precalentamiento, desalado, despunte y calentamiento y destilación atmosférica y agotamiento. La figura IV.2.1 muestra el esquema de procesamiento considerando estas subsecciones, las cuales se explican a continuación. Este esquema cuenta con los números de los equipos y de las corrientes que se emplearon para la simulación, además de que fue el que sirvió de base para elaborar el diagrama de bloques que representa la simulación y que será explicado en la siguiente sección del presente capítulo.

Precalentamiento

El crudo proveniente de almacenamiento se divide para alimentarse a dos trenes de precalentamiento idénticos. El precalentamiento de crudo se lleva a cabo aprovechando el calor de los diversos efluentes de la torre Atmosférica, así como de los reflujos externos de la misma. En esta forma el crudo intercambia calor en los siguientes equipos: intercambiador crudo/turbosina producto, intercambiador crudo/recirculación superior, intercambiador crudo/gasóleo pesado producto, intercambiador crudo/kerosina producto, intercambiador crudo/diesel producto, finalmente en el intercambiador crudo/recirculación inferior. Posteriormente el crudo precalentado se envía a las desaladoras.

Desalado

El desalado del crudo es un proceso de tipo electrostático en dos etapas que, dependiendo del contenido de sales en el crudo, se puede realizar en dos formas: desalado utilizando el flujo de agua en serie con 8% en volumen de agua de dilución con respecto al crudo o desalado con alimentación de agua en paralelo a cada etapa del desalado con 10% de agua (5% en cada etapa). En la operación en serie, que corresponde a la operación normal, el crudo caliente se

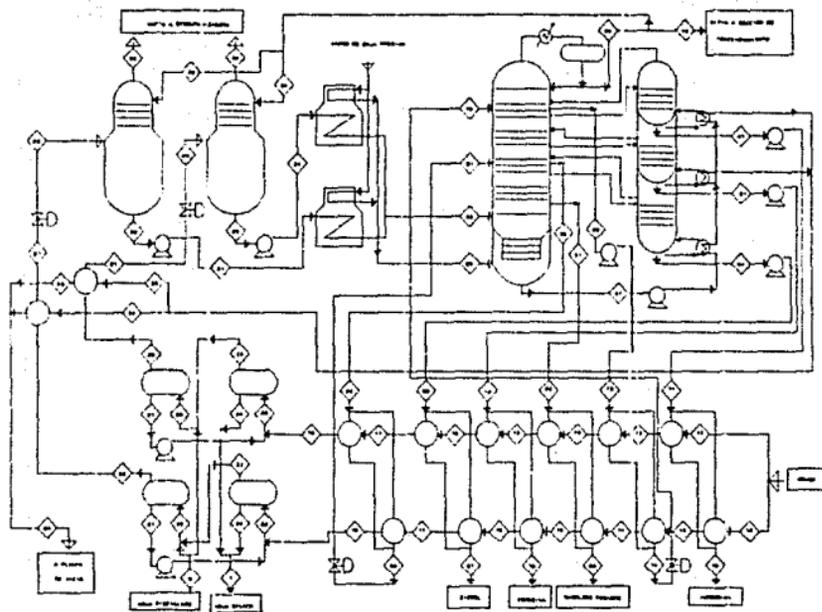


FIG. 14. 2. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA ATMOSFERICA

RENE OCAÑO B.

FACULTAD DE QUIMICA UNAM

MAESTRIA EN ING. QUIMICA (PROCESOS)

1982

mezcla con agua proveniente de la segunda etapa de desalado y se alimenta a las desaladoras de cada tren (1a. etapa), donde se realiza aproximadamente el 95% de la remoción de sales, el crudo efluente se mezcla con agua fresca y pasa a las desaladoras de la segunda etapa para completar el desalado.

En la operación en paralelo, el crudo se pone en contacto con agua fresca, alimentada a ambas etapas del desalado.

Despunte y Calentamiento

El crudo desalado efluente de las desaladoras, se alimenta a los intercambiadores crudo/residuo con el objeto de alcanzar las condiciones de despunte, aprovechando para ello el calor cedido por las corrientes de residuo atmosférico antes de enviarse a L.B.

La alimentación del crudo a las torres despuntadoras se hace a control de nivel de las mismas por debajo del último plato. La reducción de presión de las corrientes de crudo en la válvulas de los controladores de nivel, ocasiona una vaporización parcial. En estas torres, constituidas por 6 platos tipo válvula, se separa la fracción vaporizada y se rectifica usando como reflujo una corriente de nafta atmosférica que se admite a control de flujo en cascada con el control de temperatura de los gases efluentes del domo.

El destilado líquido obtenido de las torres despuntadoras es la nafta ligera que se envía, a control de nivel de los tanques acumuladores a fraccionamiento.

El destilado vapor de las torres despuntadoras pasa por varias etapas de compresión donde se separan partículas líquidas y posteriormente se manda a la sección de fraccionamiento.

El crudo despuntado que se obtiene por el fondo de las despuntadoras se envía a los calentadores de crudo, donde se

calienta hasta obtener la vaporización requerida para ser alimentado a la torre atmosférica.

Destilación Atmosférica y Agotamiento

Las dos corrientes de crudo despuntado provenientes de los calentadores se alimentan a la torre atmosférica en la zona de vaporización entre los platos 37 y 38. Esta torre consta de 41 platos tipo válvula.

A la torre también se le suministra por el fondo, vapor de agua de baja presión sobrecalentado para contribuir como agente de arrastre de los productos ligeros ya que disminuye la presión parcial de los hidrocarburos.

La corriente de domos constituida por nafta y vapor de agua se envía al condensador de torre atmosférica. El efluente del condensador pasa al acumulador de torre atmosférica donde se separan agua como fase pesada que se envía al tanque colector de agua amarga y nafta como fase ligera de la cual una parte se refluja a las torres despuntadoras y atmosférica y la otra parte se envía a la planta Hidrodesulfuradora de nafta, previo enfriamiento en el enfriador de nafta atmosférica. Esta última corriente puede también ser enviada normalmente (cuando la Hidrodesulfuradora esta fuera de operación) a almacenamiento sin tratar o bien mezclarse con la nafta ligera estabilizada para enviarse a tratamiento cáustico y posteriormente a almacenamiento.

Con el objeto de mantener el perfil de temperaturas adecuado en la torre atmosférica, en la sección de extracción de turbosina se cuenta con una recirculación tomada del plato 8 intercambia calor con el crudo de alimentación de los equipos intercambiadores de crudo/recirculación superior del tren de precalentamiento y se retorna a control de flujo al plato 8 de la torre.

La primera extracción lateral se realiza en el plato 9, la turbosina extraída se alimenta al agotador de turbosina a control de nivel de éste. Dicha columna consta de 4 platos tipo válvula.

El calor de agotamiento lo suministra el rehervidor de turbosina, cuyo medio de calentamiento es el residuo atmosférico.

El vapor efluente del agotador de turbosina se retorna al plato 7 de la torre atmosférica, mientras que la corriente de fondos que constituye la turbosina producto se envía a control de flujo a intercambiar calor en los equipos del tren de precalentamiento crudo/turbosina producto.

La extracción lateral de kerosina de la torre Atmosférica se realiza por el plato 16 y se alimenta al plato 1 del agotador de kerosina a control de nivel de este.

El calor para el agotamiento a realizar en esta columna de 4 platos tipo válvula, lo suministra el residuo atmosférico en el rehervidor de kerosina.

Por la parte superior del agotador se obtiene una corriente gaseosa que se regresa a la torre atmosférica al plato 15.

Del fondo del agotador se extrae la kerosina producto, que se envía a intercambio de calor en los intercambiadores crudo/kerosina producto.

Con el propósito de tener una mejor separación en la sección de diesel de la torre Atmosférica, se cuenta con una recirculación que se obtiene del plato 24, intercambia calor enfriándose con el crudo de alimentación en los intercambiadores crudo/recirculación inferior de los trenes de precalentamiento. Y se regresa a control de flujo a la torre atmosférica en su plato 24.

La extracción de diesel de la torre atmosférica se lleva a cabo en el plato 25 y se alimenta a control de nivel al agotador de diesel, para su agotamiento.

El calor necesario para el agotamiento es suministrado por el residuo atmosférico en el rehervidor de diesel.

De esta última torre de 4 platos tipo válvula se obtiene una corriente de fondos que se retorna al plato 25 de la atmosférica.

La corriente de fondos de la torre de agotamiento de diesel se envía a intercambiar calor en los trenes de precalentamiento, en los intercambiadores crudo/diesel producto.

El gasóleo pesado que se extrae de la torre atmosférica en su plato 33 se envía al tanque de balance de gasóleo pesado a control de nivel de este; de ahí se hace pasar a intercambiar calor enfriándose en los intercambiadores crudo/gasóleo pesado producto.

El residuo atmosférico que se obtiene de la torre atmosférica como corriente de fondos, se envía para que sirva como medio de calentamiento en los rehervidores de las torres agotadoras de diesel, kerosina y turbosina y después se hace pasar por los intercambiadores crudo/residuo.

Posteriormente, el residuo atmosférico se envía a la planta de vacío para su fraccionamiento a control de nivel del fondo de la torre atmosférica.

Como ya se mencionó antes, la planta de Destilación Atmosférica, esta diseñada para procesar 165000 B/D de crudo cretácico 100%, o bien de una mezcla 50/50% volumen de crudo cretácico y crudo marino, maximizando la producción de gasolina o diesel, teniéndose por lo tanto cuatro casos de operación:

- 1) 100% crudo cretácico con maximización de gasolina

- 2) 100% crudo cretácico con maximización de diesel
- 3) Mezcla 50/50% vol. crudo marino y cretácico con maximización de gasolina.
- 4) Mezcla 50/50% vol. crudo marino y cretácico con maximización de diesel.

Pero debido a la amplitud que resultaría el considerar los cuatro casos de operación; en el presente trabajo se consideró solo uno de ellos: operando con crudo cretácico 100% y maximización de gasolina. Al que se estudio por medio de simulación y la aplicación de la Tecnología Pinch.

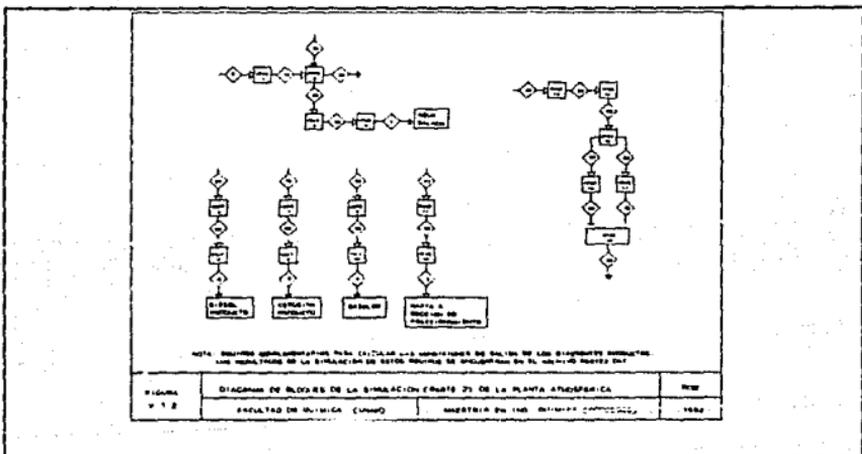
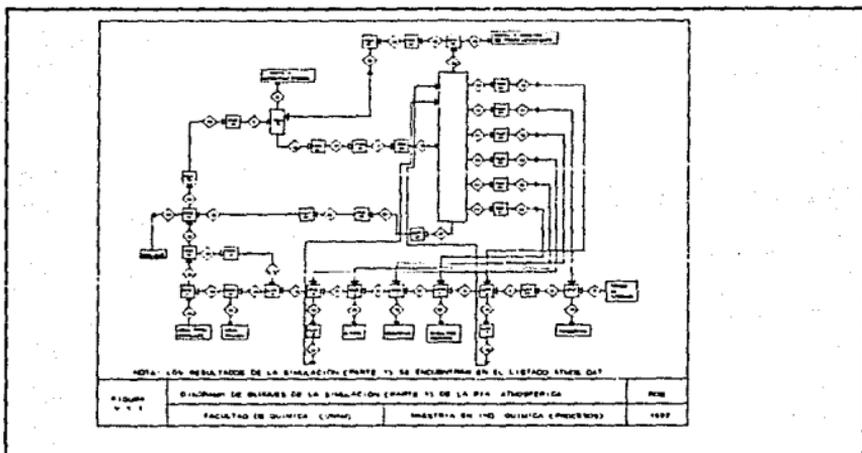
V. PLANTA DE DESTILACION ATMOSFERICA

V.1 SIMULACION DEL PROCESO

La simulación es la representación de un fenómeno a través de un modelo, el cual al ser resuelto da una idea del comportamiento del fenómeno. Por lo tanto, la simulación es una herramienta muy importante para el análisis de procesos ya que ayuda a entender lo que pasa en algún proceso sin tener que modificar dicho proceso en la vida real sino hasta estar seguros que el cambio que se quiere evaluar dará los resultados deseados; además de que ahorra mucho tiempo en los cálculos si se hicieran a mano para evaluar el comportamiento de dicho proceso al hacer alguna variación en las condiciones de operación. Pudiendo emplear ese tiempo en la interpretación de resultados y el correcto entendimiento del problema. El problema, la planta atmosférica en este caso, fue resuelto empleando el simulador de procesos CHEMCAD, el cual es un simulador modular secuencial, escrito en lenguaje fortran. Para realizar la simulación de la planta, lo que se procedió a hacer fue:

- El diagrama de flujo de la planta atmosférica, figura IV.2.1, se convirtió a un esquema de bloques, figuras V.1.1 y V.1.2 (debido a problemas de capacidad en la maquina empleada se tuvo que dividir el problema en dos partes: la primera denominada "ATMOS.DAT" que incluye los equipos principales y las recirculaciones; y la segunda llamada "PARTE2.DAT", que contiene los equipos complementarios), en los que se representa cada uno de los equipos del diagrama original por un bloque con el nombre específico que maneja dicho simulador para la operación unitaria representada; además en dicho esquema se interconectan los equipos numerándose las corrientes de tal forma que dicho esquema puede ser entendido, sin tener que recurrir al diagrama original. La forma como se nombren los equipos (clave que se le coloca a cada equipo para su identificación además de la clave de la operación unitaria que represente), ayuda a entender

con solo ver el listado de resultados de la simulación como están interconectados los equipos y los números de las corrientes de entrada y salida, alimentación y productos.



- Dentro de la información que es necesaria en cada bloque está; clave de identificación del equipo, variables necesarias para su funcionamiento: variables que especifiquen como va a operar el equipo las cuales dependen del tipo de operación que represente ese módulo, por ejemplo, si es una bomba se necesita la presión de salida o caída de presión. Así como variables que van a entrar a este módulo de cálculo con las corrientes de alimentación (temperatura, presión, composición, etc.). Para que de acuerdo a esta información alimentada, calcule las variables de salida del equipo y las asigne a las corrientes que de él salgan.

- Es necesario crear un banco de datos de los compuestos y propiedades involucrados en el problema, para este caso como se trata de la industria de la refinación del petróleo, no son compuestos puros, por lo que tuvo que manejarse esta información como pseudocomponentes (para cada corte de petróleo se fijo uno). La tabla V.1.1, muestra las propiedades de los pseudocomponentes.

TABLA V.1.1 PROPIEDADES DE LOS PSEUDOCOMPONENTES EMPLEADOS.

IDENT.	NOMBRE	TBP F	API	PM	K Watson	BPD/LBM-H
62	AGUA	212.0	10.0	18.0	8.7	1.23
2	METANO	-258.3	340.0	16.0	19.5	3.66
3	ETANO	127.2	243.7	30.0	18.3	5.46
4	PROPANO	43.4	147.2	44.0	14.7	5.95
5	I-BUTANO	11.1	119.8	58.1	13.8	7.07
6	N-BUTANO	31.4	110.6	58.1	13.4	6.81
1001	CTE001	75.0	96.3	75.1	13.0	8.28
1002	CTE002	102.5	79.4	77.9	12.3	7.96
1003	CTE003	120.0	73.6	80.7	12.0	8.01

TABLA V.1.1 CONTINUACION....

1004	CTE004	137.5	71.8	84.8	12.1	8.35
1005	CTE005	162.5	68.3	90.5	12.0	8.76
1006	CTE006	187.5	64.6	96.4	11.9	9.15
1007	CTE007	212.5	61.1	107.5	11.9	9.57
1008	CTE008	237.5	58.1	109.1	11.8	10.02
1009	CTE009	262.5	55.2	116.1	11.8	10.50
1010	CTE010	287.5	52.8	123.5	11.8	11.02
1011	CTE011	312.5	50.6	131.3	11.8	11.58
1012	CTE012	337.5	48.6	139.7	11.8	12.19
1013	CTE013	362.5	46.8	148.5	11.8	12.82
1014	CTE014	387.5	44.9	157.6	11.7	13.47
1015	CTE015	425.0	41.8	171.7	11.7	14.41
1016	CTE016	475.0	38.3	197.1	11.7	15.80
1017	CTE017	525.0	35.2	214.5	11.7	17.33
1018	CTE018	575.0	32.6	239.1	11.7	19.00
1019	CTE019	625.0	30.4	266.1	11.7	20.87
1020	CTE020	675.0	28.5	295.3	11.7	22.88
1021	CTE021	750.0	26.2	344.5	11.8	26.31
1022	CTE022	850.0	22.7	415.6	11.9	31.05
1023	CTE023	950.0	18.8	490.7	11.9	35.72
1024	CTE024	1050.0	14.9	568.8	11.8	40.34
1025	CTE025	1150.0	10.8	645.4	11.7	44.49
1026	CTE026	1250.0	6.1	711.2	11.6	47.41

- Después de todo lo anterior lo que se procedió a realizar fue transcribir el diagrama de bloques de la simulación al simulador; elegir el método de evaluación de propiedades a emplear, en este caso se hizo uso de la ecuación de Peng-Robinson para el cálculo de entalpías y de las constantes de equilibrio "K", apropiada para este tipo de compuestos; escoger el método de convergencia adecuado para el cálculo de las recirculaciones, Wegstein con un paso de aceleración de dos y por último seleccionar las variables a fijar en cada uno de los equipos que se simularon.

Los listados de los resultados de la simulación, se presentan en el apéndice A, en ellos se muestra: el listado de los equipos involucrados en la simulación, corrientes de entrada y salida de cada equipo, secuencia de cálculo empleada en la simulación, corrientes de corte consideradas, ecuación empleada para el cálculo de la entalpía y valores de las constantes de equilibrio "K", método de convergencia empleado y frecuencia empleada, especificaciones de cada uno de los equipos simulados (variables de funcionamiento del equipo que se especificaron) y por último los resultados obtenidos: flujos y propiedades de cada una de las corrientes, cargas térmicas de los intercambiadores de calor, perfiles de temperatura de las torres de destilación (también puede dar los perfiles de composición), curvas de calentamiento de los diferentes intercambiadores y curvas TBP y ASTM para los compuestos seleccionados. A continuación se muestran algunos resultados importantes obtenidos de la simulación: En la figura V.1.3 se muestra el balance de materia de la planta en forma global y en



FIG. V.1.3

las tablas V.1.2 , V.1.3, se presentan las curvas TBP a 1 atmósfera para la alimentación y cada uno de los productos obtenidos.

TABLA V.1.2 CRUDO ALIMENTADO

% vol liq	TBP (F) a 1 atm.
5	147.7
20	279.8
40	460.4
60	709.8
80	1032.2
90	1186.1
100	1302.0

TABLA V.1.3

CURVA TBP (a 1 atm) PARA LOS PRODUCTOS DE LA PLANTA ATMOSFERICA

% Vol liq.	DIESEL	KEROSINA	GASOLEO	NAFTA	RESIDUO	TURBOSINA
5	576.7	481.3	546.7	150.4	762.2	179.8
20	600.7	513.4	655.9	220.5	881.4	192.8
40	629.0	534.6	689.8	277.7	996.4	207.5
60	652.8	556.7	726.5	324.5	1116.1	226.1
80	672.3	588.4	780.6	364.4	1218.4	254.8
95	687.8	618.5	832.7	402.3	1285.0	281.4

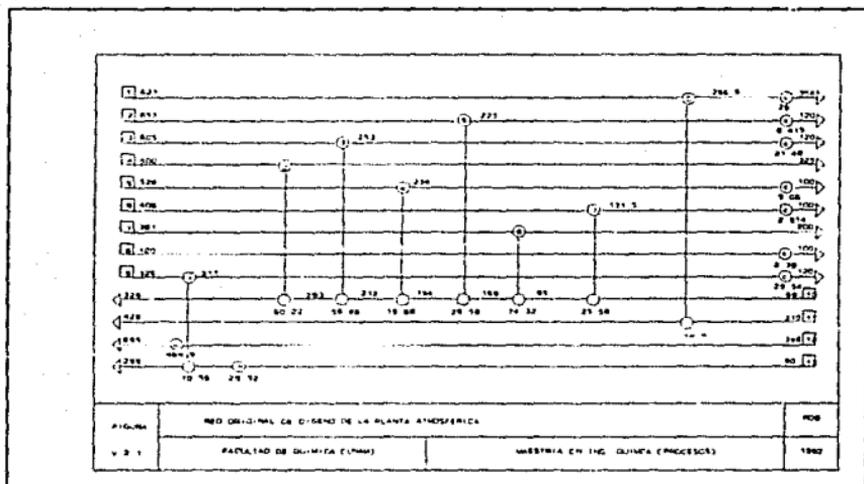
V.2 APLICACION DE LAS TECNICAS DE SINTESIS DE PROCESOS

Con la simulación de la planta Atmosférica se corroboró información de equipos y corrientes de la planta, necesaria para el análisis posterior de dicha planta por medio de la síntesis de procesos. El hacer uso de la síntesis de procesos para atacar el problema que representa el hacer el hacer un uso más eficiente de la energía en la planta primaria (atmosférica); en particular, para resolver el problema de síntesis de redes de intercambio de calor, que es el enfoque de este trabajo, conlleva implicaciones como son el requerir un buen punto de inicio para el rediseño de la red, con lo que se reduce en gran medida la necesidad de examinar alternativas de redes y encamina en forma más adecuada hacia un buen resultado.

El buen resultado a obtener es una estructura de una red que disminuya el consumo de servicios auxiliares haciendo un mejor uso del área e intercambiando las diferentes corrientes calientes y frías mejor que en la red de que se parte; además que sea más apropiada económicamente, esto considerando gastos de inversión, costo de la energía y necesidades de retorno de la inversión.

En la planta atmosférica, la red de precalentamiento de crudo involucra 8 equipos de intercambio de calor, 2 calentadores y 7 enfriadores para obtener las condiciones (de temperatura) requeridas por las diferentes corrientes consideradas en la misma. Dicha red original de esta planta es mostrada en la figura V.2.1, y los intercambiadores que la forman son:

- 1.- agua salada/agua para desalado
- 2.- diesel reflujo/crudo
- 3.- diesel producto/crudo
- 4.- kerosina producto/crudo
- 5.- gasóleo pesado producto/crudo
- 6.- turbosina reflujo/crudo
- 7.- turbosina producto/crudo
- 8.- residuo atmosférico/crudo



NOTA: para todos los esquemas de red presentados en este trabajo; la carga de los equipos esta en MMBTU/HR y la temperatura en °F.

De ahí se puede observar que hay 9 corrientes calientes que requieren enfriamiento y 4 frías que requieren calentamiento. Se obtuvieron diferentes valores de capacidad calorífica por flujo másico (MCp) y coeficientes de transferencia de calor de película (h) para diferentes intervalos de temperatura, dividiendo las corrientes originales en subcorrientes para tener una mejor caracterización de sus propiedades. Los datos de las corrientes y de los intercambiadores son presentados en las tablas V.2.1 y V.2.2. Esta información sirvió de base para calcular el área mínima requerida para cada intercambio de calor de los diferentes equipos colocados en la red, esto se hizo empleando la ecuación (1), presentada en el capítulo III; así como también se obtuvo el área total mínima requerida para esos intercambios y el exceso de área existente con respecto a la mínima requerida, tabla V.2.3. Con estos resultados se procedió a hacer el análisis previo.

TABLA V.2.1

DATOS DE LAS CORRIENTES CONSIDERADAS EN EL PRESENTE ESTUDIO.

No	CORRIENTES			TEMP °F		MMBTU/F	BTU/HR PIE ² °F
	NOMBRE	TIPO	SEC	DISP	REQ	MCp	H
1	RESIDUO PRIMARIO	CAL	1	627	356	0.6437	28.3
2	GASOLEO PESADO	CAL	1	652	225	0.0622	37.0
			2	225	120	0.0801	80.0
3	DIESEL	CAL	1	605	120	0.1615	126.3
4	DIESEL (REFLUJO)	CAL	1	500	325	0.4584	202.3
5	KEROSINA	CAL	1	528	100	0.0676	104.0
6	TURBOSINA	CAL	1	408	100	0.0925	230.8
7	TURBOSINA (REF.)	CAL	1	381	200	0.4106	230.8
8	NAFTA A FRAC.	CAL	1	120	100	0.119	269.3
9	AGUA SALADA	CAL	1	325	120	0.1956	160.0
10	CRUDO A DESALADO	FRIA	1	68	95	0.9474	12.5
			2	95	169	1.0043	25.0
			3	169	194	1.0632	37.0
			4	194	212	1.1044	40.0
			5	212	263	1.1149	50.0
			6	263	329	1.2154	80.0
11	CRUDO A DESPUNTE	FRIA	1	310	428	1.2576	100.0
12	CRUDO A ATMOS.	FRIA	1	398	695	1.5653	120.0
13	AGUA P/DESALADO	FRIA	1	90	299	0.1937	200.0

TABLA V.2.2
DATOS DE DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED.

CLAVE AEA-	INTERCAM No.	AREA EXISTENTE (Pie ²)	No. CORAZAS SERIE/PARALELO	ARREGLO PASO CORAZA-TUBOS
18-19	1	8144	2/2	1-2
11-12	2	19540	2/2	1-2
9-10	3	14948	2/2	1-2
7-8	4	7182	1/2	1-2
5-6	5	10152	1/2	1-2
3-4	6	28336	2/4	1-2
1-2	7	19572	2/2	1-2
13-14	8	81744	4/4	1-2

AREA TOTAL DE INTERCAMBIO DE CALOR = 189618 Pie²

TAMAÑO PROMEDIO DE CORAZA DE C/INTERCAMBIADOR = 3885 Pie²

TABLA V.2.3

AREA EXISTENTE Y MINIMA REQUERIDA DE CADA INTERCAMBIADOR

No.	SERVICIO	(AREA EXISTENTE	Pie ²) CALCULADA
1	AGUA DESALADO/AGUA SALADA	8144	4526
2	DIESEL REFLUJO/CRUDO	19540	11024
3	DIESEL PRODUCTO/CRUDO	14948	11186
4	KEROSINA PRODUCTO/CRUDO	7182	5153
5	GASOLEO PESADO PROD./CRUDO	10152	7508
6	TURBOSINA REFLUO/CRUDO	28336	21635
7	TURBOSINA PRODUCTO/CRUDO	19572	13792
8	RESIDUO PRIMARIO/CRUDO	81744	49818

AREA TOTAL REQUERIDA (CALCULADA) = 126 642 Pie²

AREA TOTAL DISPONIBLE (EXISTENTE) = 189 618 Pie²

AREA EN EXCESO = 62 976 Pie²

TAMAÑO DE CORAZA DE C/INTERCAMBIADOR = 3 885 Pie²

Dentro del análisis previo lo que se hizo fue: Primero, calcular el mínimo requerimiento de servicios de calentamiento y enfriamiento para diferentes ΔT_{min} , así como el área mínima requerida para llevar a cabo los intercambios de calor en esa red (corrientes calientes y frías), tabla V.2.4; segundo, se calculó el valor de eficiencia del área existente con respecto a la requerida, resultando de 0.786, y con ese valor se determinaron los puntos para trazar la curva de α constante, tabla V.2.5.

TABLA V.2.4

REQUERIMIENTO DE SERVICIOS Y AREA MINIMA PARA CADA ΔT_{min}

ΔT_{min}	REQ. DE SERVICIOS CALENTAMIENTO	(MMBTU/HR) ENFRIAMIENTO	AREA REQ. DE RED (Pie ²)
10	395.0	0.0	235817.0
30	395.0	0.0	212456.0
40	397.5	2.0	204896.5
50	400.0	5.0	197337.0
70	411.3	16.0	173648.0
90	423.7	28.0	155381.0
110	435.2	40.0	141336.0
130	447.7	53.0	129794.0
150	470.6	76.0	113229.0
170	498.5	103.0	97413.0
190	526.3	131.0	85033.0

TABLA V.2.5
VALORES PARA GRAFICAR LA CURVA DE α cte

ΔT	A_{ty}	A_y
10	235817.0	300021.6
30	212456.0	270300.0
40	204896.5	260682.6
50	19737.0	251064.9
70	173648.0	220926.2
90	155381.0	197685.8
110	141336.0	179816.8
130	129794.0	165132.3
150	113229.0	144057.3
170	97413.0	123935.0

EN LA RED EXISTENTE: REQ.DE CALENTAMIENTO = 494.8 MMBTU/HR

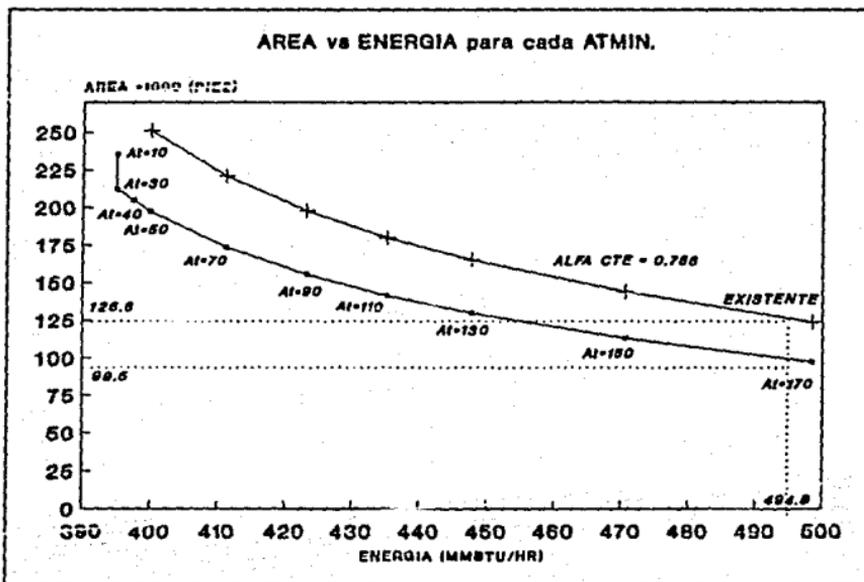
AREA CALCULADA = 126 642 Pie²

$$\alpha = A_{tx}/A_x = A_{ty}/A_y = 99510/126642 = 0.786$$

$$A_y = A_{ty}/\alpha$$

Con los datos de las dos tablas anteriores se traza una gráfica, la V.2.1, que relaciona el área de la red con la energía requerida de calentamiento. En ella se ve que el valor de 0.786, eficiencia de área usada, es bajo pudiéndose mejorar, por lo que se debe elegir la base para hacer el rediseño de la red, lo cual está basado en la inclusión de costos a lo hasta ahora obtenido. La tabla V.2.6 muestra los costos considerados en el presente trabajo. Con estos valores de costos se procede a evaluar dos casos, curvas, de costo de inversión contra ahorro de energía (capital ahorrado), que son:

- a) Se emplea totalmente el área de exceso existente en la red original (curva optimista) y
 b) No se puede emplear ninguno de los equipos existentes sobrantes (curva pesimista).



GRAF. V.2.1

TABLA V.2.6 COSTOS DE COMBUSTIBLE Y DE INTERCAMBIADORES.

COSTOS CONSIDERADOS PARA LOS CALCULOS ECONOMICOS:	
COSTO DE COMBUSTIBLE	= 201 805 libras / MMBTU/HR AÑO
COSTO DE INTERCAMBIADOR	= 20 000 + 107 570 * (NC) MMlibras
	DONDE: NC = A (Pie ²) / 3885 (Pie ²)

Esto se hace, evaluando para cada ΔT el ahorro de energía que se tendría (ΔE) al incrementar el área empleada (ΔA), esto último considerando el número de corazas que habría que incrementar para así tener ese ahorro de energía. Todo esto, ΔE y ΔA traducido a su equivalente en costos, tablas V.2.7 y V.2.8.

Estos valores obtenidos anteriormente se grafican dando como resultado la gráfica V.2.2, en la cual se traza además una línea de retorno de la inversión a un tiempo que se considere adecuado o a uno previamente seleccionado, basado tal vez en un criterio de cuanto se quiera invertir o cuanto se tiene para invertir; para este caso, se eligió trazar esta línea para un tiempo de retorno de 1.35 meses, lo cual da para una misma inversión (2.22 MM libras), diferentes valores de ahorro por concepto de energía; sobre la curva optimista se tendría un ahorro equivalente a los 20.1 MM libras/año, mientras que sobre la curva pesimista solo llegaría a los 15.2 MM libras/año. Ahora bien, es difícil predecir en esta etapa cuanta área en exceso puede ser reusada; pero, una suposición elegida para este problema lo representa el punto "A", que equivaldría a poder hacer uso de la mayor parte del área existente debido a las características de los equipos y de las corrientes que pueden quedar involucradas para emplear esos equipos. El punto escogido "A" corresponde a una ΔT_{min} de 40 F. Por lo que ese valor servirá de base para proceder al rediseño.

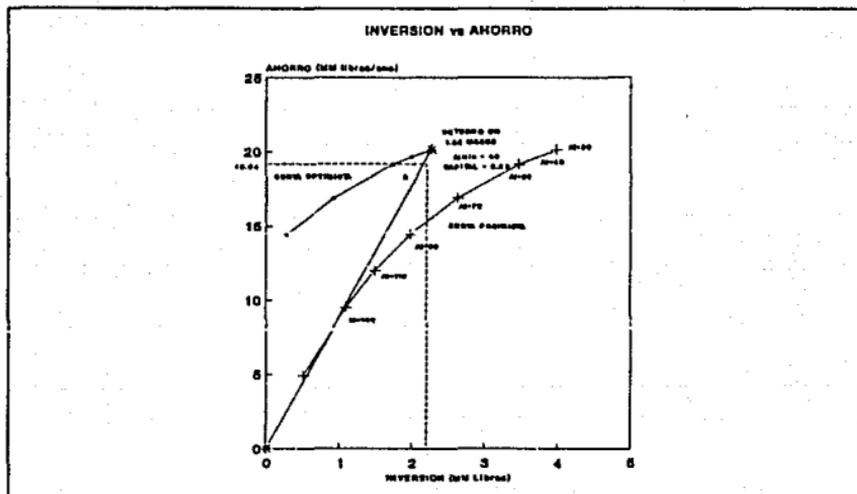
TABLA V.2.7 CURVA OPTIMISTA

ΔT	ΔE MMBTU/HR	ΔA Pie ²	INVERSION MM libras	AHORRO MM libras/Año
30	99.8	143658	2.27	20.14
40	97.3	134040	2.0	19.64
50	94.8	124423	1.74	19.13
70	83.5	94284	0.91	16.85
90	71.5	71043	0.27	14.43
110	59.6	53175	----	12.0
130	47.1	38490	----	9.5
150	24.2	17415	----	4.9

TABLA V.2.8 CURVA PESIMISTA

ΔT	ΔE MMBTU/HR	ΔA Pie ²	INVERSION MM libras	AHORRO MM libras/Año
30	99.8	143658	3.99	20.14
50	94.8	124423	3.46	19.13
70	83.5	94284	2.63	16.85
90	71.5	71043	1.98	14.43
110	59.6	53175	1.49	12.0
130	47.1	38490	1.09	9.5
150	24.2	17415	0.50	4.9

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

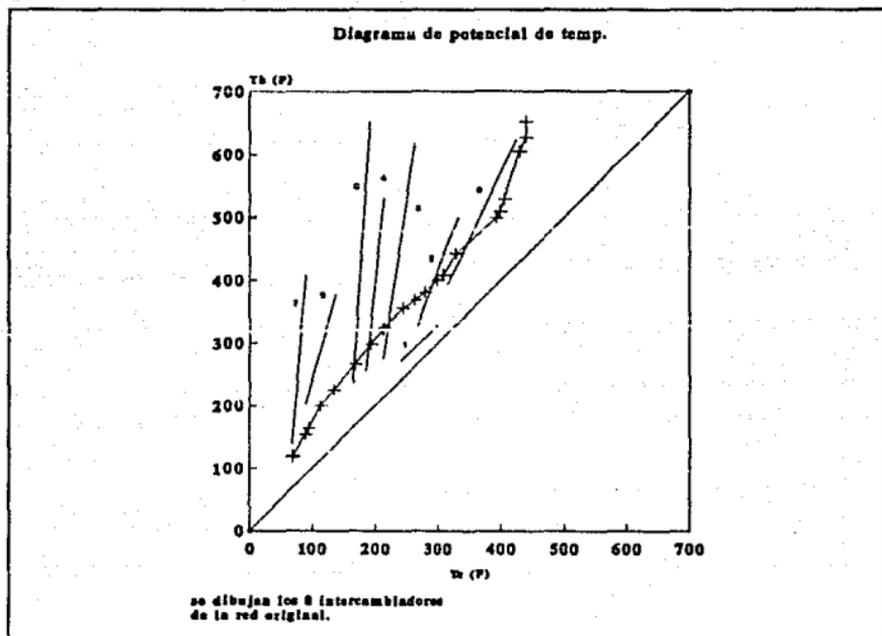


Habiendo obtenido los datos base del rediseño, se procede a la segunda etapa del mismo, "Rediseño de la red". El cual como ya se mencionó en otra sección del trabajo, consta de 4 pasos:

- a) Análisis de los intercambiadores existentes
- b) Corrección de los malos intercambiadores
- c) Poner nuevos intercambiadores
- d) Evolución

a) ANALISIS DE LOS INTERCAMBIADORES EXISTENTES

Dentro de este paso se hace uso del diagrama de potencial de temperatura, gráfica V.2.3, para ver que tan bien colocados se encuentran los intercambiadores de la red (1 al 8).



GRAF. V.2.3

Pudiéndose notar que como mejor colocado en primer lugar esta el intercambiador 1, luego el 8 y después todos los demás; para corroborar cuales son los mejor colocados se hace uso de la técnica del problema remanente, explicada en el capítulo III. El resultado de aplicar esta técnica se puede observar en la tabla V.2.9.

TABLA V.2.9

VALORES DE ΔT_{minr} , AREA y α PARA CADA INTERCAMBIADOR DE LA RED.

INTER No.	ΔT_{minr}	A req. Pie ²	α_i
1	41	200823	1.0
2	41	195267	0.98
3	41	204091	0.95
4	41	201360	0.99
5	41	201048	0.98
6	14.3	208128	0.89
7	17.5	194291	0.985
8	41	155090	1.0

LOS CALCULOS SE HICIERON CONSIDERANDO UN CONSUMO DE ENERGIA DE 397.5 MMBTU/aR PARA CALENTAMIENTO.

Todos los intercambiadores tienen buena eficiencia, pero el 6 y 7 tienen pequeño ΔT_{minr} .

Examinando la red se nota que los intercambiadores 2 al 7 interaccionan entre sí porque manejan una corriente común (crudo); y si se corrigiera el intercambiador 6 y 7 se afectaría tal vez el funcionamiento de los siguientes aunque estén bien puestos, por lo que no se puede aceptar que estos intercambiadores sean aceptados como bien colocados.

Los intercambiadores 1 y 8 si se pueden aceptar como bien colocados en la red ya que ambos tienen eficiencia de 1.0 y $\Delta T_{minr} = 41$, además de que como no interaccionan con otro no se ve afectado su funcionamiento.

Por lo tanto de este análisis se eligen a los intercambiadores 1 y 8 como bien puestos y candidatos a no modificarse en la red.

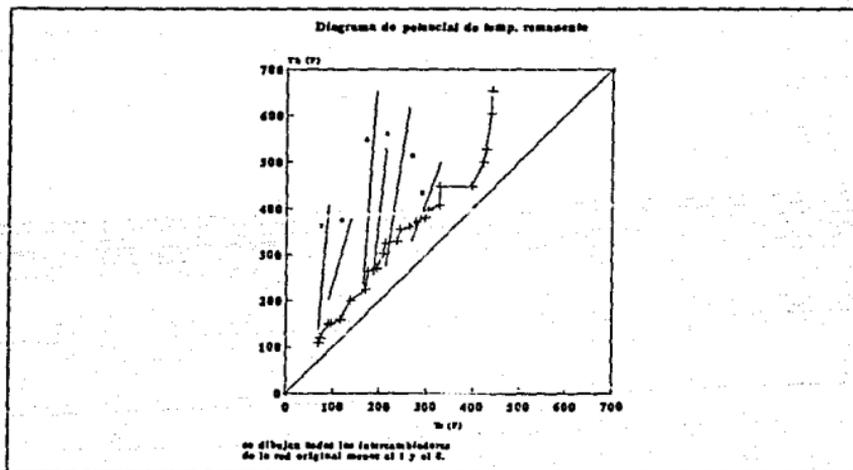
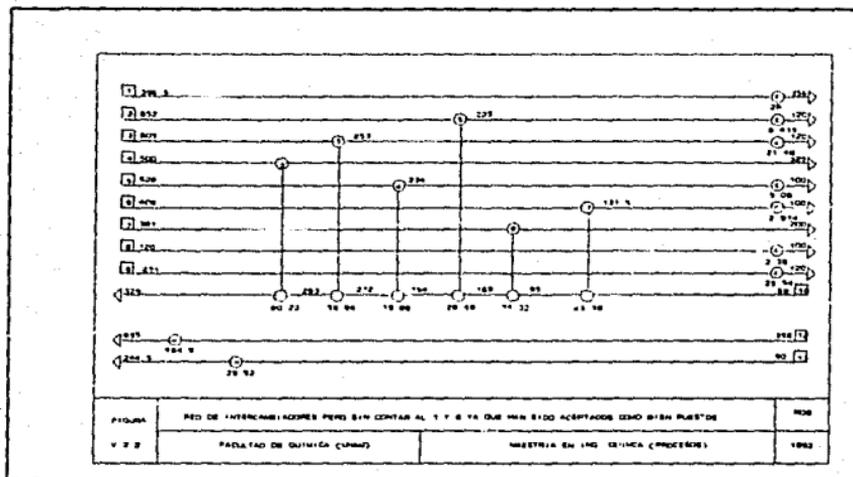
Con esto fijado, se determina la eficiencia y el ΔT_{minr} combinado de estas dos unidades (1 y 8); para el mismo valor de $Q=397.5$ MMBTU/HR.

$$\Delta T_{minr} = 41.0$$

$$\text{AREA REMANENTE (1 y 8)} = 147\,416 \text{ Pie}^2$$

$$\alpha_{max} (\text{prob. rem 1 y 8}) = 204896.5 / (150552 + 4526 + 49818) = 1.0$$

Ahora bien, como se van a mantener los intercambiadores 1 y 8, la red quedaría como es mostrada en la figura V.2.2 y el esquema de manejo de potencial de temperatura queda como el de la gráfica V.2.4.



GRAF. V.2.4

Ahora se calcula el α_{\max} y $\Delta T_{\min r}$ de cada intercambiador considerado de la red anterior, pero sin tomar en cuenta a los intercambiadores 1 y 8, tabla V.2.10.

TABLA V.2.10

INTER No.	$\Delta T_{\min r}$	A req. Pie ²	α_i
2	---	indefinido	---
3	7	142410	0.96
4	32	151758	0.94
5	30	151414	0.92
6	10	168029	0.77
7	8	152411	0.88

LOS CALCULOS SE HICIERON CONSIDERANDO UN CONSUMO DE ENERGIA DE 397.5 MMBTU/HR PARA CALENTAMIENTO.

b) CORRECCION DE LOS MALOS INTERCAMBIADORES

Habiendo hecho el análisis anterior, y elegido a los intercambiadores que se consideraban bien puestos en la red. Se procedió luego a corregir los intercambiadores mal colocados y como todos se afectan entre sí (del 2 al 7) se inicia de la temperatura final de la corriente o sea de la temperatura de salida (329 F). La corrección de los intercambiadores se hace por medio de el método y las ecuaciones explicadas en el capítulo III para este fin. Es decir, que se recalcula cada intercambiador teniendo en cuenta la temperatura que interesa a la salida o entrada de dicho intercambiador, el valor de H_i de las corrientes para calcular una U (coef. global de transferencia de calor); esa U , junto con el valor del área existente del intercambiador, se sustituye en las

ecuaciones ya mencionadas (para las cuales se designa una temperatura de acercamiento caliente o frío), obteniéndose un calor a transferir por ese intercambiador y con él, se obtienen las temperaturas faltantes del mismo. En el apéndice B se muestra la aplicación de estas ecuaciones en la corrección del intercambiador número 2 para su mejor comprensión.

De la corrección y/o relocalización hecha, se obtuvo una red, en la cual los intercambiadores hacían buen uso de su área existente (α_{max} cerca de 1.0) y tenían una buena ΔT_{minr} . La tabla V.2.11, muestra los resultados del análisis del problema remanente para los intercambiadores 2 al 7 de la red. Y la figura V.2.3, presenta la estructura de la red de estos intercambiadores corregidos (sin el 1 y el 8), y marcando las nuevas posiciones y temperaturas de entrada y salida a la que trabajarán estos intercambiadores.

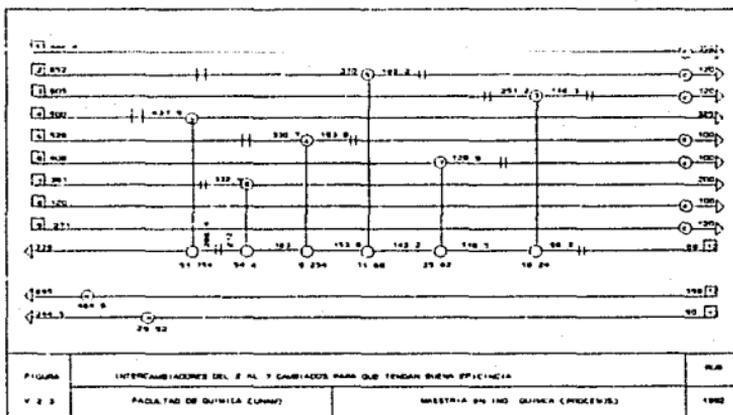
TABLA V.2.11

ANÁLISIS DE PROBLEMA REMANENTE PARA LOS INTERCAMBIADORES 2 AL 7

No. INTER	A calc (i)	A rp(i)	ΔT_{minr} (i)	α_{max} (i)
2	13024	137290	41	0.98
3	11186	139671	41	0.99
4	5153	134392	41	1.0
5	7508	144449	35	0.97
6	21635	129947	35	0.97
7	13792	130918	41	1.0

donde: $\alpha_{max}(i) = At / (Ai + Atr i)$

At = área de la red completa, solo no se considera a los intercambiadores 1 y 8 = 150 552 Pie²



- El área requerida por los intercambiadores corregidos (del 1 al 8), ya bien colocados es de 126 642 pie²
- El área mín. requerida de la red para 397.5 MMBTU/HR de energía mínima requerida de calentamiento es de 204 896.5 pie²
- El área remanente de la red de los inter. 1 al 8, es decir el área que hace falta para hacer el resto de los intercambios de calor para ese mín. req. de calentamiento es 87 089.6 pie²

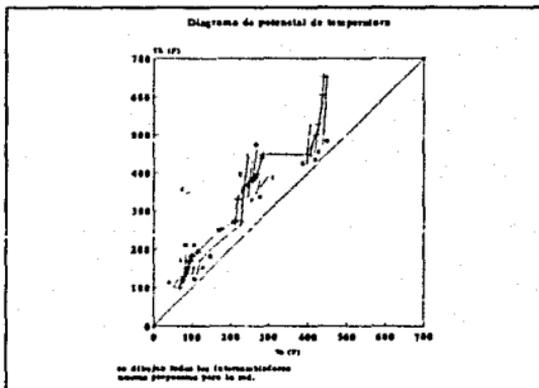
Por lo tanto esta red tiene un:

$$\alpha_{max} = 204 896.5 / (126 642 + 87 089.6) = 0.96$$

$$\text{con } \Delta T_{min}(i) = 32$$

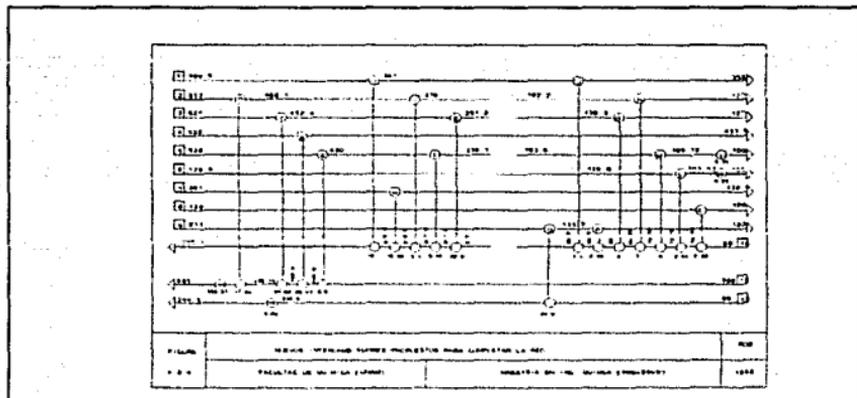
c) COLOCACION DE NUEVOS INTERCAMBIADORES.

Teniendo corregidos los intercambiadores existentes, lo que se debe hacer es colocar nuevos intercambiadores para agotar la energía que se pueda intercambiar entre las corrientes calientes y frías; la gráfica V.2.5, presenta el esquema de potencial de temperatura para los nuevos intercambios propuestos, notándose como



GRAF. V.2.5

apropiadamente colocados en ese diagrama. Dichos intercambiadores pero colocados en forma de red se pueden ver en la figura V.2.4, donde solo aparecen estos nuevos intercambiadores, ya por el momento se omiten los intercambiadores del 1 al 8, ya corregidos, para facilitar esta etapa del rediseño.

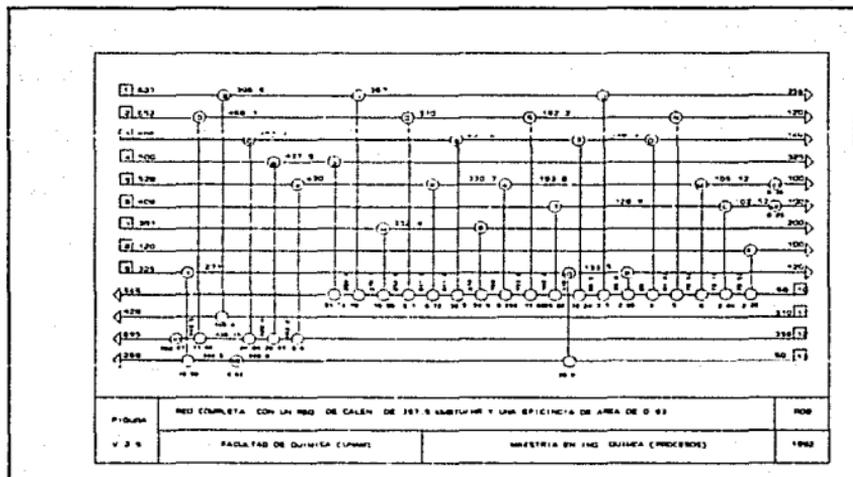


Luego de proponer los nuevos intercambiadores y representarlos en el esquema de potencial de temperatura, es conveniente analizarlos por medio de la técnica de "análisis del problema remanente" antes de decidir si esta o no bien colocado un intercambiador. Los resultados de este análisis para cada intercambiador, se presentan en la tabla V.2.12.

TABLA V.2.12 ANALISIS DEL LOS NUEVOS INTERCAMBIADORES

INTERCAMBIADOR	α	$\Delta T_{minr} (i)$
A	0.98	32
B	0.97	32
C	0.96	32
D	0.95	32
E	0.94	32
F	0.95	32
G	0.94	32
H	0.96	35
I	0.93	36
J	0.94	36
K	0.96	37
L	0.94	41
M	0.99	42
N	0.98	37
O	0.94	36
P	0.94	46
Q	0.93	> 50

Después de haber comprobado que están bien puestos los nuevos intercambiadores, lo que resta en esta etapa es juntar a los 8 intercambiadores originales con los nuevos propuestos (de la A a la Q), con lo que se tiene a la red completa; figura V.2.5.



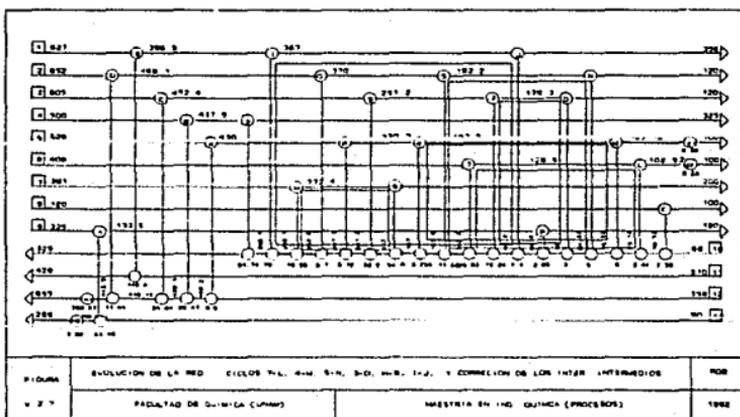
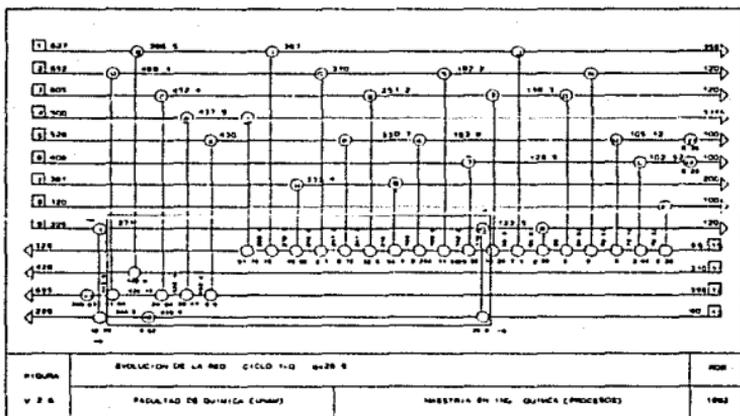
Ahora que se tiene el diseño terminado para un requerimiento de servicios de calentamiento de 397.5 MMBTU/HR. El cual tiene 17 intercambiadores nuevos con un área entre ellos de 92965 pie². La eficiencia de área (α) de la red es de 0.93 que es mejor que la que tenía la red existente de 0.786.

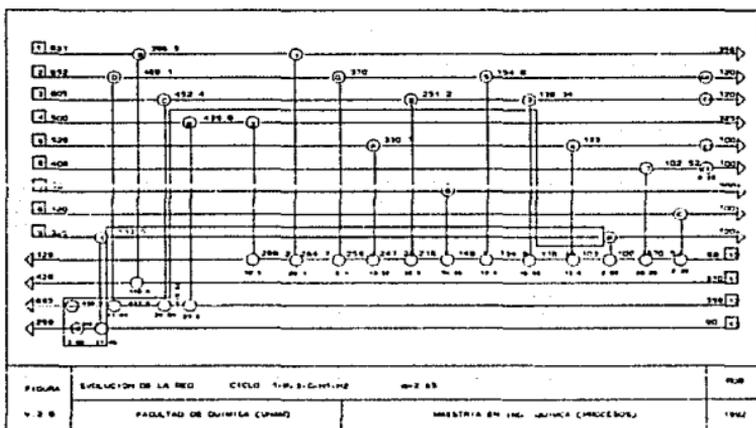
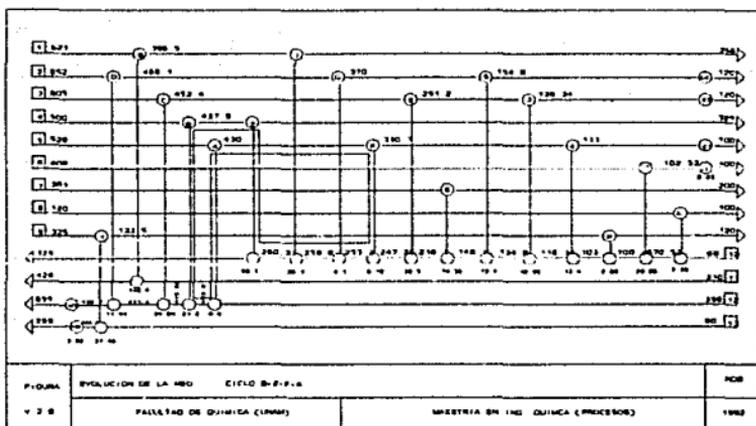
El calor a transferir por los calentadores disminuyó notoriamente, uno bajo de 464.9 a 393.67 y el otro de 29.92 a 3.02; así también disminuyó el No. de enfriadores además de que bajo la carga que manejan los dos que quedan en la red.

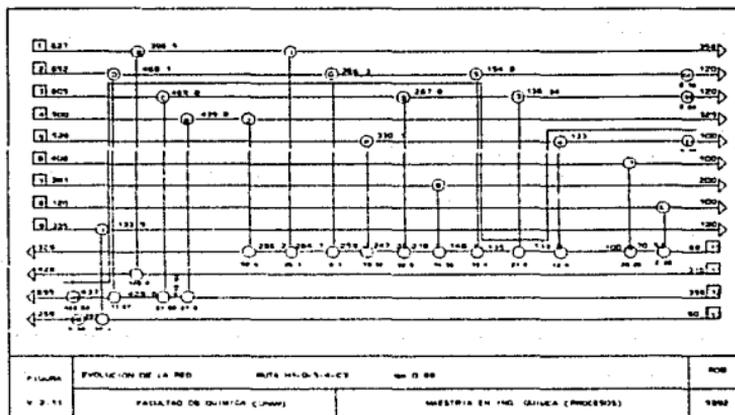
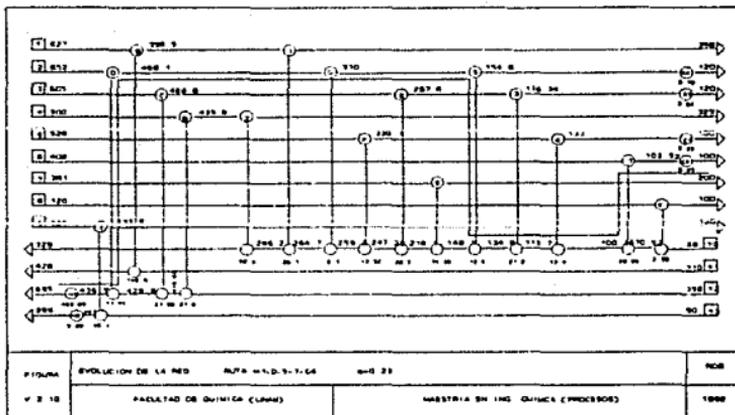
d) EVOLUCION

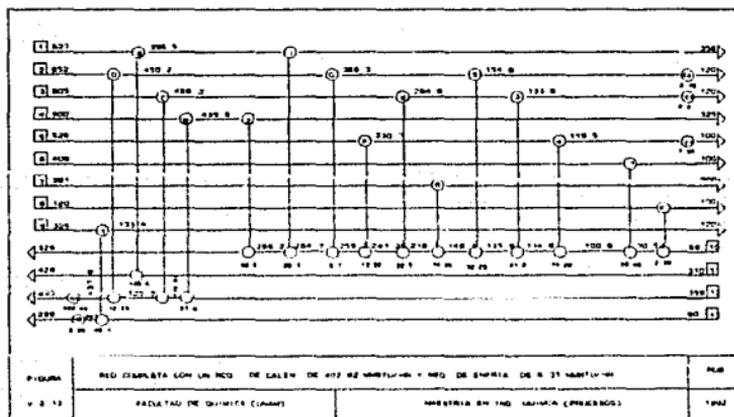
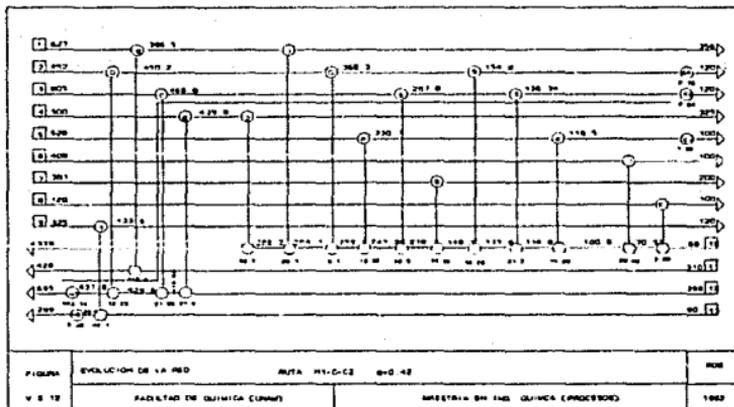
Debido a que al obtener el diseño completo, también se incrementan en gran medida el número de intercambiadores, se hace uso de este último paso de el proceso de rediseño, que es la evolución para tratar de obtener un esquema de la red lo más parecido posible a la original para no tener que hacer tantos cambios a ésta. Por lo que basado en el diseño completo nuevo, figura V.2.5, se procede a hacer uso de "rutas y ciclos", explicados con un ejemplo en el capítulo III; para disminuir el número de equipos, redistribuir las cargas de los diferentes equipos y así minimizar los cambios a realizar en la red; pero, siempre bajo el esquema de el consumo de energía para calentamiento calculado para la realización de todos los cálculos.

En las figuras V.2.6 a la V.2.13, se presenta como fue llevada la evolución de la red hasta el diseño final; en ellas se muestran las rutas y/o trayectorias empleadas en cada caso para la redistribución de la carga. Además de que en ellas se marca la carga (q) que se redistribuyó.









En esta nueva red propuesta como rediseño, figura V.2.13, hay 7 nuevos intercambiadores (B,C,D,E,F,I,K), así como relocalización y corrección de los existentes. A continuación se presenta el área de cada uno de los intercambiadores que están involucrados en esta nueva red.

INTERCAMBIADOR	AREA (pie ²) PARA LA NUEVA RED
1	15561
2	13267
3	17748
4	8750
5	10562
6	24046
7	20273
8	49818
B	6037
C	3630
D	5392
E	8133
F	2480
I	12416
K	4982

AREA TOTAL DE LA NUEVA RED PROPUESTA = 203 095 pie²

CON UN CONSUMO DE SERVICIOS DE:

CALENTAMIENTO = 402.82 MMBTU/HR

ENFRIAMIENTO = 6.31 MMBTU/HR

El diseño de la red original ocupa un área total de 189 618 pie²; con un consumo de servicios de :

calentamiento = 494.8 MMBTU/HR y enfriamiento = 99.79 MMBTU/HR

Lo que falta saber es cuanta área de la existente, se puede aprovechar para los intercambiadores nuevos propuestos. Por lo que en la siguiente tabla se muestra para cada intercambiador: el área existente, área necesaria en la red rediseñada, área que le falta o le sobra y su equivalente en no. de corazas para ver cuanta pudiera ser utilizada por otro intercambiador (tamaño promedio de la coraza= 3885 pie²).

INTER	AREA NECESARIA	AREA ACTUAL	AREA Q' FALTA	AREA Q' SOBRA	CORAZAS FALTAN	CORAZAS SOBРАН
1	15561	8144	7417	---	2	---
2	13267	19540	---	6273	--	1
3	17748	14948	2800	---	1	--
4	8750	7181	1568	---	1	--
5	10562	10152	410	---	1	--
6	24046	28336	---	4290	--	1
7	20273	12572	701	---	1	--
8	49818	81744	---	31926	--	8
B	6037	---	6037	---	2	--
C	3630	---	3630	---	1	--
D	5392	---	5392	---	2	--
E	8133	---	8133	---	3	--

CONTINUACION.....

F	2480	----	2480	----	1	----
I	12416	----	12416	----	4	----
K	4982	----	4982	----	2	----
TOTAL	203095	189618	55966	42489	21	10

Si se pudiera usar toda el área disponible sobrante (42489 pie²), solo habría necesidad de incrementar el área en 13477 pie²; pero como esto no es posible porque cada coraza tiene un área determinada, lo que se hace es calcular cuantas corazas se pueden usar en el rediseño; y el resultado es 10 equivalente a un área de 38850 pie². Y el área faltante es de 55966 pie² equivalente a 14.4 corazas, pero como es requerida para diferentes intercambiadores, se calcula cuantas corazas necesita cada intercambiador ya sean adicionales para un intercambiador existente o uno nuevo; y este valor es de 21 corazas requeridas (de 3885 pie²).

Por lo tanto el número de corazas nuevas a adicionar para esta red rediseñada es de 11 equivalente a un área de 42735 pie² (área total de la red es de 232353).

Con este valor obtenido y con la energía consumida en la red propuesta (rediseño) se evalúa económicamente:

El ahorro de energía sería de : 494.8 - 91.98 MMBTU
equivalente a 18.56 MM de libras / año.

Y la inversión que se tendría que hacer sería para comprar esas 11 nuevas corazas para los intercambiadores:

COSTO INVERSION = 20 000 + 107 570 (NC) y NC = 11
COSTO DE INVERSION = 1.2 MM libras

El tiempo de retorno de la inversión sería a 0.8 meses (25 días), todo ello considerando que todas las corazas se pudieran rehusar, pero en caso contrario, es decir que no todas se pudieran rehusar, se tendrían que comprar todas nuevas, tanto para los intercambiadores nuevos como para los ya existentes, el costo de inversión sería de 2.3 MM libras y el tiempo de retorno entonces sería de 1.5 meses (47 días). Y una eficiencia del área empleada de 0.88 (= $204896.5 / 232353$). Por lo que resulta atractiva la nueva red propuesta.

NOTAS:

Lo que procedería hacer después sería el calcular rigurosamente los cambiadores de calor para corroborar lo hasta aquí obtenido ya que la metodología empleada lleva a obtener una nueva red propuesta que use más adecuadamente la energía que la red original; basándose en simplificaciones para la realización de los cálculos; como la consideración hecha para el cálculo del área mínima requerida en la que se emplea una ecuación que supone una transferencia de calor vertical entre las dos curvas compuestas (caliente y fría), lo que es válido par el caso en que los valores de h (coeficiente individual de transferencia de calor) sean iguales o con diferencias menores a un orden de magnitud; sin embargo da aproximaciones buenas en otros casos [Ahmad S., Linnhoff B., Smith R. (1990), Townsend W. y Linnhoff B. (1984), Ahmad S. (1985)].

Es conveniente aclarar que la corriente de nafta que sale por el domo de la torre de destilación atmosférica no se consideró para integrarse en el presente trabajo; debido a las diferentes posturas que existen en cuanto a la conveniencia de incluirse en la integración: una de ellas dice que de usarse para precalentar el crudo de alimentación lo que puede ocurrir es que si se dañara el equipo de intercambio de calor, el producto importante de la planta

(nafta) se mancharía (por diferencia de presiones entre las corrientes) causando complicaciones posteriores por lo que por seguridad esa corriente (domo de la torre de destilación) se enfría actualmente con agua. Ahora bien hay quien propone que para aprovechar la corriente de nafta y que no provoque problemas posteriores lo que se debe hacer es que luego de intercambiar calor con el crudo de alimentación, la corriente de nafta producto, se alimenta a la torre atmosférica (en los primeros platos) con lo que en caso de mancharse se rectificaría ahí limpiándose nuevamente; con lo que se obtendría un importante ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento.

VI. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El objetivo inicialmente planteado, el proponer mejoras a una planta de proceso para hacer un uso más adecuado de la energía en la misma, fue cumplido haciendo uso de la simulación y la síntesis de procesos. Mostrándose en este trabajo, la forma en que se combinaron ambas para lograrlo. Se hizo uso de la simulación como herramienta para elaborar la información que sirvió de base para el posterior análisis del proceso por medio de la síntesis; particularmente de la solución del problema de intercambio de calor empleando la tecnología pinch, involucrando con ello costos de energía, equipos y tiempo de retorno de inversión. Así como que se presentan los listados de los resultados de la simulación, y el procedimiento seguido empleando la tecnología pinch para el rediseño de la red de intercambio de calor.

El uso del simulador de procesos tiene una serie de ventajas atractivas para el estudio, análisis y optimización de procesos: la reducción de trabajo de cálculos numéricos, el manejo de gran número de ecuaciones y cifras, precisión en los cálculos y la velocidad con que se realiza la evaluación de los equipos y procesos al variar alguna(s) condición(es) de operación.

El tener información confiable de él o los procesos en estudio es importante, ya que ésta, es la base de los resultados que se obtengan; es decir, que si los datos de que parte el estudio son confiables, los resultados que se obtengan pueden ser buenos, de otra manera no se tendrá la seguridad de que lo obtenido sea correcto. Por lo tanto es recomendable el hacer uso de la simulación de procesos como paso previo de análisis o como análisis por sí mismo.

El análisis previo incluye consideraciones de tiempo de retorno e inversión de capital (costos). Además proporciona un correcto punto de inicio para el rediseño, lo cual reduce la necesidad de examinar

diferentes alternativas de redes. Es un procedimiento directo, sencillo, deducido de datos de las corrientes, datos de costos e información de los intercambiadores existentes.

El procedimiento de rediseño de la red reportado por Tjoe, se basa en el uso del área de cada intercambiador en la red; y es bajo esa base que mejorando el uso de cada uno de ellos, se propone el mejorar la red completa. No requiere mucha información inicial por lo que resulta atractivo y claro. Además, el procedimiento conduce a un red propuesta mejor que la inicial (de la que se parte), y al involucrar criterio de costos para elegir la base del rediseño, se puede elegir la más adecuada dependiendo de las posibilidades de inversión. Otro punto importante es la inclusión de las herramientas para lograr todo ello: diagrama de potencial de temperatura, análisis del problema remanente y la técnica de cambio de intercambiadores.

El diagrama de potencial de temperatura puede ser usado para mostrar que tan bien esta puesto un intercambiador. Sin embargo, solo provee información cualitativa. Consecuentemente, la contribución individual del funcionamiento de un intercambiador en la red no es precisa.

El análisis del problema remanente da en forma cuantitativa una medida de que tan bien esta colocado un intercambiador en términos de uso del área. La evaluación de ΔT_{minr} proporciona el análisis del área remanente al intercambiador (es decir el resto de la red); con lo que se puede cuantificar que tan bien puesto esta dicho intercambiador. Por lo tanto, el análisis del problema remanente (área y ΔT_{minr}) es mucho mejor herramienta, ya que en base a él se elige que intercambiador se queda y cual hay necesidad de cambiarlo.

El cambio de intercambiadores es una herramienta también muy útil, ya que la relación que guardan las ecuaciones a usar para este fin, llevan a modificar algún intercambiador pero haciendo uso del área existente original del mismo en su totalidad.

Es recomendable estudiar la unidad de Destilación Atmosférica pero considerando los cuatro casos de operación, lo que proporcionaría un mayor conocimiento de oportunidades y restricciones a posibles modificaciones que se pudieran realizar a la unidad al aplicar la tecnología pinch.

Es conveniente también el incluir en un estudio la integración de la corriente de domos de la torre atmosférica ya que representa un importante potencial de ahorro de energía, en servicios de calentamiento y enfriamiento, para la mencionada planta con lo que se podría cuantificar cuanto sería el ahorro además de las modificaciones que habría que hacer para lograr ese ahorro.

Es recomendable analizar las plantas existentes, debido a que fueron diseñadas bajo criterios diferentes a los actuales (las de los años 60's y principios de los 70's), en los que no importaba tanto el consumo de energía, sino la producción solamente. Además de que actualmente procesan otro tipo de cargas y no con las que fueron diseñadas.

BIBLIOGRAFIA

1. Ahmad S.
" Heat exchanger networks: cost tradeoffs in energy and capital "
Ph. D. Thesis, University of Manchester Institute of Science and Technology, U.K. (1985).
2. Ahmad S., B. Linnhoff y R. Smith
" Cost optimum heat exchanger networks-2. Targets and design for detailed capital cost models "
Computers chemical Engineering 14, 751-767, (1990).
3. Colmenares T.,R.,T.
" Design of Heat and Power Recovery Systems for Energy Conservation in Chemical Plants "
Ph. D. thesis, Pennsylvania University, (1988).
4. Diario Oficial de la Federación
Jueves 28 de Septiembre de 1989.
5. Durán M.,A.,P.
" A Mixed-integer no Linear Programming Approach for the Systematic Synthesis of Engineering Systems "
Ph. D. Thesis, Carnegie-Mellow University, (1984).
6. Evans L.,B.
" Advances in Process Flowsheeting Systems"
Foundations of Computer Aided Chemical Engineering Process Design, Editores: R., S. Mah y W., D., Seider Engineering Foundation, New York (1981).
7. Hohmann E., C.
"Optimum Networks for Heat Exchange "
Ph. D. Thesis, Univ. of Southern California (1971).

8. Huang F., and R.,V.,Elshout
" Optimizing the Heat Recovery of Crude Units "
CEP, 72, 68, Julio, (1976).
9. Lara C., I.
" Uso Eficiente de Energia"
Compendio de Ahorro de Energía de la LVII Reunión a nivel de expertos, asistencia reciproca petrolera estatal latinoamericana. México D. F.,
del 23 al 26 de septiembre de 1985.
10. Linnhoff B.
" Thermodynamic analysis in the design of process networks ".
Ph. D., Thesis, University of Leeds (1979).
11. Linnhoff B., D.,R.,Mason, and I.,Wardle
" Understanding Heat Exchanger Networks "
Comp. and Chem. Eng., 3, 295, (1979).
12. Linnhoff B., D.,W.,Towsend, D.,Boland, G.,F.,Hewitt,
B.,E.,A.,Thomas, A.,R.,Guy and R.,H.,Marsland
" User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy "
The Institution of Chemical Engineers, England, (1982).
13. Linnhoff B., and E.,Hindmarsh
" The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks "
Chem. Eng. Sci., 38, 745, (1983).
14. Linnhoff B., and J.,R.,Flower
" Synthesis of Heat Exchanger Networks: I. Systematic Generation of Energy Optimal Networks "
AIChE Journal, 24, 633, (1978).

15. Memorias del curso " Metodología para la Elaboración de un Programa de Conservación y Ahorro de Energía ".
impartido por el IMP en febrero y marzo de 1989.
16. Memoria de Labores de Petroleos Mexicanos (1984)
17. Papoulias S.,A.
" Studies in the Optimal Synthesis of Chemical Processing and Energy Systems "
Ph. D. Thesis, Carnegie-Mellow University, (1982).
18. Secretaría de Energía, Minas e Industria Paraestatal
Presentación de la Estructura Orgánica de la Comisión Nacional para el Ahorro de Energía, (1989) .
19. Sittig M.
" Practical Techniques for Saving Energy in the Chemical, Petroleum and Metal Industries ".
Noyes Data Corporation, Park Ridge, New Jersey U.S.A. (1977).
20. Tjoe T., N.
" Retrofit of Heat Exchanger Networks"
Ph. D. Thesis, University of Manchester Institute of Science and Technology ", (1986).
21. Tjoe T.,N., and B.,Linnhoff
" Using Pinch Technology for Process Retrofit "
Chem. Eng., April 28, (1986).
22. Townswnd D. W., Linnhoff B.
" Surface area targets for heat exchanger networks "
IChemE 11th Annual Res. Meeting, Bath, U.K. (1984).
23. Umeda T.,J., Itoh and K., Shiroko
" Heat Exchange System Synthesis "

Chem. Eng. Prog., 74, 70-76, (1978).

24. Villalobos A., H.

"Ahorro de Energía en la Industria Petroquímica Básica Mexicana"

Memorias del VII Seminario Nacional sobre el Uso Racional de la Energía y V Exposición de Equipos y Servicios.

México D. F., del 3 al 5 de diciembre de 1986.

25. Westerberg A., W.

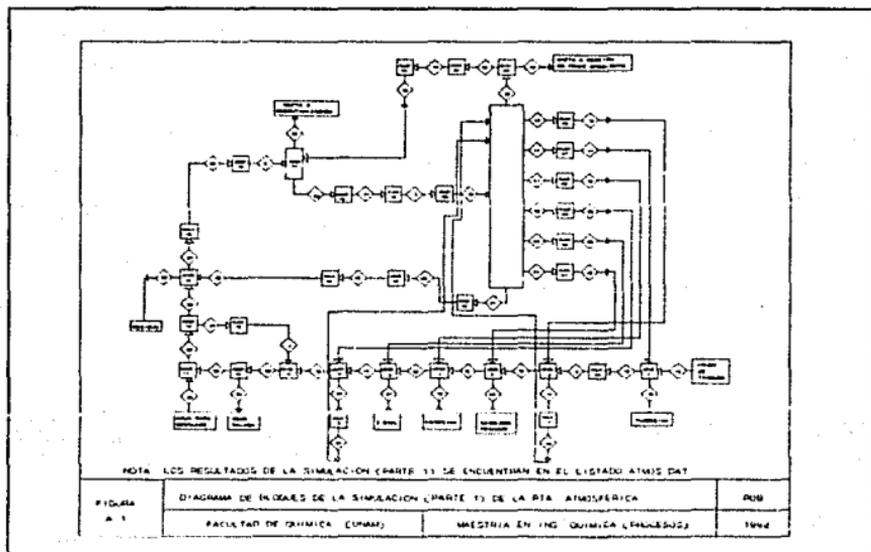
Process Flowsheeting.

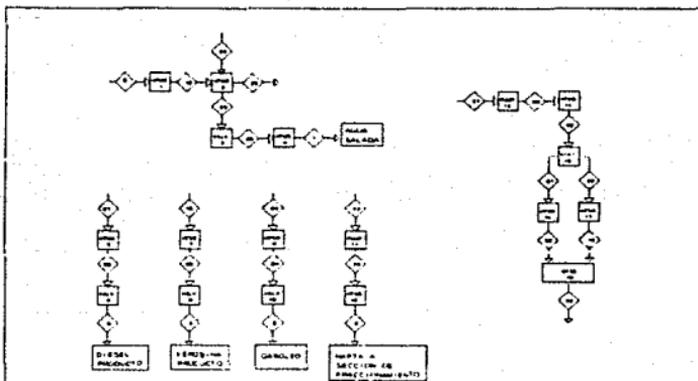
Cambridge University Press, (1979).

A P E N D I C E A**LISTADO DE LA SIMULACION DE LA PLANTA ATMOSFERICA**

LISTADO DE LA SIMULACION DE LA PLANTA ATMOSFERICA

La simulación de la planta Atmosférica fue hecha con el simulador CHEMCAD como ya se mencionó; pero, debido a la capacidad de la computadora donde se trabajó, tuvo que dividirse la planta en dos secciones; la primera denominada "ATMOS.DAT" mostrada en la figura (A.1), la cual contiene los equipos principales; la segunda parte "PARTE2.DAT" mostrada en la figura (A.2), que contiene los equipos suplementarios.





NOTA: EQUIPOS COMPLEMENTARIOS PARA CALCULAR LAS CONDICIONES DE SALIDA DE LOS DIFERENTES PRODUCTOS
 LOS RESULTADOS DE LA SIMULACION DE ESTOS EQUIPOS SE ENCUENTRAN EN EL ARCHIVO RESULT.DAT

FIGURA A 2	DIAGRAMA DE BLOQUES DE LA SIMULACION (PARTE 2) DE LA PLANTA ATMOSFERICA	ROB
	FACULTAD DE QUIMICA (UNAM)	MAESTRIA EN ING. QUIMICA (PROFEYCI)
		1987

Filename : atmos.DAT
 Date: 1-Jan-80 Time: 1:08 am

FLOWSHEET SUMMARY

Equipment	Stream Numbers
1 HTXR	12 71 -13 -72
2 HTXR	4 73 -14 -74
3 HTXR	14 82 -15 -83
4 HTXR	15 78 -16 -79
5 HTXR	16 86 -17 -87
6 HTXR	17 89 -18 -90
7 VALV	74 -75
8 VALV	90 -91
9 MIXE	18 1 -22
10 CSEP	22 -23 -24
11 MIXE	23 20 -25
12 CSEP	25 -26 -21
13 PUMP	21 -1
14 HTXR	26 92 -27 -93
15 VALV	27 -28
16 SREF	28 -2
17 TOWR	36 2 -30 -29
18 PUMP	29 -31
19 FIRE	31 -5
20 SREF	5 -32
21 CRUD	75 91 32 -38 -37 -49 -56 -57 -47 -51 -54
22 DIVI	38 -40 -42 -43
23 VALV	13 -4
24 HTXR	40 -41
25 PUMP	41 -36
26 PUMP	49 -73
27 PUMP	47 -71
28 PUMP	51 -78
29 PUMP	56 -89
30 PUMP	54 -86
31 PUMP	57 -82
32 PUMP	37 -65
33 HTXR	65 -66
34 VALV	66 -92

Stream Connections

Stream	Equipment		Stream	Equipment		Stream	Equipment	
	From	To		From	To		From	To
1	13	9	28	15	16	65	32	33
2	16	17	29	17	18	66	33	34
4	23	2	30	17		71	27	1
5	19	20	31	18	19	72	1	
12		1	32	20	21	73	26	2
13	1	23	36	25	17	74	2	7

Stream Connections

Stream	Equipment		Stream	Equipment		Stream	Equipment	
	From	To		From	To		From	To
14	2	3	37	21	32	75	7	21
15	3	4	38	21	22	76	28	4
16	4	5	40	22	24	79	4	
17	5	6	41	24	25	82	31	3
18	6	9	42	22		83	3	
20		11	43	22		86	30	5
21	12	13	47	21	27	87	5	
22	9	10	49	21	26	89	29	6
23	10	11	51	21	28	90	6	8
24	10		54	21	30	91	8	21
25	11	12	56	21	29	92	34	14
26	12	14	57	21	31	93	14	
27								

Recycle Sequence
32 33 34 29 7 6 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18

Recycle Sequence
19 20 21 30 28 27 31 26 22 24 25 1 23 2 3 4 5

Cut Streams
17 56 74 1 36 37

Accelerated Streams
17 56 74 1 36 37

Wegstein Convergence Method, frequency = 2

Recycle calculations have converged

COMPONENTS

62 2 3 4 5 6 1007 1008 1009 1010 1011 1012 1013
1014 1015 1016 1017 1018 1019 1020 1021 1022 1023 1024 1025 1026
1027 1028 1029 1030 1031 1032

THERMODYNAMICS

K-value model :Peng-Robinson

Enthalpy model :Peng-Robinson

Water immiscible

Tower Summary, unit # 21

Page 113

No. of stages, main column	41	Stg 1/Cond. P psia	9.50000
1st feed stage	6	Stg 2/Tower top P psia	10.0000
2nd feed stage	24	Tower del P psia	10.0000
3rd feed stage	38		
1st sidestream stage	8	Bottom steam lbmol/hr	1912.00
2nd sidestream stage	24	lb/hr	34444.7
3rd sidestream stage	33	Steam temp. F	650.030
		Steam pres. psia	43.2000

Condenser type: total
There is no reboiler.

Side strippers			
Stripper no.	1	2	3
No. of stages	4	4	4
Draw stage	9	17	26
Return stage	7	14	23
Top P psia	12.0000	14.5000	16.5000
Stripper dP psia	1.50000	1.50000	1.50000
Steam lbmol/hr	707.000	398.300	288.600
lb/hr	12736.6	7175.37	5199.13
temp. F	650.030	650.030	650.030
pres. psia	43.2000	43.2000	43.2000

Side exchangers			
Side exchanger no.	1	2	3
Exchanger stg. locn.	45	49	53

There are 10 specifications on this unit

1	Overhead rate = 2950.00	lbmol/hr
2	1st sidestream rate = 4200.00	lbmol/hr
3	2nd sidestream rate = 1290.00	lbmol/hr
4	3rd sidestream rate = 415.000	lbmol/hr
5	1st sidestripper bottom rate = 1400.00	lbmol/hr
6	2nd sidestripper bottom rate = 650.000	lbmol/hr
7	3rd sidestripper bottom rate = 350.000	lbmol/hr
8	1st side exchanger duty = 11000.0	KBtu /hr
9	2nd side exchanger duty = 7500.00	KBtu /hr
10	3rd side exchanger duty = 2500.00	KBtu /hr

Tower Summary

Equipment name	17
number	7
No. of stages	1
1st feed stage	7
2nd feed stage	39.2000
Stg 1/Cond. P psia	.000000
Cond. del P psia	1.000000
Tower del P psia	0
Condenser mode	No Cond
Condenser spec	0
Reboiler mode	No Kebr
Reboiler spec.	1.00000
Damping factor	20
Max. iterations	

Divider Summary

Equipment name	22
number	1
Mode	lbmol/hr
Flow rate/ratio	468.500
Flow rate/ratio	468.500
Flow rate/ratio	.000000

Component Separator Summary

Equipment name		
number	10	12
P out / del P psia	245.000	215.000
Top temp. mode	0	0
	Temp out	Temp out
Top spec. value F	284.000	284.000
Bottom temp. mode	0	0
	Temp out	Temp out
Bottom spec. value F	284.000	294.000
Component split mode	1	1
Split destination	Bottom	Bottom
	lbmol/hr	lbmol/hr
Water	10625.1	10625.1
Methane	.000000	.000000
Ethane	.000000	.000000
Propane	.000000	.000000
I-Butane	.000000	.000000
N-Butane	.000000	.000000
CTE001	.000000	.000000
CTE002	.000000	.000000
CTE003	.000000	.000000
CTE004	.000000	.000000
CTE005	.000000	.000000
CTE006	.000000	.000000
CTE007	.000000	.000000
CTE008	.000000	.000000
CTE009	.000000	.000000
CTE010	.000000	.000000
CTE011	.000000	.000000
CTE012	.000000	.000000
CTE013	.000000	.000000
CTE014	.000000	.000000
CTE015	.000000	.000000
CTE016	.000000	.000000
CTE017	.000000	.000000
CTE018	.000000	.000000
CTE019	.000000	.000000
CTE020	.000000	.000000
CTE021	.000000	.000000
CTE022	.000000	.000000
CTE023	.000000	.000000
CTE024	.000000	.000000
CTE025	.000000	.000000
CTE026	.000000	.000000

Mixer Summary

Equipment name		
number	9	11
Outlet pres. psia	275.000	245.000

Valve Summary

Equipment name				
number	7	8	15	23
Pres. spec psia	Pres. out	Pres. out	Pres. out	Pres. out
	11.5000	16.0000	40.2000	389.000

Valve Summary

Equipment name	
number	34
Pres. spec psia	Pres. out 331.200

Heat Exchanger Summary

Equipment name	1	2	3	4
number				
Delta P str 1 psia	15.0000	22.0000	20.0000	15.0000
Delta P str 2 psia	10.0000	10.0000	5.00000	10.0000
T str 1 out F	110.000		210.000	230.000
T str 2 out F		156.000		
Min. approach temp. F	10.0000	10.0000	10.0000	10.0000
Case flag	Design	Design	Design	Design
Calc. duty KBtu /hr	37746.6	67132.3	30989.4	21076.6
Calc. LMID F	93.9528	131.432	151.938	90.2247
Calc. LMID factor	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
Utility option flag	0	0	0	0

Heat Exchanger Summary

Equipment name	5	6	14	24
number				
Delta P str 1 psia	15.0000	42.0000	22.0000	3.00000
Delta P str 2 psia	10.0000	10.0000	15.0000	.000000
T str 1 out F			428.000	120.000
T str 2 out F	240.000	325.000		
Min. approach temp. F	10.0000	10.0000	10.0000	
Case flag	Design	Design	Design	Design
Calc. duty KBtu /hr	20059.2	40881.0	175400.	-688.609
Calc. LMID F	93.1189	144.674	63.9362	
Calc. LMID factor	1.00000	1.00000	1.00000	
Utility option flag	0	0	0	0

Heat Exchanger Summary

Page 118

Equipment name	
number	33
Delta P str 1 psia	15.0000
Delta P str 2 psia	.000000
Spec. duty KBtu /hr	-28000.0
Case flag	Design
Calc. duty KBtu /hr	-28000.0
Utility option flag	0

Pump Summary

Equipment name				
number	13	18	25	26
Output pres. psia	275.000	155.500	37.2000	391.000
Pump efficiency	.000000	.000000	.000000	.000000
Work required				
hp	15.2666	167.785	2.78453	461.601

Pump Summary

Equipment name number	27	28	29	30
Output pres. psia	125.400	140.400	97.2000	153.000
Pump efficiency	.000000	.000000	.000000	.000000
Work required hp	47.7555	30.9552	45.0134	22.4216

Pump Summary

Equipment name	31	32
number		
Output pres. psia	126.600	370.500
Pump efficiency	.000000	.000000
Work required		
hp	24.0477	461.974

Fired Heater Summary

Page 121

Equipment name	
number	19
Rated duty KBtu /hr	.000000
Pres. drop psia	136.000
Temp. out F	695.000
Fuel val Btu/SCF	933.000
Thermal efficiency	.000000
Q absorbed KBtu /hr	229849.
Fuel usage SCFH	328473.

Stream Reference Blocks

Page 122

Equipment name		
number	16	20
Mode	1	1
Source stream #	28	5
Destination stream #	2	32
Option #	1	1
Phase option	0	0
Scale	.500000	2.00000

STREAM PROPERTIES

Stream No.	1	2	4	5
Phase	Liquid	Mixed	Liquid	Mixed
From Eq #	13	16	23	19
To Eq #	9	17	2	20
Ibmol/hr	10625.1	4874.63	9749.25	3672.33
Temp F	284.192	401.423	110.312	695.000
Pres psia	275.000	40.2000	389.000	19.5000
Enth KBtu /hr	-62450.9	171411.	-10593.2	361583.
Cp Vap Btu/lb-R		.550675		.678384
Cp Liq Btu/lb-R	1.04830	.607390	.449906	.734289
Mol Fraction Vapor	.000000	.320251	.000000	.777076
Average Mol Wt	18.0200	211.489	211.489	251.885
-- Liquid only --				
lb/hr	191464.	873205.	.206186E+07	413897.
Sf tens dyne/cm	50.7248	16.4588	27.6188	14.0264
Th cond Btu/hr-ft-F	.397586	.588410E-01	.717468E-01	.455913E-01
Visc cp	.193320	.537314	3.37729	.637500
-- Vapor only --				
lb/hr		157726.		511120.
Cp/Cv		1.04191		1.01817
Compress. factor		.947049		.969575
Th cond Btu/hr-ft-F		.174595E-01		.230982E-01
Visc cp		.105197E-01		.110932E-01

Stream No.	12	13	14	15
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	Feed	1	2	3
To Eq #	1	23	3	4
Ibmol/hr	9749.25	9749.25	9749.25	9749.25
Temp F	68.0000	110.000	179.748	210.000
Pres psia	447.000	432.000	367.000	347.000
Enth KBtu /hr	-48339.6	-10593.0	56539.1	87528.5
Cp Liq Btu/lb-R	.424561	.449694	.490391	.507948
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Average Mol Wt	211.489	211.489	211.489	211.489
-- Liquid only --				
lb/hr	.206186E+07	.206186E+07	.206186E+07	.206186E+07
Sf tens dyne/cm	29.7857	27.6399	24.0052	22.3978
Th cond Btu/hr-ft-F	.738167E-01	.717632E-01	.683034E-01	.667651E-01
Visc cp	5.89114	3.39218	1.43292	1.04004

STREAM PROPERTIES

Stream No.	16	17	18	20
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eqp #	4	5	6	Feed
To Eqp #	5	6	9	11
lbmol/hr	9749.25	9749.25	9749.25	10625.1
Temp F	230.000	248.626	285.557	260.000
Pres psia	332.000	317.000	275.000	245.000
Enth KBtu /hr	108605.	128664.	169545.	-67128.0
Cp Liq Btu/lb-R	.519476	.530223	.551346	1.00365
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Average Mol Wt	211.489	211.489	211.489	18.0200
-- Liquid only --				
lb/hr	.206186E+07	.206186E+07	.206186E+07	191464.
Sf tens dyne/cm	21.3831	20.4152	18.4385	53.4323
Th cond Btu/hr-ft-F	.658044E-01	.649003E-01	.630820E-01	.397486
Visc cp	.872162	.752820	.584540	.215631
Stream No.	21	22	23	24
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eqp #	12	9	10	10
To Eqp #	13	10	11	Product
lbmol/hr	10625.1	20374.3	9749.25	10625.1
Temp F	284.000	285.352	284.000	284.000
Pres psia	215.000	275.000	245.000	245.000
Enth KBtu /hr	-62489.8	107094.	167604.	-62489.8
Cp Liq Btu/lb-R	1.04832	.593437	.550562	1.04832
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Average Mol Wt	18.0200	110.596	211.489	18.0200
-- Liquid only --				
lb/hr	191464.	.225333E+07	.206186E+07	191464.
Sf tens dyne/cm	50.7466	20.0751	18.5150	50.7466
Th cond Btu/hr-ft-F	.397590	.712963E-01	.631537E-01	.397590
Visc cp	.193477	.327616	.590243	.193477

STREAM PROPERTIES

CHEMCAD 2 - Version 2.3

Stream No.	25	26	27	28
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed
From Eq #	11	12	14	15
To Eq #	12	14	15	16
lbmol/hr	20374.3	9749.25	9749.25	9749.25
Temp F	280.522	284.000	428.000	401.423
Pres psia	245.000	215.000	193.000	40.2000
Enth KBtu /hr	100476.	167422.	342822.	342823.
Cp Vap Btu/lb-R				.550675
Cp Liq Btu/lb-R	.591129	.550640	.632065	.607390
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.320251
Average Mol Wt	110.596	211.489	211.489	211.489
-- Liquid only --				
lb/hr	.225333E+07	.206186E+07	.206186E+07	.174641E+07
Sf tens dyne/cm	20.3443	18.5061	11.2033	16.4588
Th cond Btu/hr-ft-F	.715340E-01	.631492E-01	.568186E-01	.588410E-01
Visc cp	.336019	.590243	.312333	.537314
-- Vapor only --				
lb/hr				315453.
Cp/Cv				1.04191
Compress. factor				.947049
Th cond Btu/hr-ft-F				.174595E-01
Visc cp				.105197E-01
Stream No.	29	30	31	32
Phase	Liquid	Vapor	Liquid	Mixed
From Eq #	17	17	18	20
To Eq #	18	Product	19	21
lbmol/hr	3672.38	1670.75	3672.38	7344.75
Temp F	397.273	314.351	397.493	695.000
Pres psia	40.2000	39.2000	155.500	15.5000
Enth KBtu /hr	131307.	40090.3	131734.	723166.
Cp Vap Btu/lb-R		.505620		.678384
Cp Liq Btu/lb-R	.606769		.606519	.734289
Mol Fraction Vapor	.000000	1.00000	.000000	.777076
Average Mol Wt	251.885	97.6747	251.885	251.885
-- Liquid only --				
lb/hr	925017.		925017.	827794.
Sf tens dyne/cm	16.1172		16.1345	14.0264
Th cond Btu/hr-ft-F	.590266E-01		.590189E-01	.455913E-01
Visc cp	.499440		.498958	.637500
-- Vapor only --				
lb/hr		163190.		.102224E+07
Cp/Cv		1.04724		1.01817
Compress. factor		.932371		.969575
Th cond Btu/hr-ft-F		.143328E-01		.230982E-01
Visc cp		.962153E-02		.110932E-01

STREAM PROPERTIES

Stream No.	36	37	38	40
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eqp #	25	21	21	22
To Eqp #	17	32	22	24
lbmol/hr	468.500	1603.24	2950.00	468.500
Temp F	120.191	666.701	144.637	144.637
Pres psia	37.2000	20.0000	9.50000	9.50000
Enth KBtu /hr	-14.4662	271034.	4200.22	667.053
Cp Liq Btu/lb-R	.479684	.720627	.495827	.495845
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Average Mol Wt	122.253	539.768	122.253	122.253
- - Liquid only - -				
lb/hr	57275.4	865380.	360645.	57275.4
Sf tens dyne/cm	21.4913	16.1174	20.1288	20.1288
Th cond Btu/hr-ft-F	.715806E-01	.468858E-01	.704178E-01	.704178E-01
Visc cp	.493279	.816807	.429896	.429896
Stream No.	41	42	43	47
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eqp #	24	22	22	21
To Eqp #	25	Product	Product	27
lbmol/hr	468.500	468.500	2013.00	1400.01
Temp F	120.000	144.637	144.637	371.976
Pres psia	6.50000	9.50000	9.50000	13.5000
Enth KBtu /hr	-21.5557	667.053	2866.12	31766.1
Cp Liq Btu/lb-R	.480162	.495845	.495860	.606356
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Average Mol Wt	122.253	122.253	122.253	181.424
- - Liquid only - -				
lb/hr	57275.4	57275.4	246094.	253996.
Sf tens dyne/cm	21.5013	20.1288	20.1288	14.8164
Th cond Btu/hr-ft-F	.715893E-01	.704178E-01	.704178E-01	.603462E-01
Visc cp	.493835	.429896	.429896	.341698

STREAM PROPERTIES

Page 127
CHEMCAD 2 - Version 2.3

Stream No.	49	51	54	56
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	21	21	21	21
To Eq #	26	28	30	29
lbmol/hr	4199.99	650.002	349.996	1290.00
Temp F	365.954	476.633	586.095	530.232
Pres psia	11.5400	16.0000	18.0000	15.6400
Enth Kbtu /hr	87661.8	27660.5	25161.7	72424.0
Cp Liq Btu/lb-R	.608626	.651007	.699005	.675611
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Average Mol Wt	169.528	225.643	272.568	249.049
- - Liquid only - -				
lb/hr	712017.	146668.	95398.4	321273.
Sf tens dyne/cm	14.0644	13.2438	11.2233	12.0754
Th cond Btu/hr-ft-F	.605977E-01	.555627E-01	.505611E-01	.531040E-01
Visc cp	.304166	.382001	.400018	.390991
Stream No.	57	65	66	71
Phase	Liquid	Vapor	Vapor	Liquid
From Eq #	21	32	33	27
To Eq #	31	33	34	1
lbmol/hr	414.999	1603.31	1603.31	1400.01
Temp F	613.617	667.182	621.625	372.549
Pres psia	17.9482	370.500	355.500	125.400
Enth Kbtu /hr	36849.8	272213.	244213.	31887.7
Cp Vap Btu/lb-R		.719682	.699253	
Cp Liq Btu/lb-R	.710137			.604852
Mol Fraction Vapor	.000000	1.00000	1.00000	.000000
Average Mol Wt	309.325	539.759	539.759	181.424
- - Liquid only - -				
lb/hr	128370.			253996.
Sf tens dyne/cm	11.2746			14.7910
Th cond Btu/hr-ft-F	.493022E-01			.603202E-01
Visc cp	.441527			.341008
- - Vapor only - -				
lb/hr		865404.	865404.	
Cp/Cv		1.05273	1.04962	
Compress. factor		.370003	.365482	
Th cond Btu/hr-ft-F		.135742E-01	.123412E-01	
Visc cp		.743172E-01	.764852E-01	

STREAM PROPERTIES

Stream No.	72	73	74	75
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	1	26	2	7
To Eq #	Product	2	7	21
lbmol/hr	1400.01	4199.99	4199.99	4200.00
Temp F	87.8258	367.499	198.000	200.052
Pres psia	115.400	391.000	381.000	11.5000
Enth KBtu /hr	-5858.91	88837.0	21704.8	21704.9
Cp Liq Btu/lb-R	.438773	.605974	.506794	.509154
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Average Mol Wt	181.424	169.528	169.528	169.528
- - Liquid only - -				
lb/hr	253996.	712017.	712017.	712016.
Sf tens dyne/cm	28.1652	13.9982	21.9357	21.8350
Th cond Btu/hr-ft-F	.733000E-01	.605275E-01	.682546E-01	.681610E-01
Visc cp	1.79694	.302563	.641543	.634055
Stream No.	78	79	82	83
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	28	4	31	3
To Eq #	4	Product	3	Product
lbmol/hr	650.002	650.002	414.999	414.999
Temp F	477.244	229.897	613.807	215.590
Pres psia	140.400	130.400	126.600	121.600
Enth KBtu /hr	27739.3	6662.72	36911.0	5921.59
Cp Liq Btu/lb-R	.649234	.512020	.710324	.498732
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Average Mol Wt	225.643	225.643	309.325	309.325
- - Liquid only - -				
lb/hr	146668.	146668.	128370.	128370.
Sf tens dyne/cm	13.2197	23.7089	11.2729	26.8154
Th cond Btu/hr-ft-F	.555350E-01	.668105E-01	.492935E-01	.674442E-01
Visc cp	.381292	1.09205	.441307	2.78365

STREAM PROPERTIES

Stream No.	86	87	89	90
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	30	5	29	6
To Eq #	5	Product	6	8
lbmol/hr	349.998	349.998	1290.00	1290.00
Temp F	586.380	240.000	530.576	325.000
Pres psia	153.000	143.000	97.2000	87.2000
Enth KBtu /hr	25218.8	5159.57	72539.1	31658.1
Cp Liq Btu/lb-R	.699278	.512933	.674913	.562641
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.003000
Average Mol Wt	272.568	272.568	249.049	249.049
-- Liquid only --				
lb/hr	95398.4	95398.4	321274.	321274.
Sf tens dyne/cm	11.2132	24.9378	12.0640	20.4554
Th cond Btu/hr-ft-F	.505482E-01	.663366E-01	.530884E-01	.624581E-01
Visc cp	.399718	1.66665	.390616	.818633

Stream No.	91	92	93
Phase	Liquid	Vapor	Liquid
From Eq #	8	34	14
To Eq #	21	14	Product
lbmol/hr	1290.00	1603.31	1603.31
Temp F	325.383	621.726	295.142
Pres psia	16.0000	331.200	316.200
Enth KBtu /hr	31656.7	244219.	68819.0
Cp Vap Btu/lb-R		.699308	
Cp Liq Btu/lb-R	.563002		.537931
Mol Fraction Vapor	.000000	1.00000	.000000
Average Mol Wt	249.049	539.759	539.759
-- Liquid only --			
lb/hr	321274.		865404.
Sf tens dyne/cm	20.4387		28.6654
Th cond Btu/hr-ft-F	.624406E-01		.638214E-01
Visc cp	.817170		15.4677
-- Vapor only --			
lb/hr		865404.	
Cp/Cv		1.04945	
Compress. factor		.340615	
Th cond Btu/hr-ft-F		.123439E-01	
Visc cp		.763969E-01	

DISTILLATION PROFILE

Page 130
CHEMCAD 2 - Version 2.3

Unit type: TOWER Unit name: Eqp # 17

Stg	Temp F	Pres psia	* Net Flows *		Feeds lbmol/hr	Products lbmol/hr	Duties KBtu /hr
			Liquid lbmol/hr	Vapor lbmol/hr			
1	314.4	39.20	754.62		468.50	1670.7	
2	330.0	39.37	744.76	1956.9			
3	337.1	39.53	726.33	1947.0			
4	342.0	39.70	701.42	1928.6			
5	347.0	39.87	652.76	1903.7			
6	355.6	40.03	428.33	1855.0			
7	397.3	40.20		1630.6	4874.6	3672.4	

Str # 36 enters stg # 1 at 120.2 F, 37.2 psia, .000 % vapor

Str # 2 enters stg # 7 at 401.4 F, 40.2 psia, 32.025 % vapor

DISTILLATION PROFILE

Unit type: CRUD Unit name: Eqp # 21

Stg	Temp F	Pres psia	* Net Flows *		Feeds lbmol/hr	Products lbmol/hr	Duties Kbtu/hr - .32167E+06 water
			Liquid lbmol/hr	Vapor lbmol/hr			
1	144.6	9.500	7586.6			2950.0 3282.4	
2	276.8	10.00	8562.6	13819.			
3	312.3	10.26	8791.5	14795.			
4	327.8	10.51	8732.0	15024.			
5	338.2	10.77	8587.9	14964.			
6	347.1	11.02	8404.8	14820.			
7	355.9	11.29	8149.5	14637.			
8	366.0	11.54	10684.	12845.	* 1536.8 4200.0	ss return * 4200.0	
9	385.1	11.79	8122.9	15379.		* 2229.8	ss draw *
10	404.0	12.05	7643.5	15048.			
11	421.7	12.31	7331.4	14569.			
12	436.3	12.57	7157.4	14257.			
13	447.4	12.82	7034.8	14083.			
14	455.8	13.08	6889.0	13960.	* 810.95	ss return *	
15	463.3	13.34	6785.0	13003.			
16	470.0	13.60	6593.7	12899.			
17	477.6	13.85	5293.9	12708.		* 1062.7	ss draw *
18	486.6	14.11	5070.2	12471.			
19	495.3	14.36	4869.0	12247.			
20	503.4	14.62	4683.1	12046.			
21	511.1	14.87	4509.1	11860.			
22	518.3	15.13	4348.9	11686.			
23	525.1	15.38	4205.6	11526.	* 619.18 1290.0	ss return * 1290.0	
24	530.2	15.64	5244.1	10764.			
25	545.5	15.90	5251.4	11802.			
26	554.6	16.16	4423.2	11809.		* 680.58	ss draw *
27	562.7	16.41	4243.3	11662.			
28	570.0	16.67	4051.4	11482.			
29	577.1	16.92	3848.2	11290.			
30	584.5	17.18	3598.9	11087.			
31	592.9	17.44	3301.3	10837.			
32	602.9	17.69	3008.0	10540.			
33	613.6	17.95	2353.4	10247.		415.00	
34	623.6	18.20	2161.4	10007.			
35	631.6	18.46	1915.1	9814.9			
36	640.5	18.72	1515.0	9568.7			
37	653.9	18.97	708.99	9168.5			
38	684.6	19.23	2072.4	8362.5	7344.8		
39	678.2	19.49	1856.7	2381.1			
40	674.1	19.74	1760.0	2165.5			
41	666.7	20.00		2068.7	1912.0	1603.2 steam	

DISTILLATION PROFILE

Page 132
CHEMCAD 2 - Version 2.3

Unit type: CRUD Unit name: Eqp # 21

Stg	Temp F	Pres psia	* Net Flows *		Feeds lbmol/hr	Products lbmol/hr	Duties KBtu /hr
			Liquid lbmol/hr	Vapor lbmol/hr			
Side stripper no. 1							
42	367.0	12.00	2011.5		2229.8	1536.8	
43	362.8	12.50	1957.3	1318.5			
44	364.6	13.00	1949.0	1264.3			
45	372.0	13.50		1256.0		1400.0 steam	11000.
					707.00		
Side stripper no. 2							
46	465.3	14.50	970.12		1062.7	810.95	
47	464.3	15.00	952.39	718.42			
48	468.2	15.50	956.89	700.68			
49	476.6	16.00		705.19		650.00 steam	7500.0
					398.30		
Side stripper no. 3							
50	555.7	16.50	652.42		680.58	619.18	
51	564.8	17.00	669.08	591.02			
52	575.1	17.50	690.01	607.68			
53	586.1	18.00		628.61		350.00 steam	9500.0
					288.60		
Str # 75 enters stg # 8 at 200.1 F, 11.5 psia, .000 % vapor							
Str # 91 enters stg # 24 at 325.4 F, 16.0 psia, .000 % vapor							
Str # 32 enters stg # 38 at 695.0 F, 19.5 psia, 77.708 % vapor							

HEATING CURVES

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 1
 Heat Exchanger - Two-Stream Case
 Inlet = stream # 12 Outlet = stream # 13

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
68.00	447.0	.000000	.0000	.0000
72.20	445.5	3678.22	.0000	.0000
76.40	444.0	7378.03	.0000	.0000
80.60	442.5	11099.2	.0000	.0000
84.80	441.0	14841.8	.0000	.0000
89.00	439.5	18605.9	.0000	.0000
93.20	438.0	22391.2	.0000	.0000
97.40	436.5	26176.3	.0000	.0000
101.60	435.0	30026.1	.0000	.0000
105.80	433.5	33875.7	.0000	.0000
110.00	432.0	37746.6	.0000	.0000
Inlet = stream # 12 Outlet = stream # 13				

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
372.55	125.4	.000000	.0000	.0000
344.08	124.4	-4313.43	.0000	.0000
315.60	123.4	-8507.50	.0000	.0000
287.13	122.4	-12582.4	.0000	.0000
258.66	121.4	-16537.9	.0000	.0000
230.19	120.4	-20373.8	.0000	.0000
201.71	119.4	-24089.8	.0000	.0000
173.24	118.4	-27685.5	.0000	.0000
144.77	117.4	-31160.6	.0000	.0000
116.30	116.4	-34514.5	.0000	.0000
87.83	115.4	-37747.0	.0000	.0000
Inlet = stream # 71 Outlet = stream # 72				

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 2
 Heat Exchanger - Two-Stream Case
 Inlet = stream # 4 Outlet = stream # 14

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
110.31	389.0	.000000	.0000	.0000
117.26	386.8	6451.66	.0000	.0000
124.20	384.6	12961.6	.0000	.0000
131.14	382.4	19529.8	.0000	.0000
138.09	380.2	26156.1	.0000	.0000
145.03	378.0	32840.7	.0000	.0000
151.97	375.8	39582.9	.0000	.0000
158.92	373.6	46383.3	.0000	.0000
165.86	371.4	53241.7	.0000	.0000
172.80	369.2	60157.8	.0000	.0000
179.75	367.0	67131.6	.0000	.0000
Inlet = stream # 73		Outlet = stream # 74		

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
367.50	391.0	.000000	.0000	.0000
350.55	390.0	-7251.14	.0000	.0000
333.60	389.0	-14382.7	.0000	.0000
316.65	388.0	-21394.8	.0000	.0000
299.70	387.0	-28287.5	.0000	.0000
282.75	386.0	-35060.8	.0000	.0000
265.80	385.0	-41714.5	.0000	.0000
248.85	384.0	-48248.7	.0000	.0000
231.90	383.0	-54663.1	.0000	.0000
214.95	382.0	-60957.7	.0000	.0000
198.00	381.0	-67132.3	.0000	.0000

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 3
 Heat Exchanger - Two-Stream Case
 Inlet = stream # 14 Outlet = stream # 15

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
179.75	367.0	.000000	.0000	.0000
182.77	365.0	3049.10	.0000	.0000
185.80	363.0	6109.72	.0000	.0000
188.82	361.0	9181.40	.0000	.0000
191.85	359.0	12264.0	.0000	.0000
194.87	357.0	15357.6	.0000	.0000
197.90	355.0	18442.1	.0000	.0000
200.92	353.0	21577.5	.0000	.0000
203.95	351.0	24704.0	.0000	.0000
206.97	349.0	27841.3	.0000	.0000
210.00	347.0	30989.4	.0000	.0000

Inlet = stream # 82 Outlet = stream # 83

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
613.81	126.6	.000000	.0000	.0000
573.99	126.1	-3585.63	.0000	.0000
534.16	125.6	-7057.26	.0000	.0000
494.34	125.1	-10425.1	.0000	.0000
454.52	124.6	-13688.2	.0000	.0000
414.70	124.1	-16845.1	.0000	.0000
374.88	123.6	-19894.6	.0000	.0000
335.06	123.1	-22835.3	.0000	.0000
295.23	122.6	-25665.6	.0000	.0000
255.41	122.1	-28384.2	.0000	.0000
215.59	121.6	-30989.4	.0000	.0000

Unit type: HTIR Unit name: Eqp # 4
 Heat Exchanger - Two-Stream Case
 Inlet = stream # 15 Outlet = stream # 16

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
210.00	347.0	.000000	.0000	.0000
212.00	345.5	2086.22	.0000	.0000
214.00	344.0	4177.25	.0000	.0000
216.00	342.5	6272.98	.0000	.0000
218.00	341.0	8373.37	.0000	.0000
220.00	339.5	10478.8	.0000	.0000
222.00	338.0	12588.8	.0000	.0000
224.00	336.5	14703.5	.0000	.0000
226.00	335.0	16823.1	.0000	.0000
228.00	333.5	18947.4	.0000	.0000
230.00	332.0	21076.6	.0000	.0000
Inlet = stream # 78		Outlet = stream # 79		

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
477.24	140.4	.000000	.0000	.0000
452.51	139.4	-2331.47	.0000	.0000
427.78	138.4	-4612.57	.0000	.0000
403.04	137.4	-6844.53	.0000	.0000
378.31	136.4	-9027.20	.0000	.0000
353.57	135.4	-11160.4	.0000	.0000
328.84	134.4	-13243.9	.0000	.0000
304.10	133.4	-15277.6	.0000	.0000
279.37	132.4	-17261.0	.0000	.0000
254.63	131.4	-19194.0	.0000	.0000
229.90	130.4	-21076.3	.0000	.0000

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 5
 Heat Exchanger - Two-Stream Case
 Inlet = stream # 16 Outlet = stream # 17

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
230.00	332.0	.000000	.0000	.0000
231.88	330.5	2005.92	.0000	.0000
233.76	329.0	4011.85	.0000	.0000
235.63	327.5	6017.77	.0000	.0000
237.50	326.0	8023.70	.0000	.0000
239.37	324.5	10029.6	.0000	.0000
241.23	323.0	12035.5	.0000	.0000
243.08	321.5	14041.5	.0000	.0000
244.94	320.0	16047.4	.0000	.0000
246.79	318.5	18053.3	.0000	.0000
248.64	317.0	20059.2	.0000	.0000
Inlet = stream # 86 Outlet = stream # 87				

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
586.38	153.0	.000000	.0000	.0000
551.74	152.0	-2279.20	.0000	.0000
517.10	151.0	-4504.67	.0000	.0000
482.47	150.0	-6662.82	.0000	.0000
447.83	149.0	-8760.96	.0000	.0000
413.19	148.0	-10798.6	.0000	.0000
378.55	147.0	-12775.2	.0000	.0000
343.91	146.0	-14690.2	.0000	.0000
309.28	145.0	-16543.0	.0000	.0000
274.64	144.0	-18332.9	.0000	.0000
240.00	143.0	-20059.2	.0000	.0000

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 6
 Heat Exchanger - Two-Stream Case
 Inlet = stream # 17 Outlet = stream # 18

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
248.63	317.0	.000000	.0000	.0000
252.32	312.8	4008.15	.0000	.0000
256.01	308.6	8041.26	.0000	.0000
259.71	304.4	12090.6	.0000	.0000
263.40	300.2	16156.1	.0000	.0000
267.09	296.0	20237.8	.0000	.0000
270.78	291.8	24335.7	.0000	.0000
274.48	287.6	28449.8	.0000	.0000
278.17	283.4	32580.7	.0000	.0000
281.86	279.2	36726.7	.0000	.0000
285.56	275.0	40889.4	.0000	.0000
Inlet = stream # 89 Outlet = stream # 90				

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
530.58	97.20	.000000	.0000	.0000
510.02	96.20	-4452.59	.0000	.0000
489.46	95.20	-8792.61	.0000	.0000
468.90	94.20	-13060.0	.0000	.0000
448.35	93.20	-17254.7	.0000	.0000
427.79	92.20	-21376.5	.0000	.0000
407.23	91.20	-25425.0	.0000	.0000
386.67	90.20	-29400.1	.0000	.0000
366.12	89.20	-33301.3	.0000	.0000
345.56	88.20	-37128.4	.0000	.0000
325.00	87.20	-40881.0	.0000	.0000

Unit type: HIXR Unit name: Eqp # 14
 Heat Exchanger - Two-Stream Case
 Inlet = stream # 26 Outlet = stream # 27

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
284.00	215.0	.000000	.0000	.0000
298.40	212.8	16448.9	.0000	.0000
312.80	210.6	33141.2	.0000	.0000
327.20	208.4	50076.7	.0000	.0000
341.60	206.2	67254.5	.0000	.0000
356.00	204.0	84674.7	.0000	.0000
370.40	201.8	102337.	.0000	.0000
384.80	199.6	120240.	.0000	.0000
399.20	197.4	138386.	.0000	.0000
413.60	195.2	156772.	.0000	.0000
428.00	193.0	175400.	.0000	.0000
Inlet = stream # 92		Outlet = stream # 93		

Temp F	Pressure psia	Delta Q KBtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
621.73	331.2	.000000	1.0000	1.0000
589.07	329.7	-19551.5	1.0000	1.0000
556.41	328.2	-38674.9	1.0000	1.0000
523.75	326.7	-57363.0	1.0000	1.0000
491.09	325.2	-75608.4	1.0000	1.0000
458.43	323.7	-93404.0	1.0000	1.0000
425.78	322.2	-110775.	.0000	.0000
393.12	320.7	-127650.	.0000	.0000
360.46	319.2	-144053.	.0000	.0000
327.80	317.7	-159979.	.0000	.0000
295.14	316.2	-175406.	.0000	.0000

Unit type: TOWER Unit name: Eqp # 17

Unit type: CRUD Unit name: Eqp # 21
 Distillation Unit - Condenser, NO Reboiler
 Inlet = vapor from stage 2 Outlet = Overhead and Reflux

Temp F	Pressure psia	Delta Q Kbtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
276.76	10.00	.000000	1.0000	1.0000
263.45	9.950	-41212.0	.8702	.8126
250.13	9.900	-77422.8	.7580	.6572
236.82	9.850	-109045.	.6627	.5302
223.51	9.800	-136722.	.5821	.4271
210.20	9.750	-161015.	.5148	.3440
196.03	9.700	-182415.	.4590	.2777
183.57	9.650	-201366.	.4133	.2251
170.26	9.600	-218321.	.3760	.1838
156.95	9.550	-305168.	.0386	.0210
143.64	9.500	-322367.	.0000	.0000

Unit type: HIXR Unit name: Eqp # 24
 Heat Exchanger - One-Stream Case
 Inlet = stream # 40 Outlet = stream # 41

Temp F	Pressure psia	Delta Q Kbtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
144.64	9.500	.000000	.0000	.0000
142.17	9.200	-69.8548	.0000	.0000
139.71	8.900	-139.486	.0000	.0000
137.25	8.600	-208.900	.0000	.0000
134.78	8.300	-278.094	.0000	.0000
132.32	8.000	-347.064	.0000	.0000
129.85	7.700	-415.814	.0000	.0000
127.39	7.400	-484.343	.0000	.0000
124.93	7.100	-552.654	.0000	.0000
122.46	6.800	-620.741	.0000	.0000
120.00	6.500	-688.609	.0000	.0000

Unit type: HIXR Unit name: Eqp # 33
 Heat Exchanger - One-Stream Case
 Inlet = stream # 65 Outlet = stream # 66

Temp F	Pressure psia	Delta Q Kbtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
667.18	370.5	.000000	1.0000	1.0000
662.63	369.0	-2828.35	1.0000	1.0000
658.07	367.5	-5656.77	1.0000	1.0000
653.51	366.0	-8477.15	1.0000	1.0000
648.96	364.5	-11289.5	1.0000	1.0000
644.40	363.0	-14093.7	1.0000	1.0000
639.85	361.5	-16890.0	1.0000	1.0000
635.29	360.0	-19678.2	1.0000	1.0000
630.74	358.5	-22458.2	1.0000	1.0000
626.18	357.0	-25230.1	1.0000	1.0000
621.62	355.5	-27993.9	1.0000	1.0000

CHEMCAD 2 Version 2.3

Filename : parte2.DAT
 Date: 1-Jan-80 Time: 1:57 am

FLOWSHEET SUMMARY

Equipment	Stream Numbers
1 HTXR	6 -19
2 HTXR	19 24 -20 -25
3 VALV	25 -26
4 HTXR	26 -7
5 HTXR	87 -88
6 VALV	88 -9
7 HTXR	79 -80
8 VALV	80 -5
9 HTXR	83 -84
10 VALV	84 -8
11 PUMP	43 -59
12 HTXR	59 -2
13 PUMP	37 -65
14 HTXR	65 -66
15 DIVI	66 -67 -68
16 HTXR	67 -69
17 HTXR	68 -70
18 MIXE	69 70 -92

Stream Connections

Stream	Equipment		Stream	Equipment		Stream	Equipment	
	From	To		From	To		From	To
2	12		25	2	3	69	16	18
5	8		26	3	4	70	17	19
6		1	37		13	79		7
7	4		43		11	80	7	8
8	10		59	11	12	83		9
9	6		65	13	14	84	9	10
19	1	2	66	14	15	87		5
20	2		67	15	16	88	5	6
24		2	68	15	17	92	18	

COMPONENTS

62	2	3	4	5	6	1007	1008	1009	1010	1011	1012	1013
1014	1015	1016	1017	1018	1019	1020	1021	1022	1023	1024	1025	1026
1027	1028	1029	1030	1031	1032							

THERMODYNAMICS

K-value model :Peng-Robinson
 Enthalpy model :Peng-Robinson
 Water immiscible

Divider Summary

Equipment name	
number	15
Mode	0
	Ratio
Flow rate/ratio	.500000
Flow rate/ratio	.500000

Mixer Summary

Equipment name	
number	16
Outlet pres. psia	331.200

Valve Summary

Equipment name				
number	3	6	8	10
Pres. spec psia	83.0000	73.2000	73.2000	73.2000

Heat Exchanger Summary

Equipment name	1	2	4	5
number				
Delta P str 1 psia	10.0000	10.0000	20.0000	25.0000
Delta P str 2 psia	.000000	20.0000	.000000	.000000
T str 1 out F	240.000	260.000	120.000	120.000
Min. approach temp. F		10.0000		
Case flag	Design	Design	Design	Design
Calc. duty KBtu /hr	28844.7	3844.05	-27712.3	-5487.62
Calc. LMTD F	126.838	24.0666	197.981	176.662
Calc. LMTD factor	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
Utility option flag	0	0	0	0

Heat Exchanger Summary

Equipment name	7	9	12	14
number				
Delta P str 1 psia	20.4000	14.6000	10.0000	15.0000
Delta P str 2 psia	.000000	.000000	.000000	.000000
T str 1 out F	100.000	120.000	100.000	
Spec. duty KBtu /hr				-11000.0
Case flag	Design	Design	Design	Design
Calc. duty KBtu /hr	-9048.72	-5789.32	-5334.96	-11000.0
Utility option flag	0	0	0	0

Heat Exchanger Summary

Equipment name	16	17
number		
Delta P str 1 psia	9.30000	9.30000
Delta P str 2 psia	.000000	.000000
Spec. duty KBtu /hr	-7500.00	-9500.00
Case flag	Design	Design
Calc. duty KBtu /hr	-7500.00	-9500.00
Utility option flag	0	0

Pump Summary

Equipment name		
number	11	13
Output pres. psia	113.500	355.500
Pump efficiency	.000000	.000000
Work required		
hp	41.1706	442.191

STREAM PROPERTIES

CHEMCAD 2 - Version 2.3

Stream No.	2	5	6	7
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	12	8	Feed	4
To Eq #	Product	Product	1	Product
lbmol/hr	2013.00	650.002	10625.1	10625.1
Temp F	100.000	100.295	90.0000	120.000
Pres psia	103.500	73.2000	265.000	63.0000
Enth KBtu /hr	-2364.00	-2384.70	-99816.7	-94045.9
Cp Liq Btu/lb-R	.425241	.427341	1.000497	1.000497
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Average Mol Wt	122.253	225.643	18.0200	18.0200
-- Liquid only --				
lb/hr	246095.	146668.	191464.	191464.
Sf tens dyne/cm	22.6234	29.6067	70.8522	67.9360
Th cond Btu/hr-ft-F	.725367E-01	.727179E-01	.359158	.371135
Visc cp	.558326	3.32147	.776874	.567532

Stream No.	8	9	19	20
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	10	6	1	2
To Eq #	Product	Product	2	Product
lbmol/hr	414.998	349.998	10625.1	10625.1
Temp F	120.277	120.350	240.000	260.000
Pres psia	73.2000	73.2000	255.000	245.000
Enth KBtu /hr	132.270	-328.055	-70972.0	-67128.0
Cp Liq Btu/lb-R	.444246	.444804	1.000409	1.000365
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Average Mol Wt	309.325	272.568	18.0200	18.0200
-- Liquid only --				
lb/hr	128369.	95398.4	191464.	191464.
Sf tens dyne/cm	30.8044	30.0917	55.6203	53.4323
Th cond Btu/hr-ft-F	.717890E-01	.717903E-01	.396478	.397486
Visc cp	8.71528	5.24897	.238422	.215631

STREAM PROPERTIES

Stream No.	24	25	26	37
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	Feed	2	3	Feed
To Eq #	2	3	4	13
lbmol/hr	10625.1	10625.1	10625.1	1603.24
Temp F	284.000	264.134	264.133	666.701
Pres psia	245.000	225.000	83.0000	20.0000
Enth KBtu /hr	-62489.8	-66333.8	-66333.6	271034.
Cp Liq Btu/lb-R	1.03332	1.00365	1.00365	.720627
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Average Mol Wt	18.0200	18.0200	18.0200	539.768
-- Liquid only --				
lb/hr	191464.	191464.	191464.	865380.
Sf tens dyne/cm	50.7466	52.9744	52.9745	16.1174
Th cond Btu/hr-ft-F	.397590	.397589	.397589	.468858E-01
Visc cp	.193477	.211451	.211453	.816807
Stream No.	43	59	65	66
Phase	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor
From Eq #	Feed	11	13	14
To Eq #	11	12	14	15
lbmol/hr	2013.00	2013.00	1603.24	1603.24
Temp F	144.637	145.045	667.155	649.452
Pres psia	9.50000	113.500	355.500	340.500
Enth KBtu /hr	2866.14	2970.96	272159.	261159.
Cp Vap Btu/lb-R			.719702	.711881
Cp Liq Btu/lb-R	.495860	.495048		
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	1.00000	1.00000
Average Mol Wt	122.253	122.253	539.768	539.768
-- Liquid only --				
lb/hr	225095.	246095.		
Sf tens dyne/cm	20.1288	20.1089		
Th cond Btu/hr-ft-F	.704178E-01	.704000E-01		
Visc cp	.429896	.428954		
-- Vapor only --				
lb/hr			865380.	865380.
Cp/Cv			1.05263	1.05153
Compress. factor			.355139	.343952
Th cond Btu/hr-ft-F			.135734E-01	.130927E-01
Visc cp			.742593E-01	.750824E-01

STREAM PROPERTIES

Stream No.	67	68	69	70
Phase	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
From Eq #	15	15	16	17
To Eq #	16	17	18	18
lbmol/hr	801.621	801.621	801.621	801.621
Temp F	649.452	649.452	625.072	618.330
Pres psia	340.500	340.500	331.200	331.200
Enth KBtu /hr	130580.	130580.	123080.	121080.
Cp Vap Btu/lb-R	.711881	.711881	.700862	.697793
Mol Fraction Vapor	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000
Average Mol Wt	539.768	539.768	539.768	539.768
- - Vapor only - -				
lb/hr	432690.	432690.	432690.	432690.
Cp/Cv	1.05153	1.05153	1.04975	1.04924
Compress. factor	.343952	.343952	.339869	.341387
Th cond Btu/hr-ft-F	.130927E-01	.130927E-01	.124340E-01	.122525E-01
Visc cp	.750824E-01	.750824E-01	.762355E-01	.765581E-01

Stream No.	79	80	83	84
Phase	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
From Eq #	Feed	7	Feed	9
To Eq #	7	8	9	10
lbmol/hr	650.002	650.002	414.998	414.998
Temp F	229.897	100.000	215.590	120.000
Pres psia	130.400	110.000	121.600	107.000
Enth KBtu /hr	6662.97	-2385.75	5921.58	132.270
Cp Liq Btu/lb-R	.511986	.437145	.498702	.444107
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	.000000	.000000
Average Mol Wt	225.643	225.643	309.325	309.325
- - Liquid only - -				
lb/hr	146668.	146668.	128369.	128369.
Sf tons dyne/cm	23.7089	29.6204	26.8154	30.8167
Th cond Btu/hr-ft-F	.668106E-01	.727313E-01	.674442E-01	.718016E-01
Visc cp	1.09205	3.33351	2.78365	8.75394

STREAM PROPERTIES

Stream No.	87	88	92
Phase	Liquid	Liquid	Vapor
From Eqp #	Feed	5	18
To Eqp #	5	6	Product
lbmol/hr	349.998	349.998	1603.24
Temp F	240.000	120.000	621.639
Pres psia	143.000	118.000	331.200
Enth KBtu /hr	5159.57	-328.050	244159.
Cp Vap Btu/lb-R			.699346
Cp Liq Btu/lb-R	.512902	.444532	
Mol Fraction Vapor	.000000	.000000	1.00000
Average Mol Wt	272.568	272.568	539.768
- - Liquid only - -			
lb/hr	95398.4	95398.4	
Sf tens dyne/cm	24.9378	30.1065	
Th cond Btu/hr-ft-F	.663366E-01	.718062E-01	
Visc cp	1.66665	5.27365	
- - Vapor only - -			
lb/hr			865380.
Cp/Cv			1.04956
Compress. factor			.340639
Th cond Btu/hr-ft-F			.123415E-01
Visc cp			.764000E-01

HEATING CURVES

CHEMCAD 2 - Version 2.3

Unit type: HIXR Unit name: Eqp # 1
 Heat Exchanger - One-Stream Case
 Inlet = stream # 6 Outlet = stream # 19

Temp F	Pressure psia	Delta Q Kbtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
90.00	265.0	.000000	.0000	.0000
104.91	264.0	2884.47	.0000	.0000
119.97	263.0	5768.94	.0000	.0000
135.02	262.0	8653.41	.0000	.0000
149.96	261.0	11537.9	.0000	.0000
165.01	260.0	14422.4	.0000	.0000
180.06	259.0	17306.8	.0000	.0000
195.00	258.0	20191.3	.0000	.0000
209.95	257.0	23075.8	.0000	.0000
225.00	256.0	25960.2	.0000	.0000
239.96	255.0	28844.7	.0000	.0000

Unit type: HIXR Unit name: Eqp # 2
 Heat Exchanger - Two-Stream Case
 Inlet = stream # 19 Outlet = stream # 20

Temp F	Pressure psia	Delta Q Kbtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
240.00	255.0	.000000	.0000	.0000
242.00	254.0	384.400	.0000	.0000
243.99	253.0	768.800	.0000	.0000
246.00	252.0	1153.20	.0000	.0000
248.00	251.0	1537.60	.0000	.0000
250.01	250.0	1922.00	.0000	.0000
251.99	249.0	2306.40	.0000	.0000
254.00	248.0	2690.80	.0000	.0000
256.00	247.0	3075.20	.0000	.0000
258.01	246.0	3459.60	.0000	.0000
259.99	245.0	3844.00	.0000	.0000

Inlet = stream # 24 Outlet = stream # 25

Temp F	Pressure psia	Delta Q Kbtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
284.00	245.0	.000000	.0000	.0000
282.09	243.0	-384.400	.0000	.0000
280.16	241.0	-768.800	.0000	.0000
278.25	239.0	-1153.20	.0000	.0000
276.35	237.0	-1537.60	.0000	.0000
274.13	235.0	-1922.00	.0000	.0000
272.13	233.0	-2306.40	.0000	.0000
270.13	231.0	-2690.80	.0000	.0000
268.13	229.0	-3075.20	.0000	.0000
266.14	227.0	-3459.60	.0000	.0000
264.13	225.0	-3844.00	.0000	.0000

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 4
 Heat Exchanger - One-Stream Case
 Inlet = stream # 26 Outlet = stream # 7

Temp F	Pressure psia	Delta Q K.Btu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
264.13	83.00	.000000	.0000	.0000
245.67	81.00	-2771.23	.0000	.0000
235.36	79.00	-5542.46	.0000	.0000
220.89	77.00	-8313.69	.0000	.0000
206.51	75.00	-11084.9	.0000	.0000
192.02	73.00	-13856.2	.0000	.0000
177.64	71.00	-16627.4	.0000	.0000
163.27	69.00	-19398.6	.0000	.0000
148.78	67.00	-22169.8	.0000	.0000
134.52	65.00	-24941.1	.0000	.0000
120.03	63.00	-27712.3	.0000	.0000

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 5
 Heat Exchanger - One-Stream Case
 Inlet = stream # 87 Outlet = stream # 88

Temp F	Pressure psia	Delta Q K.Btu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
240.00	143.0	.000000	.0000	.0000
228.00	140.5	-583.827	.0000	.0000
216.00	138.0	-1159.93	.0000	.0000
204.00	135.5	-1728.29	.0000	.0000
192.00	133.0	-2288.87	.0000	.0000
180.00	130.5	-2841.65	.0000	.0000
168.00	128.0	-3386.60	.0000	.0000
156.00	125.5	-3923.70	.0000	.0000
144.00	123.0	-4452.91	.0000	.0000
132.00	120.5	-4974.23	.0000	.0000
120.00	118.0	-5487.62	.0000	.0000

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 7
 Heat Exchanger - One-Stream Case
 Inlet = stream # 79 Outlet = stream # 80

Temp F	Pressure psia	Delta Q K.Btu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
229.90	130.4	.000000	.0000	.0000
216.91	128.4	-968.800	.0000	.0000
203.92	126.3	-1923.49	.0000	.0000
190.93	124.3	-2864.05	.0000	.0000
177.94	122.2	-3790.43	.0000	.0000
164.95	120.2	-4702.58	.0000	.0000
151.96	118.2	-5600.48	.0000	.0000
138.97	116.1	-6484.08	.0000	.0000
125.98	114.1	-7353.34	.0000	.0000
112.99	112.0	-8208.23	.0000	.0000
100.00	110.0	-9048.72	.0000	.0000

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 9
 Heat Exchanger - One-Stream Case
 Inlet = stream # 83 Outlet = stream # 84

Temp F	Pressure psia	Delta Q Kbtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
215.59	121.6	.000000	.0000	.0000
206.03	120.1	-608.969	.0000	.0000
196.47	118.7	-1211.31	.0000	.0000
186.91	117.2	-1807.01	.0000	.0000
177.35	115.8	-2396.05	.0000	.0000
167.80	114.3	-2978.41	.0000	.0000
158.24	112.9	-3554.06	.0000	.0000
148.68	111.4	-4123.00	.0000	.0000
139.12	109.9	-4685.19	.0000	.0000
129.56	108.5	-5240.63	.0000	.0000
120.00	107.0	-5789.31	.0000	.0000

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 12
 Heat Exchanger - One-Stream Case
 Inlet = stream # 59 Outlet = stream # 2

Temp F	Pressure psia	Delta Q Kbtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
145.05	113.5	.000000	.0000	.0000
140.54	112.5	-547.565	.0000	.0000
136.04	111.5	-1092.00	.0000	.0000
131.53	110.5	-1633.31	.0000	.0000
127.03	109.5	-2171.51	.0000	.0000
122.52	108.5	-2706.56	.0000	.0000
118.02	107.5	-3238.47	.0000	.0000
113.51	106.5	-3767.29	.0000	.0000
109.01	105.5	-4292.97	.0000	.0000
104.50	104.5	-4815.52	.0000	.0000
100.00	103.5	-5334.96	.0000	.0000

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 14
 Heat Exchanger - One-Stream Case
 Inlet = stream # 65 Outlet = stream # 66

Temp F	Pressure psia	Delta Q Kbtu /hr	vap. mole frac.	vap. mass frac.
667.15	355.5	.000000	1.0000	1.0000
665.39	354.0	-1100.00	1.0000	1.0000
663.63	352.5	-2200.00	1.0000	1.0000
661.86	351.0	-3300.00	1.0000	1.0000
660.10	349.5	-4400.00	1.0000	1.0000
658.33	348.0	-5500.00	1.0000	1.0000
656.56	346.5	-6600.00	1.0000	1.0000
654.78	345.0	-7700.00	1.0000	1.0000
653.01	343.5	-8800.00	1.0000	1.0000
651.23	342.0	-9900.00	1.0000	1.0000
649.45	340.5	-11000.00	1.0000	1.0000

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 16
 Heat Exchanger - One-Stream Case
 Inlet = stream # 67 Outlet = stream # 69

Temp F	Pressure	Delta Q	vap. mole	vap. mass
	psia	KBtu /hr	frac.	frac.
649.45	340.5	.000000	1.0000	1.0000
647.01	339.6	-750.640	1.0000	1.0000
644.58	338.0	-1500.78	1.0000	1.0000
642.14	337.7	-2249.82	1.0000	1.0000
639.70	336.8	-2997.67	1.0000	1.0000
637.26	335.9	-3744.35	1.0000	1.0000
634.82	334.9	-4489.88	1.0000	1.0000
632.38	334.0	-5234.26	1.0000	1.0000
629.95	333.1	-5977.49	1.0000	1.0000
627.51	332.1	-6719.51	1.0000	1.0000
625.07	331.2	-7460.39	1.0000	1.0000

Unit type: HTXR Unit name: Eqp # 17
 Heat Exchanger - One-Stream Case
 Inlet = stream # 68 Outlet = stream # 70

Temp F	Pressure	Delta Q	vap. mole	vap. mass
	psia	KBtu /hr	frac.	frac.
649.45	340.5	.000000	1.0000	1.0000
646.34	339.6	-957.928	1.0000	1.0000
643.23	338.6	-1914.60	1.0000	1.0000
640.12	337.7	-2869.38	1.0000	1.0000
637.00	336.8	-3822.30	1.0000	1.0000
633.89	335.9	-4773.34	1.0000	1.0000
630.78	334.9	-5722.50	1.0000	1.0000
627.67	334.0	-6669.72	1.0000	1.0000
624.55	333.1	-7615.06	1.0000	1.0000
621.44	332.1	-8558.45	1.0000	1.0000
618.33	331.2	-9499.98	1.0000	1.0000

TBP/ASTM Curves deg F					
Stream No.	2	5	8	9	
TBP at 1 atm					
0 Liq Vol %	14.0	471.2	331.7	529.7	
5	150.4	481.3	546.7	576.7	
10	179.6	492.7	619.6	585.0	
20	220.5	513.4	655.9	800.7	
30	251.2	527.1	678.0	615.4	
40	277.7	534.6	689.8	629.0	
50	302.0	544.5	705.9	641.4	
60	324.5	556.7	725.5	652.8	
70	345.0	571.4	751.3	663.1	
80	364.4	588.4	780.6	672.3	
90	383.3	607.8	814.2	682.4	
95	402.3	618.5	832.7	687.8	
100	426.0	628.0	850.2	692.6	
ASTM D86 at 1 atm					
0 Liq Vol %	132.9	502.1	492.9	592.5	
5	210.5	508.2	599.7	595.0	
10	227.2	510.7	636.0	598.1	
20	253.4	521.1	657.4	605.8	
30	273.0	528.0	670.4	612.9	
40	290.2	531.9	677.1	620.5	
50	306.0	537.1	686.3	627.5	
60	321.6	545.1	700.8	634.7	
70	335.9	554.6	718.2	641.1	
80	350.3	567.1	742.6	647.3	
90	364.5	581.4	770.6	654.2	
95	381.6	590.6	787.0	658.6	
100	402.9	598.8	802.6	662.5	
TBP at 10mmHg					
0 Liq Vol %	-121.4	235.2	123.0	316.3	
5	-18.3	243.5	297.2	322.1	
10	4.1	252.8	358.1	329.0	
20	35.8	269.7	388.6	342.2	
30	59.6	281.1	407.3	354.5	
40	80.4	287.2	417.4	365.9	
50	99.6	285.4	421.2	375.1	
60	117.3	305.6	448.8	386.0	
70	133.6	317.7	470.2	394.7	
80	149.0	331.9	495.5	402.5	
90	164.2	348.2	524.8	411.1	
95	179.4	357.1	540.9	415.7	
100	198.6	365.1	556.3	419.8	

TBP/ASTM Curves deg F					
Stream No.	2	5	8	9	
D1160 at 10mmHg					
0	-87.2	252.9	134.4	332.5	
5	- .5	257.0	309.2	335.3	
10	18.3	261.6	370.2	338.7	
20	45.7	275.2	396.3	349.3	
30	66.3	284.3	412.2	359.1	
40	83.6	289.1	420.2	368.1	
50	99.6	295.4	431.2	376.4	
60	117.3	305.6	448.8	388.0	
70	133.8	317.7	470.2	394.7	
80	149.0	331.9	495.5	402.5	
90	164.2	348.2	524.8	411.1	
95	173.4	357.1	540.9	415.7	
100	198.6	365.1	556.3	419.8	
D86 with cracking					
0	132.9	496.4	487.7	578.4	
5	210.5	500.2	584.6	580.8	
10	227.2	504.5	615.0	583.2	
20	253.4	514.1	632.1	589.8	
30	273.0	520.5	642.2	595.8	
40	290.2	524.1	647.3	602.2	
50	306.0	528.9	654.2	608.1	
60	321.6	536.2	664.7	613.9	
70	335.9	544.8	677.0	619.2	
80	350.3	556.2	693.4	624.1	
90	364.5	568.8	711.0	629.6	
95	381.6	578.7	720.7	633.0	
100	402.9	583.9	729.5	636.1	

TBP/ASTM Curves deg F

Stream No. 92

TBP at 1 atm

0	Liq Vol %	673.9
5		762.2
10		810.8
20		881.4
30		939.2
40		996.4
50		1054.9
60		1116.1
70		1170.6
80		1212.1
90		1261.6
95		1285.0
100		1308.0

ASTM D86 at 1 atm

0	Liq Vol %	369.4
5		720.2
10		748.2
20		809.4
30		859.7
40		909.4
50		960.3
60		1015.8
70		1065.2
80		1108.7
90		1147.9
95		1169.1
100		1188.0

TBP at 10mmHg

0	Liq Vol %	403.9
5		479.6
10		521.8
20		583.8
30		635.4
40		687.0
50		740.4
60		797.0
70		848.0
80		893.3
90		934.6
95		957.0
100		977.3

TBP/ASTM Curves deg F

Stream No. 92

D1160 at 10mmHg

0	Liq Vol %	439.1
5		499.1
10		532.6
20		591.9
30		641.2
40		689.9
50		740.4
60		797.0
70		848.0
80		895.3
90		934.6
95		957.0
100		977.3

D86 with cracking

0	Liq Vol %	641.4
5		678.4
10		697.0
20		733.3
30		759.0
40		781.2
50		801.1
60		820.0
70		834.9
80		846.8
90		856.6
95		861.5
100		865.8

TBP/ASTM Curves deg F

Stream No.	12	72
TBP at 1 atm		
0 Liq Vol %	-2.2	360.1
5	147.7	388.2
10	209.2	396.1
20	279.8	411.4
30	371.7	425.5
40	460.4	434.5
50	564.1	446.0
60	709.8	460.0
70	877.5	476.3
80	1032.2	495.1
90	1186.1	516.4
95	1246.2	527.6
100	1302.0	536.7

ASTM D86 at 1 atm		
0 Liq Vol %	121.5	401.5
5	203.5	414.8
10	237.2	418.6
20	300.4	425.9
30	382.6	432.7
40	462.3	437.8
50	555.5	443.8
60	679.9	453.0
70	823.1	463.9
80	952.3	478.0
90	1080.9	493.9
95	1129.8	503.5
100	1175.3	511.5

TBP at 10mmHg		
0 Liq Vol %	-133.5	145.6
5	-20.4	168.1
10	27.0	174.5
20	82.1	186.8
30	154.9	198.1
40	226.4	205.4
50	311.7	214.7
60	434.5	226.1
70	580.4	239.4
80	719.6	254.8
90	862.6	272.2
95	919.7	281.4
100	973.5	289.0

TBP/ASTM Curves deg F

Stream No.	12	72
D1160 at 10mmHg		
0 Liq Vol %	-125.2	168.7
5	-14.5	179.8
10	31.8	183.0
20	85.3	192.8
30	158.0	201.8
40	227.0	207.5
50	311.7	214.7
60	434.5	226.1
70	580.4	239.4
80	719.6	254.8
90	862.6	272.2
95	919.7	281.4
100	973.5	289.0
D88 with cracking		
0 Liq Vol %	121.5	401.5
5	203.5	414.8
10	237.2	418.6
20	300.4	425.9
30	382.6	432.7
40	462.3	437.6
50	545.7	443.8
60	649.4	453.0
70	740.6	463.9
80	798.1	473.5
90	839.3	488.6
95	852.1	497.7
100	862.9	505.1

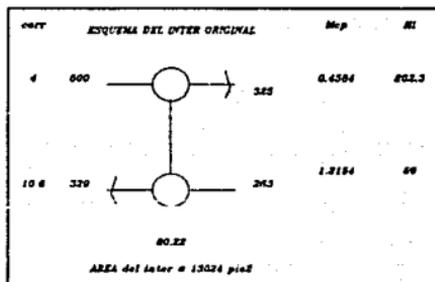
A P E N D I C E B

EJEMPLO DE LA APLICACION DE ECUACIONES PARA CORRECCION DE INTERCAMBIADORES

EJEMPLO DE CORRECCION DE UN INTERCAMBIADOR

EL INTERCAMBIADOR 2 ESTA MAL COLOCADO.

El esquema c1 muestra como esta inicialmente el intercambiador 2, con las temperaturas de entrada y salida de las corrientes, el flujo másico por la capacidad calorifica a presión constante (MCp), el coeficiente individual de transferencia de calor (Hi), el calor transferido en este intercambiador y el área existente del intercambiador.



Con la información anterior, se calcula el coeficiente global de transferencia de calor:

$$1/U = (1/H1 + 1/H2) = (1/202.5 + 1/80)$$

$$U = 57.33 \text{ HR PIE}^2 \text{ } ^\circ\text{F} / \text{BTU}$$

Con éste y los Cp's de las corrientes (de la tabla V.2.1), se calcula el nuevo calor a transferir en ese intercambiador, haciendo uso de las ecuaciones del capítulo III para la corrección de intercambiadores mal colocados.

$$Q = (1 - e^k) (Cp_c * CPh / (CPh - Cp_c)) (\Delta T_c)$$

$$K = U A ((1/CPh) - (1/Cp_c))$$

$$= (57.33) (13024) ((1/0.4584) - (1/1.2154)) / (1E6)$$

$$K = 1.0146$$

$$Q = (1 - e^{1.0145}) (1.2154 * 0.4584 / (0.4584 - 1.2154)) (40)$$

$$Q = 51.754$$

Ahora teniendo el nuevo calor a transferir, se calculan las nuevas temperaturas del intercambiador:

$$Q = MCp \Delta T \quad \text{--->} \quad \Delta T = Q / MCp = 42.6 \quad \text{--->}$$

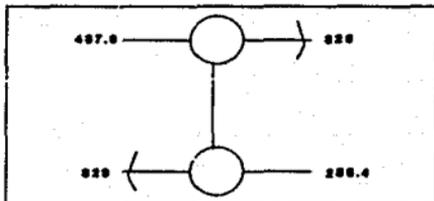
$$T_{ci} = 329 - 42.6 = 286.4$$

$$\text{y como } \Delta T_c = 40 \quad \text{--->} \quad T_{ho} = 286.4 + 40 = 326.4$$

pero como se quiere que salga a 325, se iguala: $T_{ho} = 325$

$$\text{y } \Delta T = 51.754 / 0.4584 = 112.9 \quad \text{--->} \quad T_{hi} = 325 + 112.9 = 437.9$$

con esto el intercambiador corregido queda como es mostrado en la figura siguiente; con sus nuevos valores de las temperaturas de entrada y salida. Y la nueva área requerida para ese intercambio de calor, es de 13323 pie².



Otra forma de comparar el como estaba antes y como quedo después de la corrección el intercambiador es por medio de diagrama de potencial de temperatura; en el cual se observa como fue su mejora en forma esquemática. Esto se muestra en el esquema a continuación presentado. Con lo que así se obtuvo un intercambiador mejor colocado que el inicialmente puesto en la red.

