



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

**"ANALISIS Y OPTIMIZACION ENERGETICA DE LA
PLANTA DE DESTILACION ATMOSFERICA DE LA
REFINERIA DE CIUDAD MADERO"**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
JESUS FLORES CERRILLO



MEXICO, D. F.

1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado asignado

Presidente: Prof. Carlos Escobar Toledo.
Vocal: Prof. Enrique Bazúa Rueda.
Secretario: Prof. Celestino Montiel Maldonado.
1er. suplente: Prof. José Agustín Texta Mena.
2do. Suplente: Prof. Ricardo Pérez Camacho.

Sitio donde se desarrolló el tema:

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

Asesor:



Ing. Celestino Montiel Maldonado.

Sustentante:



Efraín Cerrillo Jesús

AGRADECIMIENTOS:

Esta tesis está dedicada a todas aquellas personas que de algún modo contribuyeron al desarrollo de la presente, especialmente a:

Mi Familia

Rosa María Cerrillo Cruz

Lucio Flores Moreno

Noé y Lucio Flores Cerrillo

A la Dra. Martha Aguilar M. porque siempre tuve su apoyo.

A todos los profesores que se esfuerzan para que los universitarios sean cada vez mejores, en particular a:

Ing. Celestino Montiel Maldonado

Al H. Jurado por la revisión de la presente.

También quisiera agradecerles a todos mis amigos, especialmente a: Margarita, Yolanda, Nancy, Martha, Isabel, Rosangel, Angélica, Sandra, Omar, Hans, Erick, Ricardo, Memo, Antonio, Manuel, Daniel, Víctor y a todos aquellos con los cuales conviví.

ÍNDICE

CAPITULO

1. INTRODUCCIÓN	1
2. GENERALIDADES	4
2.1. Ingeniería de procesos	4
2.2. Síntesis de procesos	7
2.3. Análisis de procesos	9
2.4. Optimización de procesos	10
3. SIMULACIÓN DE PROCESOS	12
3.1. Tipos de simulación	15
3.2. Elementos de un Simulador de procesos	17
3.3. Software	27
3.4. Interfase	27
4. NATURALEZA, REFINACIÓN Y PRODUCTOS DE LA DESTILACIÓN DEL PETRÓLEO	30
4.1. Naturaleza del petróleo	30
4.2. Refinación del petróleo	37
4.3. Productos de la destilación	49
5. DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADEIRO, TAMAULIPAS.	43
5.1. Plantas de destilación primaria "MA" y "MB"	43
5.2. Descripción del flujo de las plantas primarias "MA" y "MB"	44
5.3. Planta de destilación combinada "BA"	50
5.4. Descripción del diagrama de flujo de la planta "BA"	52
6. SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" Y DE LA COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA.	60
6.1. Selección de los componentes	62
6.2. Selección de los modelos termodinámicos	63
6.3. Especificación del proceso	64
6.4. Selección del modelo utilizado en cada operación	65
6.5. Especificación de los parámetros para cada modelo	66
6.6. Determinación y especificación de las corrientes de corte	68
6.7. Selección de los métodos de convergencia	71

6.8. Comparación de resultados de la simulación contra los - datos de diseño en las plantas de destilación atmosférica "MA" y "BA" sección atmosférica	72
7. ANÁLISIS DE RESULTADOS	89
7.1. Planta primaria "MA"	89
7.2. Planta "BA" sección atmosférica	92
8. INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CA- LOR DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO	94
8.1. Método del Pinch	95
8.2. Aplicación de la tecnología del pinch al tren de intercambio de calor de la planta de destilación atmosférica "MA" de - Ciudad Madero	98
8.3. Rediseño de la red	108
9. PROPUESTAS DE MEJORA EN LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" Y COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA	119
9.1. Propuesta para la planta de destilación atmosférica "MA"	120
9.2. Propuesta para la planta combinada "BA" sección atmosférica	121
10. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	129
10.1. Conclusiones	129
10.2. Recomendaciones	131
BIBLIOGRAFÍA	132

1. INTRODUCCIÓN

En años recientes la industria química no ha crecido tan rápido como en las últimas dos décadas. El número de plantas que están siendo construidas decrece cada año y por lo tanto es necesario mejorar las plantas existentes a fin de hacerlas más competitivas en un mercado de economías abiertas.

La meta principal en el diseño de procesos es producir el diseño de una planta que sea óptima con respecto a los costos y funcionamiento. Este último involucra algunas características además del beneficio, como es impacto ambiental y seguridad.

Sin embargo se debe tomar en cuenta dos aspectos. El primero es que la mayoría de los procesos actuales fueron diseñados cuando los costos de energía eran pequeños y el problema de contaminación todavía no era tomado en cuenta, y el segundo es que, hay diferencias notables entre el diseño original del proceso y el estado actual de los mismos.

Debido a lo anterior, el objetivo de esta tesis es el análisis de la planta de destilación atmosférica "MA" y de la planta combinada "BA" en su sección atmosférica, además de la integración térmica de la primera con el fin de lograr un mejor aprovechamiento de la energía, disminuir el consumo de servicios y con ello reducir los costos de operación.

La presente tesis está formada por lo siguiente:

- **CAPITULO 2:** Se hace una breve descripción de la ingeniería de procesos, del análisis, la síntesis y la optimización de procesos, su interrelación y como estas herramientas son empleadas para obtener plantas químicas económicas, fácilmente operables y seguras.
- **CAPITULO 3:** Se describe los diferentes tipos y niveles de los simuladores de proceso, los elementos que lo forman, los fundamentos de la simulación y sus diferentes enfoques en la solución de los conjuntos de ecuaciones generados durante ésta.
- **CAPITULO 4:** Se describe la naturaleza, composición y caracterización del crudo de petróleo, como éste es refinado y cuales son los productos que de la destilación se obtienen.
- **CAPITULO 5:** Se realiza la descripción del diagrama de flujo de proceso de la planta de destilación atmosférica "MA" y de la combinada "BA", la carga a tales plantas y las especificaciones de los productos que de ellas se obtienen.
- **CAPITULO 6:** Se describe la información suministrada a ASPEN-PLUS para realizar la simulación de las plantas "MA" y "BA" y se presentan los resultados obtenidos de la simulación de éstas.
- **CAPITULO 7:** Se analizan los resultados de la simulación realizada en las plantas "MA" y "BA".
- **CAPITULO 8:** Se realiza la integración térmica de la red de intercambio de calor de la planta "MA" aplicando la tecnología del pinch y describiendo los fundamentos de este análisis energético.

- **CAPITULO 9:** Se hacen propuestas de mejora en las plantas "MA" y "MB" con el fin de hacerlas más rentables.
- **CAPITULO 10:** Se muestran las conclusiones y recomendaciones sobre las plantas analizadas y sobre la optimización energética efectuada.

2. GENERALIDADES

2.1. INGENIERÍA DE PROCESOS:

La ingeniería de procesos, como actividad, se ha practicado desde hace muchos años. Hasta antes de 1950, el desarrollo y la creación de plantas de proceso químico se basaba en la experiencia de los diseñadores, esto se debía a que el enfoque de la producción de bienes y químicos tenía como único y primordial objetivo el de producir satisfactores.

Este enfoque cambió a partir de 1950, ya que surge la necesidad de aplicar de forma ordenada la información existente y fijar los objetivos para el diseño de procesos, utilizando nuevas técnicas y procedimientos, abandonando los procedimientos empíricos y adoptando los científicos.

Podemos definir a la ingeniería de procesos como aquella actividad encargada de la creación, cuantificación y análisis de esquemas de flujo de proceso las cuales forman parte de una planta química, económica, fácilmente operable y segura.

La figura 1 representa los sistemas motivo de estudio de la ingeniería de proceso.

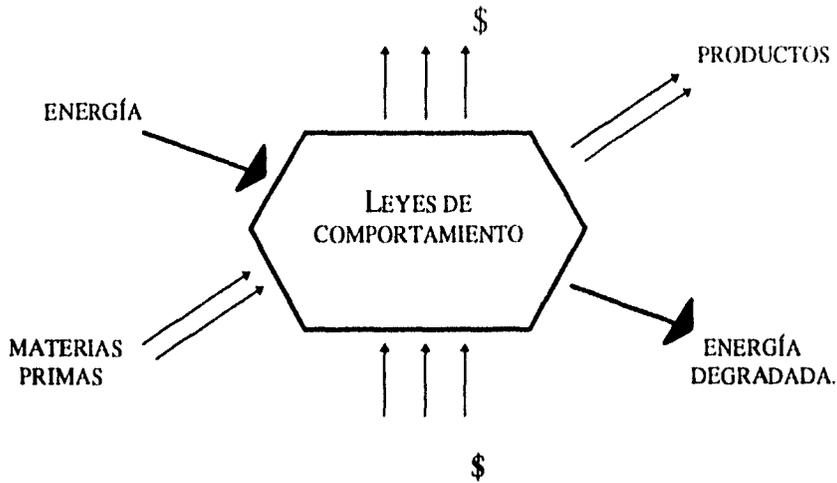


FIGURA 1. MOTIVO DE ESTUDIO DE LA INGENIERÍA DE PROCESOS.

Lo dicho anteriormente, nos indica que los sistemas estudiados involucran etapas. Los sistemas pueden considerarse constituidos por subsistemas de características esenciales similares. Esto se representa en la figura 2.

La ingeniería de procesos también puede considerarse como el estudio de las funciones:

$$f_i (M, P, E, Q, e, \$)$$

Donde:

- M** Vector de propiedades de materias primas.
- P** Vector de propiedades de productos.
- E** Vector de los requerimientos energéticos.
- Q** Vector de las condiciones de operación.
- e** Vector de las características de los equipos.
- \$** Vector de los recursos económicos.

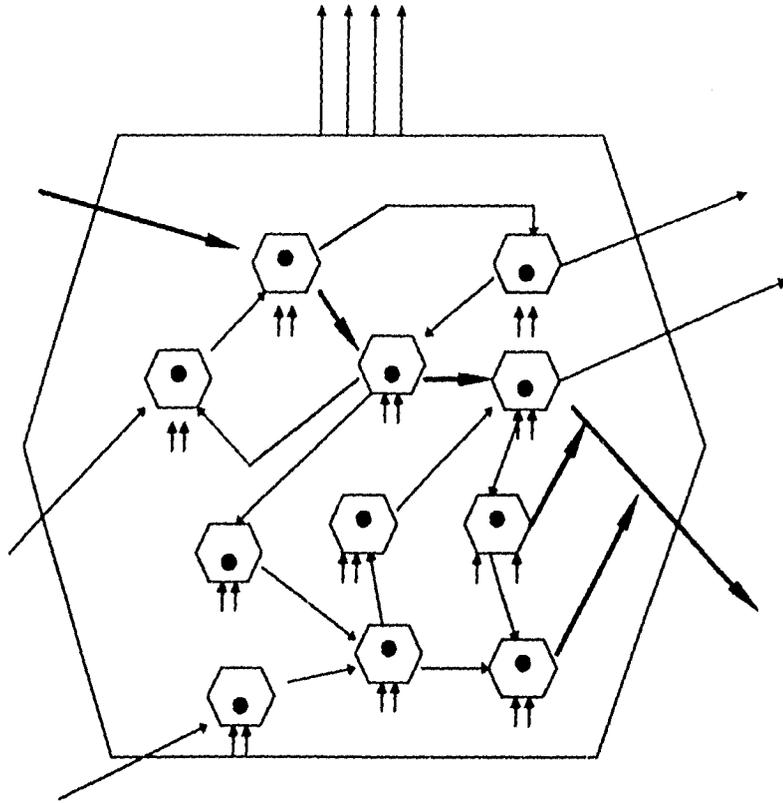


FIGURA 2. SUBSISTEMAS EN LA INGENIERÍA DE PROCESOS.

Las leyes de comportamiento vienen representadas por el vector de funciones f_t donde el subíndice t denota el efecto de la topología del sistema en la forma de las funciones. La ingeniería de proceso tiene además carácter interdisciplinario, así para el conocimiento de las relaciones funcionales entre las variables involucradas, encuentra el apoyo en diversas ramas de la ciencia.

Por lo anterior, el ingeniero de proceso debe ser el especialista encargado de la creación, análisis y modificación de sistemas que permitan la transformación económica de materias primas y energía, empleando conocimientos tecnológicos y científicos, en productos de utilidad a partir de procesos no contaminantes.

Existen tres áreas que pueden ser consideradas dentro de la ingeniería de procesos: desarrollo de procesos, innovación de procesos y diseño de procesos.

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

La innovación son actividades orientadas hacia la mejora de procesos existentes, básicamente en su operación.

El diseño son actividades orientadas hacia la generación del paquete de diseño, como son las bases de diseño, balances de materia y energía, diagramas de flujo de proceso, datos de diseño de equipo, etc. Este involucra tres etapas básicamente: síntesis, análisis y optimización.

En la figura 3. (Westerberg, 1979) se muestran las etapas en el diseño de procesos.

2.2. SÍNTESIS DE PROCESOS:

La síntesis es la etapa en donde la estructura del diagrama de flujo es escogida, i.e. donde se selecciona el equipo particular a ser usado y su interconexión con el sistema. Es también la etapa en donde se proporcionan los valores iniciales a las variables. De esta forma, la síntesis de un proceso consiste en el diseño del mismo, el cual deberá de satisfacer determinada(s) necesidad(es) en la sociedad.

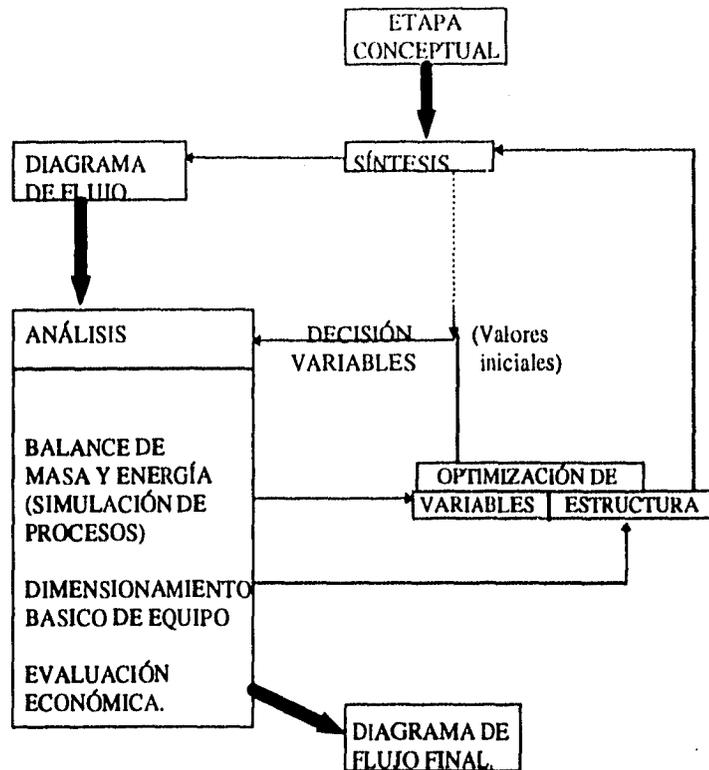


FIGURA 3. ETAPAS EN EL DISEÑO DE PROCESOS.

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 complejos.

Estas áreas ubicadas dentro del contexto de una planta química se representan en la Figura 4. En ésta, el círculo mas grande representa a la planta química, a la

cual entran materias primas y salen productos; ésta absorbe calor a alta temperatura y desecha calor a baja temperatura; y opcionalmente, puede ingresar trabajo de flecha o electricidad para el proceso. De esta forma, si se jerarquizan los subproblemas (áreas) de la síntesis de procesos, es posible entenderlos mejor y solucionarlos más fácilmente.

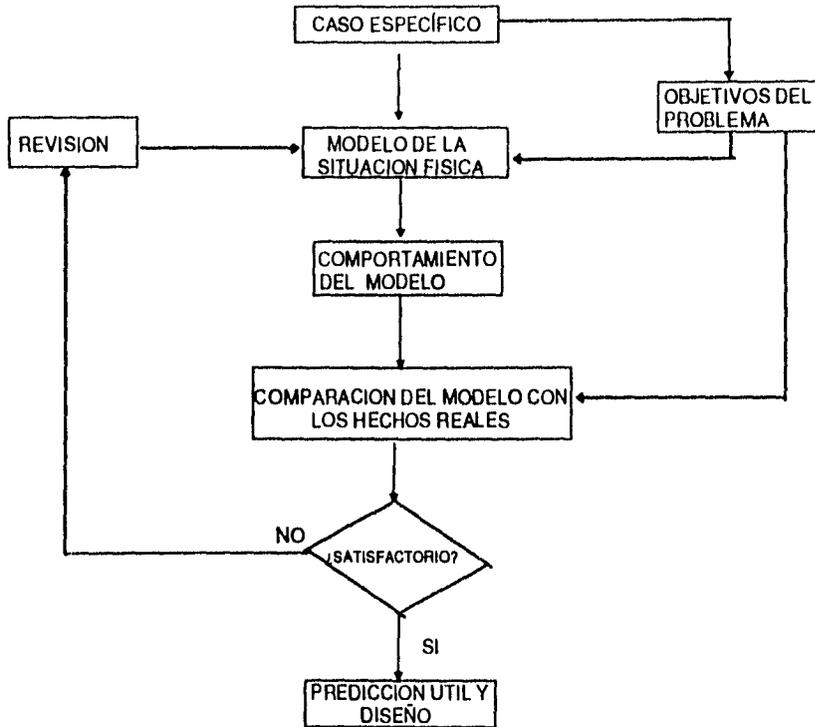
2.3. ANÁLISIS DE PROCESOS.

Es la actividad de modelado y evaluación del funcionamiento de las estructuras propuestas en la síntesis. 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).

El análisis utiliza tres diferentes tareas para su realización, las cuales son:

- **Descomposición:** En esta fase se determinan cuáles son las unidades más pequeñas del sistema que permitan un estudio correcto no muy superficial para que represente adecuadamente la realidad, pero tampoco tan detallado que llegar a la solución represente un problemas más.
- **Modelado:** En esta fase se desarrolla una representación matemática de los elementos seleccionados. Aquí pueden desarrollarse elementos tan complicados como lo permita el sistema de cómputo disponible ya que de estos depende el tiempo para obtener las soluciones de los modelos.
- **Simulación:** En esta fase generalmente se usan simuladores de proceso comerciales.

La aplicación del análisis debe de llevar a expresiones cuantitativas de los procesos de velocidad, de transporte y de los cambios químicos y físicos. La secuencia lógica del proceso de análisis se muestra en el siguiente esquema:



ESQUEMA 1. PROCESO DE ANÁLISIS.

2.4. OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS.

Es la etapa final del diseño de procesos y puede ser de dos tipos: de variables y de estructura. La primera, es cuando se cambia 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 el objetivo en el pasado, por lo que hay un número grande de plantas de proceso que están operando bajo otros criterios (producir sin importar el usar en forma adecuada la energía). Es en este tipo de plantas donde debe emplearse la síntesis de procesos para lograr un mejor uso de los recursos naturales.

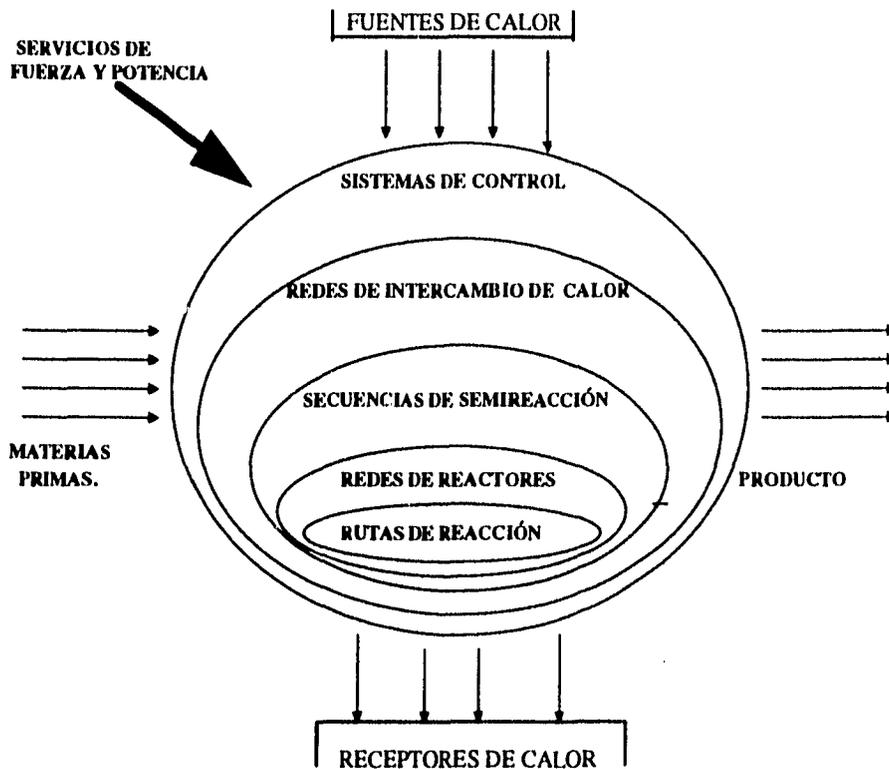


FIGURA 4. JERARQUIZACIÓN DE LOS SUBPROBLEMAS EN SÍNTESIS DE PROCESOS.

3. SIMULACIÓN DE PROCESOS.

Actualmente, la simulación de procesos se ha convertido en una herramienta útil en el análisis y diseño de procesos.

A mediados de la década de los cincuenta se inicia el desarrollo de la simulación aplicada a procesos químicos apareciendo el primer simulador en 1958.

En la siguiente década la programación modular fue consolidada, en la cual, cada esquema de proceso es representado por la unión de una serie de módulos matemáticos, con redes flexibles y arbitrarias.

Actualmente, la simulación de procesos se considera como la representación de un proceso químico por medio de ecuaciones matemáticas, las cuales al resolverse nos proporcionan información sobre el comportamiento teórico del proceso.

La solución del sistema de ecuaciones se realiza utilizando algoritmos especialmente diseñados, los cuales son robustos y eficientes.

Un modelo matemático nos puede representar un proceso químico. Este modelo generalmente es un programa de computadora. Evans define a un simulador de procesos como "cualquier sistema de programas en computadora que acepta información sobre un proceso químico a nivel del diagrama de flujo de proceso y realiza análisis que son útiles en el desarrollo, diseño y operación del proceso" (Evans, 1981).

Hay dos tipos de programas de simulación: la simulación a régimen permanente o estado estacionario (las condiciones no cambian con el tiempo) y la simulación dinámica (las condiciones varían con el tiempo). El tipo de simulación que se realizó en esta tesis es la simulación a estado estacionario.

La simulación a estado estacionario nos proporciona información sobre los flujos, composición, temperatura, presión y propiedades de transporte de cada corriente, condiciones de los equipos además del balance de energía y masa total del proceso. Para realizar lo anterior se debe de contar con las condiciones de operación de los equipos, el diagrama de flujo del proceso y las corrientes de alimentación.

La simulación dinámica proporciona la información de la simulación a estado estacionario en un diferencial de tiempo, a partir de un tiempo especificado. Para realizar esto, el programa de computadora debe de contar con ecuaciones diferenciales dependientes del tiempo. La información que debe de proporcionarse para efectuar la simulación es: tanques elevados, tiempos de residencia en los reactores y tiempos en tuberías, etc., información que no es necesaria en la simulación a régimen permanente.

La simulación dinámica no presenta problemas de convergencia, mientras que la simulación a estado estacionario sí, ya que a ciertas corrientes, que representan recirculaciones, deben de proporcionársele

estimados iniciales para poder iniciar la convergencia, mientras que en la simulación dinámica se toman como corrientes intermedias.

Es evidente que la simulación dinámica es más compleja y costosa computacionalmente.

Los simuladores de procesos, dependiendo de su tipo y alcance, nos pueden proporcionar información sobre:

- **Eficiencia energética:** A partir del análisis con la segunda ley de la termodinámica.
- **Síntesis de procesos:** Tales como integración térmica, secuencias de separación y estrategias de control.
- **Optimización:** A nivel proceso y/o subsistema.
- **Sistemas de control, paro, arranque y operación en emergencias de plantas de proceso.**
- **Costos de producción, de materia prima, operaciones factibles y varianza estadística.**

En nuestro caso solamente trataremos dos tipos de simulación: la simulación a nivel proceso y la integración térmica.

3.1. TIPOS DE SIMULACIÓN:

La simulación como tal consiste en la determinación de las características de todas las corrientes de proceso a partir de las corrientes de alimentación, diagrama de flujo y condiciones de operación de los equipos involucrados en el proceso.

La simulación se lleva a cabo exitosamente cuando los resultados de ésta son muy similares (un margen de error no mayor al 2%), en las corrientes y en las condiciones de operación, a los datos proporcionados en la operación típica o carga determinada de una planta. Generalmente la simulación se lleva a cabo para los datos de diseño del proceso en estudio.

En la mayoría de los procesos químicos existen recirculaciones, las cuales le añaden complejidad y tiempo de cálculo al sistema, debido a que los datos para estas corrientes no son conocidos y deben de ser estimados.

Cuando existen recirculaciones aparecen los ciclos y el sistema no puede ser resuelto de forma simple, sino hay que efectuarla en forma iterativa. Para realizar esto se deben de suponer los valores de las recirculaciones (llamadas corrientes de corte), con estos valores se calculan los equipos participantes en ese ciclo. Esto debe realizarse hasta que los valores generados y los supuestos son los mismos o muy similares. En algunos casos el problema es más complejo, ya que algunas operaciones o equipos del ciclo son altamente dependientes de los estimados iniciales y aun cuando estos puedan ser correctos puede no llegarse a la convergencia o a los valores de diseño.

- SIMULACIÓN CONTROLADA

Este tipo de simulación es cuando se tienen que cumplir una o varias restricciones. Es la búsqueda de condiciones de operación que permiten satisfacer algunas restricciones en los parámetros de los equipos o en las características deseadas de las corrientes de productos.

Debido a lo anterior a este tipo de problemas se les llama de diseño, ya que nos permite diseñar el equipo hasta obtener los objetivos predeterminados.

Este tipo de simulación es más compleja y requiere de un tiempo mayor que la simulación simple.

- OPTIMIZACIÓN

Para realizar lo anterior es necesario definir una o varias funciones objetivo en el proceso, cuya maximización o minimización deberá de cumplirse con los resultados deseados. La optimización es también una forma de comportamiento en términos de eficiencia. La mente humana puede confrontar un problema y reconocer la existencia de un curso de acción, que seguida de una segunda fase, resulta en la selección de aquel que es considerado como el mejor. Esta última fase es la toma de decisiones. Las dos etapas juntas conllevan a un proceso de optimización, es decir primero se reconoce que exista más de una alternativa y luego se procede a escoger la mejor mediante un criterio al que se le da el nombre de función objetivo.

3.2. ELEMENTOS DE UN SIMULADOR DE PROCESOS.

Los elementos de un simulador de procesos son :

- a) Modelos.
- b) Algoritmos.
- c) Software (programa de computadora).
- d) Interfase con el usuario.

Una representación esquemática de lo anterior se observa en la siguiente figura 5.

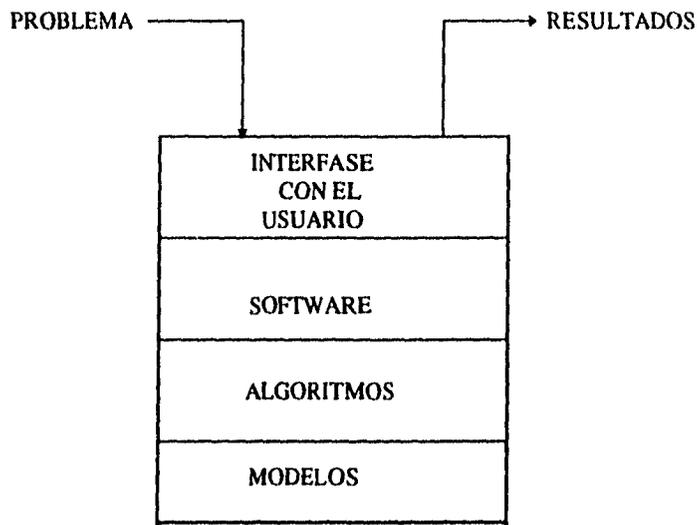


FIGURA 5. ELEMENTOS DE UN SIMULADOR DE PROCESOS.

- MODELOS:

La parte más importante de un sistema de simulación de procesos son los modelos que representan las operaciones unitarias. Estos modelos proporcionan una serie de relaciones algebraicas no lineales de la forma:

$$\text{Variables de salida} = f(\text{Variables de entrada})$$

Las variables de entrada deben de ser especificadas, lo mismo que los parámetros de la operación unitaria.

Las variables de salida son los valores de las corrientes de salida, y las variables internas o de retención (tal como temperaturas de etapa, composiciones, presiones, etc.) son variables almacenadas que se utilizan como valores iniciales en la siguiente iteración, siempre y cuando estén en una recirculación. Lo anterior se representa en la figura 6.

Para efectuar el balance de materia y energía es indispensable contar con el diagrama de flujo, el cual deberá de mostrar claramente las principales corrientes y condiciones de operación tanto de esas líneas como las de los equipos.

La parte medular de un sistema de simulación son el conjunto de módulos de cómputo que representan a los equipos del proceso. Debido a que durante la simulación se deben de evaluar las propiedades físicas y químicas de cada sustancia se debe de contar con módulos que calculen las propiedades de cada una de ellas.

Para efectuar la simulación del proceso deben de existir las interconexiones entre los equipos, y los datos generados por un equipo cualquiera deben de estar disponibles para ser utilizados por otros cuando sean

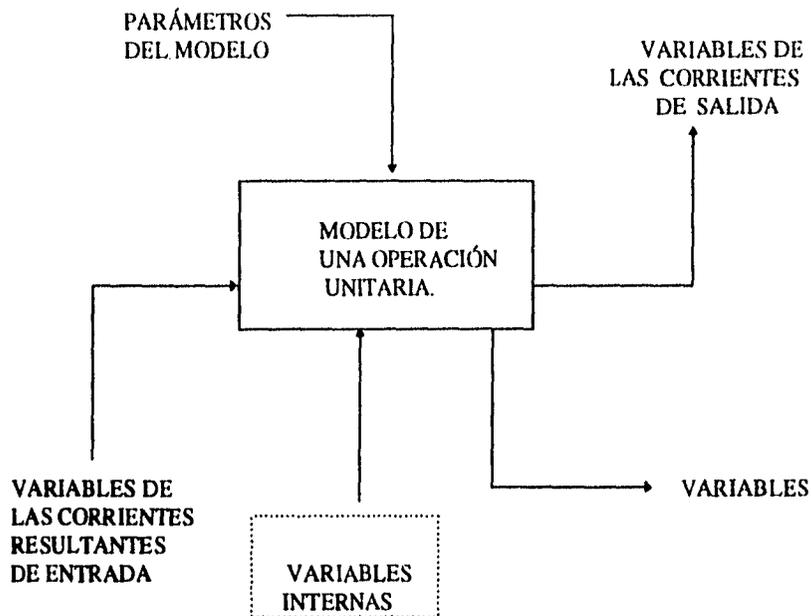


FIGURA 6. DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DEL MODELO DE UNA OPERACIÓN UNITARIA.

requeridos. Estas y otras funciones dentro de un sistema de simulación son llevadas a cabo por un conjunto de rutinas de cómputo, las cuales pueden ser clasificadas, dependiendo del tipo de servicio que proporcionen, en :

A) RUTINAS EJECUTIVAS:

Estas rutinas forman la base del programa estructural en el sistema de simulación. Una corrida de simulación es iniciada por una rutina ejecutiva y el control total de la corrida se lleva a cabo por un conjunto de estas rutinas. Otras funciones importantes de estas rutinas son la organización de las rutinas

El flujo de información en un sistema de simulación se representa en la figura 7.

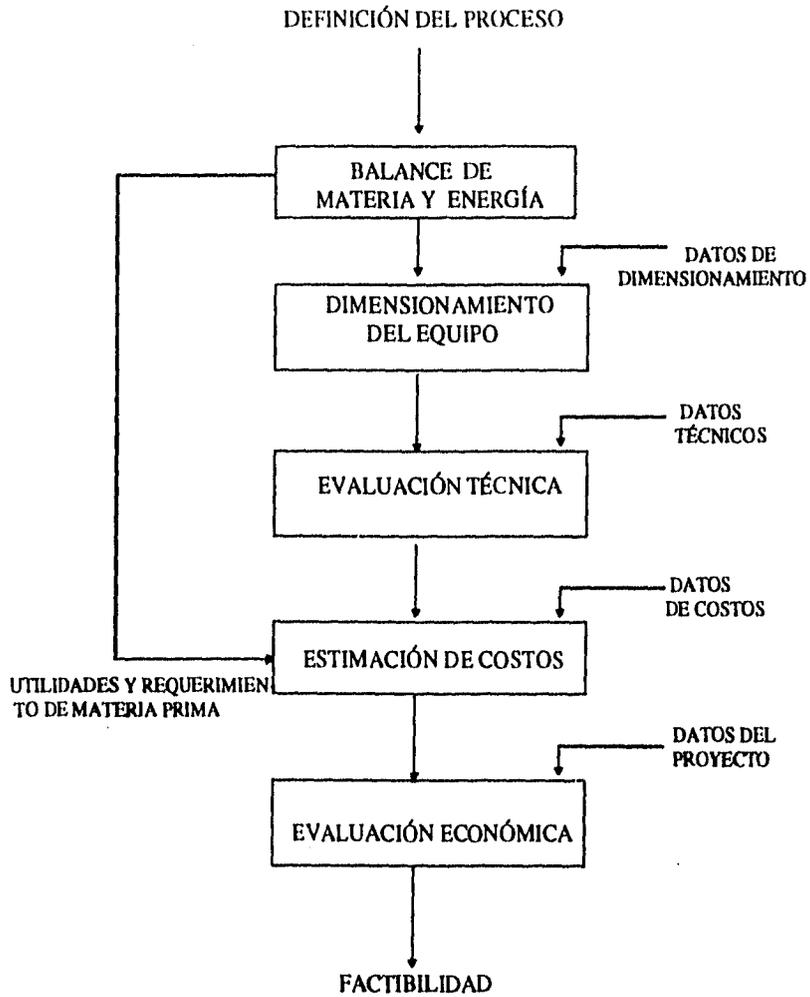


FIGURA 7. FLUJO DE INFORMACIÓN EN UN SISTEMA DE SIMULACIÓN.

de cómputo de los equipos, cálculo de las recirculaciones y la administración de las operaciones de entrada y salida durante la simulación.

B) RUTINAS DE UNIDADES DE PROCESO:

Éstas están diseñadas para resolver el estado de las corrientes de salida, en función de las corrientes de entrada y de las condiciones del equipo. Todos los módulos de los equipos son independientes.

C) RUTINAS DE SOPORTE:

Éstas efectúan operaciones lógicas y matemáticas. Manipulan los datos para el soporte de las rutinas ejecutivas y de las rutinas de equipos de proceso. Éstas también efectúan el cálculo de las propiedades físicas y químicas de las sustancias.

La gran cantidad de datos que son necesarios para llevar a cabo la simulación; como son las condiciones de operación de los equipos, corrientes de alimentación, recirculaciones, datos generados en la misma simulación, hasta algunas constantes necesarias para evaluar propiedades físicas y termodinámicas nos llevan a tener una base grande de datos.

- ALGORITMOS:

El primer problema matemático que es resuelto en una simulación a estado estacionario, es la solución de sistemas de ecuaciones algebraicas no lineales.

El punto medular en la simulación de un proceso a estado estacionario es el diagrama de bloques del modelo, el cual nos especifica todas las ecuaciones

que deben de ser resueltas. Para la soluciones de los sistemas de ecuaciones se han propuesto tres enfoques:

A) SIMULACIÓN MODULAR SECUENCIAL:

Este tipo de simulación es el que actualmente se utiliza en la mayoría de los simuladores industriales. En este tipo de simulación se desarrolla una subrutina para cada tipo de bloque ya a que las ecuaciones se manejan por módulos o subrutinas, donde cada módulo nos representa un equipo de proceso. Este tipo de módulos tiene tres características principales:

- Dadas las condiciones de operación y características de las corrientes de entrada y la de los equipos de proceso , el simulador nos va a calcular las características y condiciones de las corrientes de salida, así como un conjunto de variables denominadas Internas.
- Para poder llevar a cabo la simulación es indispensable especificar todas las corrientes de entrada al proceso.
- Las corrientes de recirculación se calculan iterativamente, por alguno de los métodos disponibles en el simulador. El usuario debe identificar y especificar las características de las corrientes de corte (suponer valores iniciales) .

Al efectuar la simulación se van calculando secuencialmente los equipos hasta que se encuentra una corriente de corte, está se calculará iterativamente, junto con los equipos del proceso involucrados en el ciclo hasta que los valores calculados sean los mismos que los supuestos, dentro de una tolerancia especificada; cuando esto suceda el sistema habrá convergido.

Se observa entonces que hay dos niveles de cálculo:

- El nivel modular, en el que se resuelven cada uno de los equipos, y
- El nivel proceso, en el que el simulador resuelve cada uno de los equipos ,transfiriendo los resultados a través de los equipos interrelacionados, por medio de ecuaciones de conexión, esto lo hace secuencialmente hasta que todos los equipos han sido calculados.

Cuando existen recirculaciones en el proceso, que es el caso común, las recirculaciones especificadas como corrientes de corte deben de ser resueltas iterativamente por alguno de los métodos de solución de sistemas de ecuaciones disponibles en el simulador. Dentro de los métodos más comunes para la solución de los sistemas de ecuaciones no lineales tenemos el método de Broyden, Newton, Newton modificado, Substitución directa y Wegstein, entre otros.

Cuando se trabaja con la simulación modular, se presentan complicaciones cuando el problema es una simulación controlada, ya que en este tipo de simulación existen una o varias especificaciones de diseño, las cuales no pueden ser alimentadas directamente a los módulos, debido a esto se crea un tercer nivel de cálculo donde el proceso se simula iterativamente hasta obtener las especificaciones de diseño.

Un problema aun más complejo, tanto por el número de ciclos anidados como por el planteamiento de las funciones objetivo , es el de la optimización. En este caso se crea un cuarto nivel de cálculo en el que habrá nuevas variables de convergencia y por lo tanto otro ciclo iterativo.

Las principales ventajas que tiene la simulación modular son las siguientes:

- Cada equipo es representado por un módulo, donde cada módulo cuenta con algoritmos robustos y muy eficientes de cálculo.
- Existe una muy amplia variedad de módulos, por lo que este tipo de simulación es flexible.
- El flujo de información está altamente estructurado, lo que representa la ventaja, para el usuario, de poder detectar errores con facilidad.
- Los métodos de convergencia son confiables y variados, aunque todavía lentos.

Las principales desventajas de la simulación modular son:

- La dificultad para manejar las especificaciones de diseño.
- Si existen muchos ciclos anidados, el costo computacional para encontrar la solución es alto.
- Existe dificultad e ineficiencia para manejar los problemas de optimización.

B) SIMULACIÓN MODULAR SIMULTÁNEA:

Requiere que las ecuaciones para las unidades se escriban por módulos. Como en el caso anterior, estos módulos reciben los valores de las corrientes de entrada y las especificaciones de los equipos, y calculan los valores de las

variables de salida. Lo que se hace entonces es relacionar cada variable de salida de manera lineal con los valores de las variables de entrada. Así, se crea para cada unidad un modelo de la forma:

$$y_j = \sum_{k=1}^{k_i} a_{jk} x_{jk} \quad (1)$$

donde k_i es el número de corrientes de entrada a la unidad i .

x_{jk} es la corriente de entrada k a la unidad i .

y_j es la corriente de salida j a la unidad i .

a_{jk} es un parámetro que relaciona cada salida j con cada entrada k para la unidad i .

Estas ecuaciones, junto con las ecuaciones de conexión :

$$x_{pq} = y_{qj} \quad (2)$$

forman un sistema de ecuaciones lineales, que se resuelven fácilmente. Esta estrategia tiene la ventaja de permitir la adición de las especificaciones de diseño al sistema en forma de ecuaciones lineales.

En este tipo de simulación también se tienen dos niveles:

- El nivel modular; en el que se resuelven los módulos para cada unidad.
- El nivel proceso; una vez realizadas dos o más corridas a nivel modular, se utiliza la información obtenida para generar las ecuaciones de los modelos simplificados, es decir, se calculan los parámetros a_{jk} de la ecuación 1. Éstas junto con las ecuaciones de interconexión forman un sistema de ecuaciones,

las cuales se resuelven por medio de un Jacobiano, que permite obtener los valores de las variables de salida en forma simultánea.

La principal ventaja que tiene es el de la rapidez y facilidad para manejar las especificaciones de diseño y la principal desventaja es la baja confiabilidad de las estrategias, ya que requiere un método general de solución de sistemas de ecuaciones no lineales. Para evitar los errores en este tipo de simulación es necesario proporcionar buenos estimados iniciales y usar un buen método de convergencia.

C) SIMULACIÓN ORIENTADA A ECUACIONES:

En este tipo de simulación se eliminan los módulos y se crea un sistema de diferentes conjuntos de ecuaciones. A nivel proceso se forma un sistema de ecuaciones no lineales que debe de ser resuelta en forma simultánea, estas ecuaciones se forman con las especificaciones, ecuaciones de conexión y los módulos del proceso.

La ventaja de este tipo de simulación es la eliminación de los ciclos iterativos , ya que cada módulo, especificación de diseño, etc. forman un solo sistema de ecuaciones.

Por lo que respecta a la optimización, ésta se puede realizar en forma flexible.

La ventaja en este tipo de simulación es que tiene una buena flexibilidad y una mayor velocidad cuando se manejan sistemas complejos, sin embargo tiene las siguientes desventajas:

- Debido a su flexibilidad, la búsqueda y detección de errores es difícil ya que facilita las especificaciones inconsistentes.
- Requiere una gran memoria en la máquina debido al tamaño del sistema de ecuaciones.
- Puede ser poco confiable debido a que maneja un sólo método general para resolver el sistema de ecuaciones, en lugar de emplear métodos especializados para cada módulo.
- Debido al tamaño del sistema de ecuaciones, se requieren de muy buenas suposiciones iniciales para obtener la convergencia.

3.3. SOFTWARE:

El software en un sistema de simulación, incluye todos los requerimientos para implementar los algoritmos a una computadora y a sistemas en operación.

Los requerimientos en el desarrollo de un software incluyen tanto al programa y arquitectura del sistema como a la interfase con el sistema de archivo, código computacional, documentación del sistema y las estructuras de datos.

3.4. INTERFASE .

Es la capacidad del sistema de cómputo para "comunicarse" con el usuario. Incluye el lenguaje de entrada, reportes de salida, descripción de problemas, etc.

Las características más importantes que debe de tener la interfase para con el usuario son:

- 1. Tener formato libre.
- 2. Debe permitir diferentes tipos de entrada: $\left\{ \begin{array}{l} \text{a) Posicional y/o} \\ \text{b) por claves.} \end{array} \right.$
- Deben de proporcionar valores y resultados cuando sean requeridos.
- El sistema debe de proporcionar al usuario el formato de descripción del problema.
- Se debe de tener acceso a cualquier variable del modelo.
- El sistema de convergencia debe de ser independiente del proceso.

En la Figura 8 se muestra el flujo de información en un sistema de simulación.

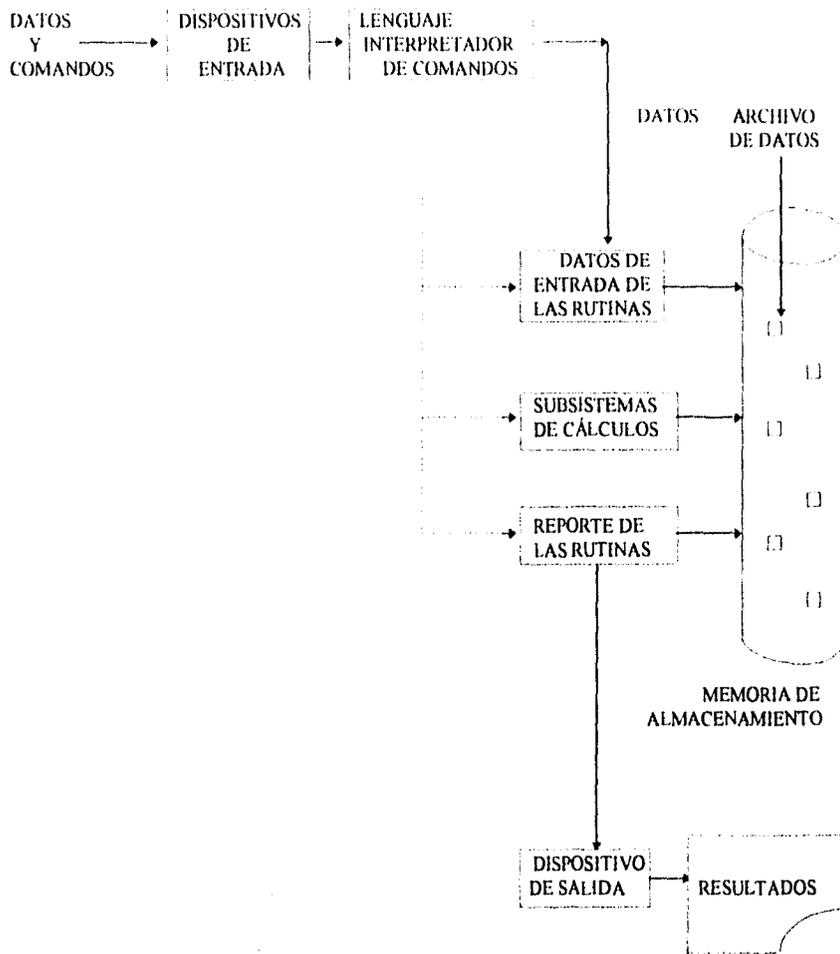


FIGURA 8. FLUJO DE INFORMACIÓN EN UN SISTEMA DE SIMULACIÓN.

4. NATURALEZA, REFINACIÓN Y PRODUCTOS DE LA DESTILACIÓN DEL PETRÓLEO.

4.1. NATURALEZA DEL PETRÓLEO.

Los diferentes tipos de petróleo existentes en el mundo varían principalmente en sus propiedades físicas mientras que las químicas son uniformes. La variación en la composición se da de uno a 200 átomos de carbón; aquellos que tienen hasta cuatro son generalmente gases, de cinco a diecisiete, líquidos, y aquellos que tienen más de diecisiete son generalmente sólidos.

En las operaciones físicas de refinación como son la vaporización, el fraccionamiento y enfriamiento están gobernadas, en gran medida, por las propiedades de los hidrocarburos porque constituyen la mayor parte del petróleo, sin embargo existen otras, como la filtración que están gobernadas por la presencia de compuestos (impurezas) de azufre, oxígeno y nitrógeno, y en cierta medida por algún hidrocarburo presente.

Es importante señalar que todos los petróleos poseen substancialmente los mismos compuestos hidrocarbúricos; por ejemplo, los principales compuestos de la fracción de la gasolina de cada crudo pueden clasificarse en cinco grupos: parafinas normales (cadena recta), parafinas ramificadas,

alquilociclopentanos, alquilociclohexanos y alquilbencenos. Por último, la diferencia entre las características de los petróleos, es la diferencia en los porcentajes en que aparecen los distintos tipos de hidrocarburos.

La composición elemental del crudo de petróleo está comprendida normalmente dentro de los siguientes intervalos:

Elementos	% peso
Carbón	84-87
Hidrógeno	11-14
Azufre	0-2
Nitrógeno	0.2

En los Estados Unidos los crudos de petróleo se clasifican como de base parafínica, base naftalénica, base asfáltica, o base mixta y base aromática y de acuerdo con el sistema desarrollado por U.S. Bureau of Mines el crudo puede clasificarse de la siguiente manera:

	Fracciones clave, °API.	
	1	2
Parafina	≥ 40	≥30
Parafina, intermedio	≥40	20-30
Intermedio, parafina	33-40	≥30
Intermedio	33-40	20-30
Intermedio, nafteno	33-40	≤20
Nafteno, intermedio	≤33	20-30
Nafteno	≤33	≤20

Las clasificaciones parafínica y asfáltica de uso corriente se basan en las propiedades del residuo obtenido con la destilación no destructiva y son más descriptivos para el refinador debido a que expresan la naturaleza de los productos esperados y el procesado necesario.

- **CARACTERIZACIÓN.**

Las correlaciones empíricas para la predicción de las condiciones de equilibrio (porcentaje de vapor a una temperatura y presión dada) están basados en las curvas de destilación analítica, es decir, la ASTM, la TBP o la EFV.

Estas tres destilaciones pueden ser graficadas en los mismos ejes coordenados en función de la temperatura y el porcentaje de vaporización. Cada curva ASTM o TBP en esta escala representa una sola destilación batch. Una curva EFV en la misma escala representa una serie de separaciones en equilibrio.

Otra diferencia entre estas curvas es el hecho de que las curvas EFV pueden ser determinadas o estimadas a las presiones requeridas, mientras que la ASTM y la TBP son solamente determinadas a presión atmosférica.

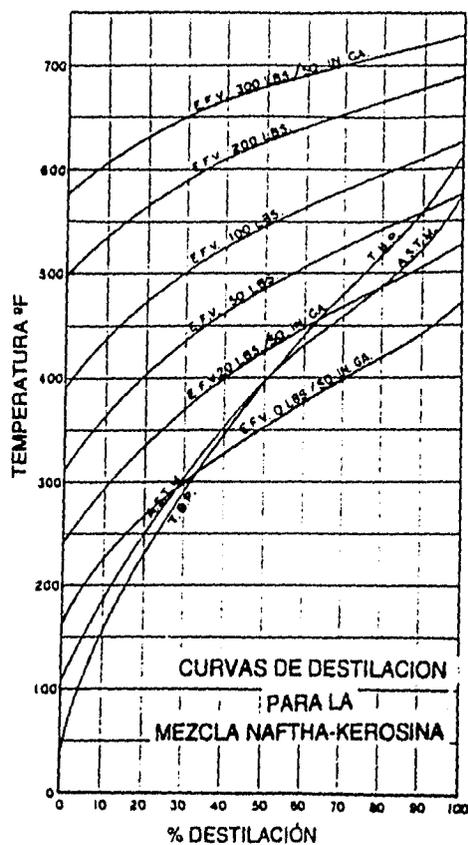
Estas tres curvas de presión atmosférica se muestran en la gráfica 1 para la mezcla de nafta-kerosina.

El hecho de que las tres curvas de destilación a presión atmosférica se intersequen con la curva EFV sugiere un método de correlación empírica. Una curva EFV atmosférica puede ser dibujada para un hidrocarburo de la curva ASTM o de la TBP con dos correlaciones empíricas, una para localizar un punto clave en la EFV y otra para obtener las pendientes de ésta.

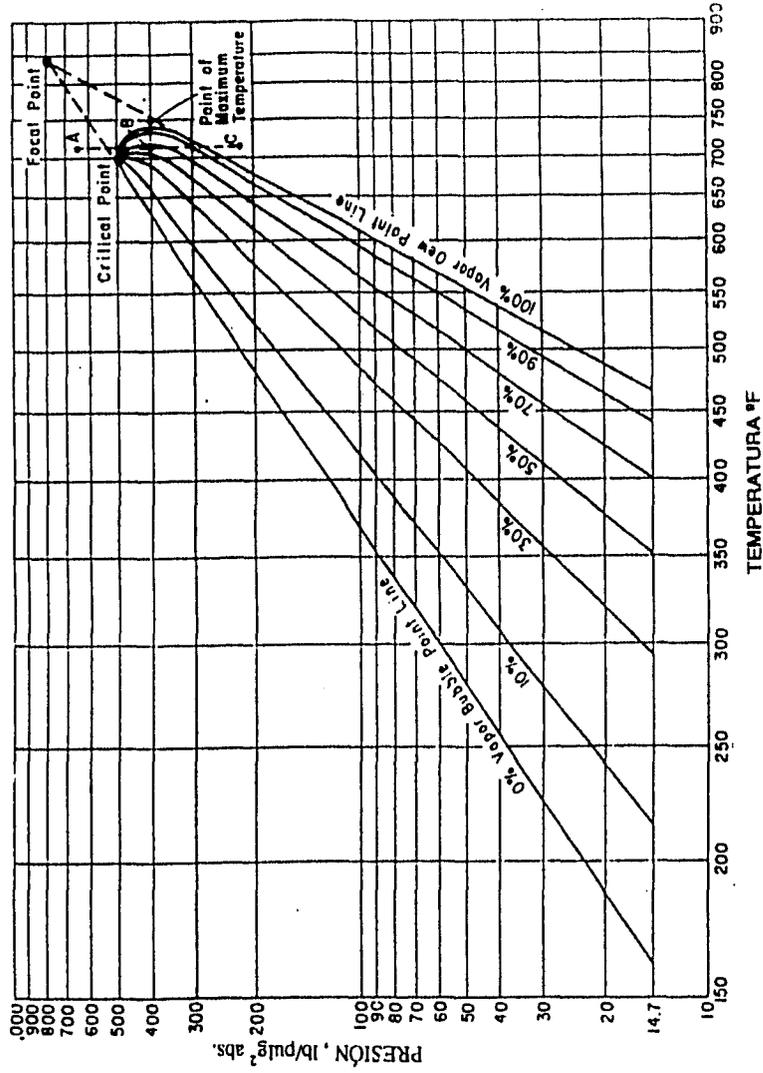
La gráfica 2 es un diagrama de fase para la misma fracción representada por las curvas de destilación de la gráfica 1. Esta gráfica es típica de los diagramas de fase que son obtenidos para las fracciones del petróleo. En

estas coordenadas las líneas son rectas y se intersecan en un punto focal, el cual está por arriba del punto crítico.

Para fracciones de crudo pesadas, el punto a 90% de vaporización en la curva ASTM no puede ser determinado y necesita ser extrapolado si sus propiedades son requeridas. Para las fracciones más pesadas, tales como el residuo atmosférico o el de vacío, se emplea la destilación a 10 mm D 1160.



GRÁFICA 1. CURVAS DE DESTILACIÓN PARA LA MEZCLA NAFTHA-KEROSINA



GRÁFICA 2. DIAGRAMA DE FASES PARA LA MEZCLA NAFTHA-KEROSINA

- COMPOSICIÓN Y CLASIFICACIÓN.

El petróleo es esencialmente una mezcla de hidrocarburos, y aún los elementos no hidrocarbonados, están generalmente presentes como componentes de moléculas complejas de carácter predominantemente hidrocarbonado. Los hidrocarburos presentes en el crudo se clasifican en tres tipos generales: parafinas, naftenos y aromáticos. Además hay un cuarto tipo, olefinas, que se forma durante el proceso de deshidrogenación de parafinas y naftenos.

PARAFINAS: La serie parafínica de los hidrocarburos se caracteriza por la regla de que los átomos de carbono se hallan unidos mediante enlaces sencillos y los otros están saturados con átomos de hidrógeno. La fórmula general para las parafinas es C_nH_{2n+2} . Algunas parafinas en el crudo de petróleo son las siguientes: Metano, etano, propano, n-butano, isobutano, n-pentano, etc.

El crudo de petróleo contiene moléculas de hasta 70 átomos de carbono, y el número de hidrocarburos parafínicos posibles es muy alto.

OLEFINAS: Las olefinas no existen de forma natural en el crudo de petróleo pero se forman durante su procesado. Son muy similares en la estructura a las parafinas pero como mínimo dos de los átomos de carbono están unidos por dobles enlaces. La fórmula general es C_nH_{2n} .

NAFTENOS: Se denominan naftenos a los hidrocarburos cicloparafínicos en los que todos los enlaces disponibles de los átomos de carbono están saturados con hidrógeno. Se clasifican de acuerdo con su intervalo de ebullición

y sus propiedades se determinan con la ayuda de los factores de correlación tales como el factor K_w o el IC. Algunos naftenos en el crudo del petróleo son: Ciclopentano, metilciclopentano, dimetilciclopentano, etc.

AROMÁTICOS: La serie aromática de hidrocarburos es química y físicamente muy diferente de las parafinas y naftenos. Los hidrocarburos aromáticos contienen un anillo bencénico el cual no está saturado pero es muy estable comportándose frecuentemente como un compuesto saturado. Algunos hidrocarburos aromáticos en el crudo de petróleo son: Benceno, tolueno, cumeno, etc.

- COMPUESTOS NO CARBONADOS.

COMPUESTOS CON AZUFRE: El azufre normalmente se encuentra en el petróleo en forma de sulfuros y la concentración de lo mismos varía de acuerdo a la región de procedencia. Los petróleos son denominados como ácidos o amargos si contienen 0.05 pies cúbicos de sulfuro de hidrógeno (H_2S) disuelto por cada galón. Entre mayor densidad posea el crudo, mayor será el contenido de azufre.

Las principales dificultades que presentan los crudos con alto contenido de azufre son la corrosión, olor y baja explosión en las gasolinas combustibles.

Los compuestos de azufre en los crudos son térmicamente no estables, por lo que a lo largo de los procesos de refinación éstos se rompen formando compuestos como el sulfuro de hidrógeno. Ciertos compuestos de azufre son corrosivos porque tienen naturaleza ácida, pero pueden ser removidos con tratamientos químicos como el endulzamiento.

COMPUESTOS CON NITRÓGENO: El contenido de nitrógeno en la mayoría de los crudos es bajo, generalmente menor al 0.1 % en peso. Los compuestos son térmicamente estables y es por ello que en las corrientes de los procesos de refinación se encuentran trazas de ellos . Para reducir el contenido de nitrógeno en el crudo se utilizan hidrotratamientos.

COMPUESTOS CON OXÍGENO: El contenido de oxígeno en los crudos varía desde el 0.03 % al 3 %. Debido a la naturaleza ácida de la mayoría de los compuestos de oxígeno (ácidos carboxílicos, fenoles), estos se separan rápidamente del crudo y de sus fracciones.

COMPUESTOS METÁLICOS: El principal problema que provocan los compuestos metálicos son el envenenamiento de los catalizadores.

COMPUESTOS INORGÁNICOS: Estos compuestos incluyen las sales, lodo o arcilla, arena y otros compuestos similares que se asocian con el crudo en el transcurso del estrato petrolífero hasta la refinería.

4.2: REFINACIÓN DEL PETRÓLEO.

En la figura 9. se muestra el diagrama de flujo de proceso y los productos para una refinería completa. En términos del volumen de producto, los aceites lubricantes y las grasas representan solamente una pequeña fracción de los productos fabricados.

En el esquema señalado el crudo se calienta en un horno y se carga a una columna de destilación que opera a presión atmosférica, donde se separa en : butanos y gas húmedo más ligero, todo el intervalo de gasolinas no estabilizadas, nafta pesada, kerosina, gasoil pesado y residuo atmosférico. El

residuo atmosférico se envía a la torre de vacío y se separa en una corriente superior de gasoil de vacío y en residuo de vacío:

El residuo de vacío se craquea térmicamente en un coquizador retardado para producir gas húmedo, gasolinas coquizadas, gasóleo y coque.

Los gasóleos procedentes de las unidades de crudo atmosféricas y de vacío y el gasóleo procedente del coquizador se utilizan como alimentaciones para las unidades de craqueo catalítico o craqueo con hidrógeno. Estas unidades rompen las moléculas pesadas en compuestos que hierven en el intervalo de la gasolina y destilado combustible.

Las corrientes de gasolinas de la torre de crudo, del coquizador y de las unidades de craqueo se alimentan a un reformador catalítico, para mejorar el índice de octano. Los productos del reformador catalítico se mezclan para formar gasolinas normales y especiales para la venta.

Las corrientes de gas húmedo de la unidad de crudo, del coquizador y de las unidades de craqueo, se fraccionan en la sección de recuperación de vapor, en gas combustible, gas licuado del petróleo (GLP), hidrocarburos insaturados, butano e isobutano. El gas combustible se quema en los hornos de la refinería y el butano normal se mezcla para formar gasolina o GLP. Los hidrocarburos insaturados, y el isobutano se mandan a las unidades de alquilación para su procesado.

Los destilados medios de la unidad de crudo del coquizador, y de las unidades de craqueo se mezclan con los combustibles diesel, combustibles para reactores y combustibles para calefacción.

En algunas refinerías, el gasóleo pesado de vacío y el crudo reducido procedente del crudo de base nafténica o parafínica se procesan para la obtención de aceites lubricantes.

Los gasóleos pesados de vacío y desfaltados obtenidos, se tratan en primer lugar mediante extracción con disolventes, para eliminar los compuestos aromáticos pesados, siendo después desparafinados para mejorar su punto de fluidez.

Cada refinería posee su propio y único esquema del proceso, el cual está determinado por el equipo disponible, costes de operación y demanda de producto. El modelo óptimo de flujo para una refinería viene dictaminado por consideraciones económicas, y no hay dos refinerías que sean idénticas en sus operaciones.

4.3. PRODUCTOS DE LA DESTILACIÓN.

El petróleo se separa en fracciones por destilación. La composición de cada fracción está relacionada con el rango que posee como punto de ebullición, y en ningún caso se obtienen productos puros.

Las fracciones del petróleo en general se pueden clasificar como se muestra en la tabla 1.

Los productos principales que se obtienen de la destilación atmosférica de un crudo dado son:

Gas combustible. Este gas combustible está compuesto principalmente de metano y etano. En algunas refinerías, propano en exceso con requerimientos de GLP también se incluyen en las corrientes de gas combustible. A este tipo de corrientes se le conoce como gas seco.

Gas húmedo. Esta corriente contiene propanos y butanos así como metano y etano. El propano y los butanos son separados para usarse en el procesamiento de GLP y, en el caso de butano, para mezclado de gasolinas.

Tabla 1. Fracciones de la destilación del petróleo.

Producto	Rango de ebullición °F
Gasolina natural	30-180
Destilados ligeros	
Gasolina	80-380
Nafta	200-450
Turbosina	180-450
Kerosina	350-550
Aceites ligeros de calentamiento	400-600
Destilados intermedios	
Gasóleo	480-750
Diesel	380-650
Aceites pesados combustibles	550-800
Destilados pesados	
Aceites lubricantes	600-1000
Ceras	arriba de 625
Residuos	
Aceites lubricantes	arriba de 900
Asfalto	arriba de 900
Residuo	arriba de 900
Coque	

Gasolina LSR. La corriente de gasolina estable LSR se desulfuriza y se utiliza en el mezclado de las gasolinas o se procesa en una unidad de isomerización para mejorar el índice de octano antes de llevar a cabo el mezclado.

Nafta. Los cortes de nafta se utilizan generalmente como alimentación de la reformadora catalítica para la producción de reformados con alto octanaje para el mezclado de las gasolinas y aromáticos.

Gasóleos. El gasóleo ligero y pesado son procesados por hidrocrqueo o por un craqueo catalítico para producir gasolinas, jet y combustible diesel.

Residuo. El residuo se conoce como crudo reducido, y son los fondos que se alimentan a la unidad de vacío. Este posteriormente, puede ser procesado por la unidad de coque, la reductora de viscosidad o por la unidad de mezclas asfálticas para producir aceite combustible pesado a bases concentradas de lubricantes para almacenaje. Para crudos asfálticos, el residuo puede ser procesado posteriormente para producir los tipos de asfaltos necesarios tanto para la pavimentación como para su uso en techos.

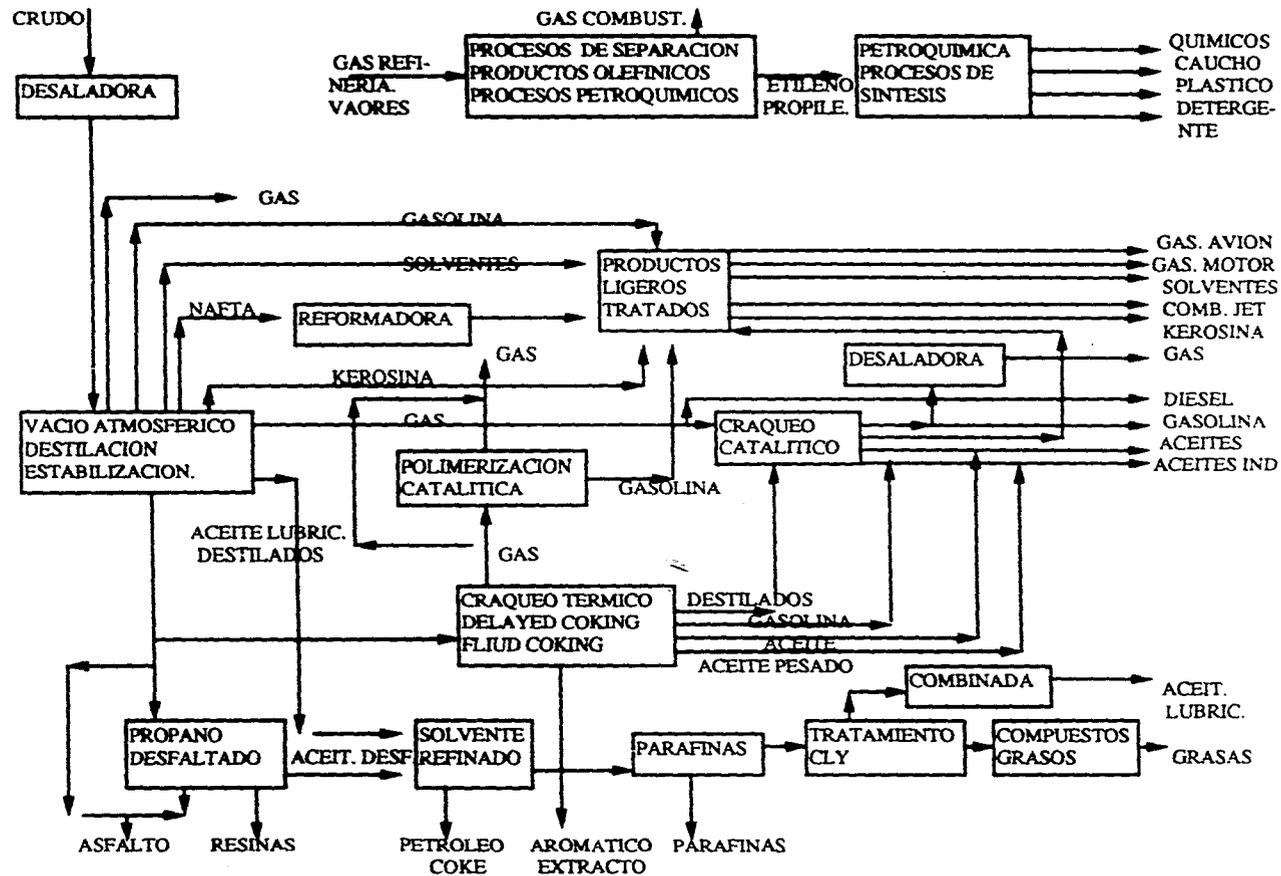


FIGURA 9 DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRADO PARA LA REFINACION DEL PETROLEO.

**5. DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA",
"MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA
REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS.**

5.1. PLANTAS DE DESTILACIÓN PRIMARIA "MA" Y "MB".

Las unidades de destilación primaria "MA" y "MB" fueron diseñadas para procesar cada una 55000 BSPD de crudo Ordoñez con una gravedad API de 18.3 . Las dos son unidades gemelas de tal manera que la descripción tratará únicamente la Unidad "MA" aplicándose todo exactamente a la Unidad "MB".

La Unidad de destilación primaria "MA" fue diseñada para procesar 55000 BSPD de crudo Ordoñez en una torre de destilación atmosférica, sin embargo es capaz de procesar los mismos 55000 BPSD de mezclas de crudos Poza Rica y Ordoñez pudiendo hacerlo con Poza Rica solamente. Con pequeñas modificaciones, esta Unidad es capaz de procesar la misma cantidad de crudo Poza Rica enriquecido con un 6.5 % de gasolina de absorción. La Planta en sí fue diseñada para manejar crudos pesados y de alto contenido de azufre pero tiene la flexibilidad suficiente para procesar crudos más ligeros que el crudo Ordoñez.

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

- CARGA Y PRODUCTOS.

El crudo utilizado tiene las siguientes especificaciones:

CARGA	BSPD	°API
Crudo	55,000	18.3

PRODUCTOS	BSPD.	°API	ESPECIFICACIONES
Gasolina	6270	74.6	379.9 °F T.F.E.
Kerosina	6050	40.2	532.0 °F T.F.E.
Gasóleo ligero	2860	33.2	617.0 °F T.F.E.
Gasóleo pesado	3520	29.0	703.0 °F T.F.E.
Residuo	36300	6.9	-----

5.2. DESCRIPCIÓN DEL FLUJO DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA" Y "MB". *

El crudo de los tanques se bombea a la planta con las bombas P-1 y 1A a una temperatura de 100°F. Antes de la succión es posible inyectar el agua para el desalado en un volumen aproximadamente de 8% en volumen sobre el crudo. El crudo se calienta en los intercambiadores contra reflujo intermedio, E-2, hasta 178°F, intercambia calor en los E-3 contra gasóleo ligero calentándose

* Diagrama de flujo al final del capítulo.

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

hasta 191.9°F, y en los intercambiadores contra gasóleo pesado, E-4, hasta 210.2°F. Después de los cambiadores E-4 el crudo se divide en dos corrientes paralelas reguladas por el nivel en las torres de despunte, T-3 y T-4, estas 2 corrientes recibirán un tratamiento idéntico desde este punto hasta la entrada a la torre T-1 en donde vuelven a juntarse. Cada corriente de crudo se calienta hasta 302°F a su paso por los intercambiadores contra residuo, E-5I y E-5II.

A la salida de los E-5I y E-5II está la línea a las desaladoras, se tienen conexiones localizadas en el punto medio de las series de intercambiadores E-5I y E-5II hacia las desaladoras, el flujo en estas se discute por separado al final de esta descripción.

El crudo que sale de las desaladoras se calienta a 422°F en los intercambiadores contra residuo, E-6I y E-6II, a la salida de los cuales el crudo parcialmente vaporizado entra a las torres de despunte, T-3 y T-4, donde se separan del crudo los vapores ligeros de gasolina.

El crudo despuntado de cada torre es bombeado hacia los intercambiadores de calor contra residuo, E-7I y E-7II, mediante las bombas P-3A y P-3C, en estos intercambiadores el crudo se calienta a 482°F.

A la salida de los cambiadores E-7I y E-7II cada flujo se divide en dos corrientes iguales regulados mediante controles de flujo para entrar así a los serpentines de los hornos, F-1A y F-1B, de los cuales el crudo parcialmente vaporizado descarga en la zona de vaporización de la torre fraccionadora, T-1.

La cantidad de calor que se da al crudo en el horno se regula por la temperatura de salida en cada serpentín, se tienen registradores controladores de temperaturas individuales para cada uno de los serpentines los cuales

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

gobiernan los indicadores y controladores de presión sobre el combustible a cada una de las celdas del horno. Una válvula de control manual en cada línea de combustible a los quemadores regula una recirculación de combustible, para mediante ella, mantener la presión de aceite requerida en los quemadores.

Los vapores del domo de la torre fraccionadora a 275°F se condensan y subenfrian en los condensadores del domo, E-14, y pasan de aquí al acumulador, D-1. El agua condensada se drena del D-1 por medio de una válvula de control actuada por el control de nivel de interfase en la pierna de éste.

Se cuenta con un sistema para la inyección de amoniaco anhidro para el control del pH en los sistemas del domo de las torres principal y de despunte.

La gasolina pesada del acumulador D-1, a 100.4°F, se manda con las bombas P-5, a las torres de despunte como reflujo, a los condensadores E-13I y E-13II, para combinarla con la gasolina ligera que sale del domo de las torres de despunte, y como reflujo a la torre fraccionadora.

El reflujo a la torre fraccionadora se regula mediante un controlador y registrador de temperatura actuado por un termopar en los vapores que salen por el domo de esta torre.

La gasolina pesada que va a los condensadores de las torres de despunte se regula mediante dos controladores y registradores de flujo pudiendo ser ambos actuados por el control de nivel del acumulador del domo de la torre fraccionadora.

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

El total del producto del domo de las torres de despunte combinado con la corriente de gasolina pesada fluye a los condensadores E-13I y E-13II y de aquí a los acumuladores D-2 y D-3. La presión de las torres de despunte se controla por cualquiera de los dos medios siguientes:

- Un registrador y controlador de presión que pasa directamente vapores calientes del domo de las torres al acumulador en una cantidad suficiente para mantener la presión de la torre, o
- Un control de presión que revela al sistema de gases los no condensables, evitando en esta forma que la presión de la torre se eleve sobre la requerida.

El agua que se condensa junto con los vapores del domo de las torres de despunte se drena mediante controles de nivel de interfase que están localizados en las piernas de los acumuladores D-2 y D-3. De esos acumuladores sale el producto de gasolina total y se manda a almacenaje con las bombas P-2A y P-2B a control de nivel de los acumuladores.

La kerosina sale de la torre fraccionadora de los platos 8 o 10 a control de nivel del agotador T-2A, de este agotador el material arrastrado por el vapor, y el mismo vapor regresan a la torre a un punto abajo del plato 6. La kerosina se envía con la bomba P-6 al enfriador E-8 de donde sale a 100°F y de ahí, regulada por un registrador controlador de flujo se envía a almacenamiento pasando por un filtro.

El reflujo intermedio ligero se extrae de la torre a 434.3°F en un punto sobre el plato 13, lo toma la bomba P-9 y va a intercambiar calor con el crudo en los intercambiadores E-2, posteriormente puede ir al enfriador E-9 y retorna al

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

plato 10 de la torre fraccionadora. El enfriador E-9 es usado únicamente cuando la torre necesita un enfriamiento extra debido principalmente a carga ligera.

El gasóleo ligero se extrae de los platos 19 o 17 de la torre fraccionadora a control de nivel del agotador T-2B. El material arrastrado y el vapor de agotamiento regresan a la torre a un punto abajo del plato 15. El gasóleo ligero del fondo del agotador fluye a la succión de la bomba P-7 que lo manda a los intercambiadores de calor contra crudo, E-3, en donde se enfría a 215°F, de ahí va al enfriador E-10 en donde baja su temperatura hasta 122°F y de ahí a control de flujo va a almacenaje.

De abajo del plato 21 se extrae el reflujo intermedio ligero y con la bomba P-10 se manda al enfriador E-15 de donde sale a 392°F regresando al plato 19 a control flujo.

El gasóleo pesado se extrae del plato 26 de la torre fraccionadora a control de nivel del agotador T-2C, los vapores del agotador regresan abajo del plato 24. El gasóleo a 524.7°F se bombea con la P-8 a los intercambiadores de calor contra crudo, E-4, y al enfriador E-11 de donde sale a 203°F, de ahí el gasóleo va a almacenaje.

Existe un sistema para extraer nafta del plato 6 de la fraccionadora que sale a control de nivel del agotador T-2C y de ahí mediante la bomba P-8 va al enfriador E-11 y de ahí, a control de flujo, a tanques de almacenaje.

Cuando se esté sacando esta nafta, el gasóleo pesado saldrá de su plato de extracción directamente a los intercambiadores E-4 y a control de flujo se manda a almacenaje. Existen todos los bloqueos necesarios para efectuar la operación anterior sin contratiempos.

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

El residuo a 680°F sale del fondo de la torre a la succión de las bombas P-4 y se divide en dos corrientes iguales. Cada corriente se enfría sucesivamente a 599°F en los E-7, a 446°F en los E-6 y a 329°F en los E-5, después de los cuales las dos corrientes paralelas se juntan y el flujo total regulado a control de nivel del fondo de la torre se enfría a 275°F en la caja enfriadora E-12 pasando de ahí a la unidad de vacío "M1" o a almacenaje.

Vapor de 9.5kg/cm² que se sobrecalienta en un serpentín de los hornos F-1A y F-1B sirve como vapor de proceso para el fondo de la torre y los agotadores.

DESALADORAS:

El crudo caliente a 302°F que sale de los intercambiadores E-5I y E-5II fluye a través de las válvulas emulsificadoras a las dos desaladoras, D-5 y D-6, respectivamente. Hay equipo instalado para inyectar una solución de sosa cáustica a la corriente de crudo en tres puntos diferentes:

- A la entrada de los E-5.
- Antes de la válvula emulsificadora.
- A la succión de la bomba de carga.

En las desaladoras se separa el agua y el aceite al pasar por un campo eléctrico, el crudo desalado sale por la parte superior de la desaladora y fluye a través de una válvula de control de presión, que mantiene 8 kg /cm² en las

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

desaladoras, hacia los intercambiadores E-6 y posteriormente a las torres de despunte.

De la "MLA" mandan agua tratada a 17 kg/cm^2 que se divide en dos corrientes reguladas por controladores y registradores de flujo y entran a los intercambiadores de calor E-17I y E-17II. Existe forma de mandar agua a la succión de la bomba de carga antes o después de estos intercambiadores.

El agua se calienta de 92°F hasta 203°F intercambiando calor en los E-17 con el agua que sale de las desaladoras a 302°F . Hay un control de temperatura que desvía agua de los intercambiadores para controlar la temperatura del agua en 203°F . Si se requiere una mayor temperatura en esta agua, se obtiene con una inyección de vapor de 19 kg/cm^2 a la salida de los cambiadores.

5.3. PLANTA DE DESTILACIÓN COMBINADA "BA".

La unidad de preparación de carga fue originalmente diseñada para procesar 51,000 BSPD de una mezcla de crudo sintético consistente de los siguientes componentes: gasolina pesada, aceite cíclico catalítico pesado, crudo tipo Ordoñez y residuo de vacío de 1015°F . La unidad fue rediseñada para operar en Ciudad Madero y procesar 51,000 BSPD del crudo tipo Naranjos. El crudo será procesado en una operación de 2 etapas para producir nafta, kerosina, diesel, gasóleo y residuo de vacío.

El crudo tipo Naranjos y sus productos tienen las siguientes características:

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

CRUDO ALIMENTADO		BSPD	°API	lb/h.
		51000	21.1	689000
PRODUCTOS	TBP °F	BSPD	°API	lb/h
Nafta	400	7900	59	85500
Kerosina	400-500	3570	40.6	42700
Diesel	500-700	8520	31.5	107800
Mezcla de gasóleo	700-1015	10530	20.5	142700
total	795 +	4780	7.8	70800
Residuo de vacío	1015 +	15700	3.9	239500

ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS DE LA SECCIÓN ATMOSFÉRICA.

PRODUCTOS	TBP °F	ASTM °F			
		TIE	50%	95%	TFE
C ₄	-----				
Nafta	- 400		380	400	
Kerosene	400 - 500	376	448	500	532
Diesel	500 - 700	484	592	695	724
Gasóleo ligero	700 - 795	662	724	772	800
Crudo reducido	795 +				

Existe suficiente flexibilidad en la torre y en el sistema de condensamiento de la sección atmosférica para producir 15,000 BSPD de nafta.

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

Los circuitos de calentamiento y agotamiento (agotadores, bombas, intercambiadores, etc) han sido diseñados para producir 5000 BSPD de kerosina, 9000 BSPD de diesel y 4500 BSPD de gasóleo atmosférico. El circuito de los fondos tanto para la sección atmosférica como para la de vacío están diseñados para poder procesar 30,000 BSPD de residuo de vacío.

La sección atmosférica ha sido diseñada conservadoramente para permitir amplia flexibilidad en la operación. Varios tipos de crudos y mezclas de ellos pueden ser procesados en la unidad. La sección de vacío, sin embargo, ha sido diseñada sobre una base menos conservadora y una menor flexibilidad en la operación debe de ser esperada.

Los hornos están equipados para quemar combustóleo, gas o una combinación de ambos. Existen quemadores independientes para quemar el combustóleo y gas combustible. Se ha diseñado un tanque de 1500 barriles de combustóleo para preparar la alimentación. La unidad permitirá dos días de quemado de combustóleo a cargas normales.

5.4. DESCRIPCIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA "BA" †

- SECCIÓN ATMOSFÉRICA.

La alimentación del crudo proviene de límites de batería a 80°F y 0 psig por medio de las bombas BA-P-1 y BA-P-1A, bajo control de nivel activado por el nivel del líquido en el fondo del flash de crudo, BA-D-2.

† Diagrama de flujo al final del capítulo.

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

A través del tren de intercambio de calor y desalado hacia BA-D-2 , el crudo es secuencialmente calentado a 109°F en el intercambiador diesel-crudo BA-E-1; a 146°F en el intercambiador crudo-gasóleo combinado, BA-E-6; a 211°F en la bomba de calor del domo de la torre atmosférica-crudo, BA-E-2; a 275°F en la bomba de calor de vacío-crudo, BA-E-3 ; a 340°F en la bomba de calor del fondo de la torre atmosférica-crudo, BA-E-4 y a 372°F en el intercambiador de gasóleo primario combinado-crudo, BA-E-5 . Alternativamente, las líneas de suministro y retorno de la desaladora están entre los intercambiadores BA-E-3B y BA-E-3C y entre BA-E-3 y BA-E-4. La desaladora es descrita separadamente al final de la descripción del diagrama de flujo.

El crudo precalentado entra al Flash, el cual opera a 354°F y 8psig. La presión del desalado es regulada por un controlador de presión en la línea de retorno del crudo desalado. La presión en el flash es mantenida por venteo del flash directamente hacia la zona de flasheo de la torre atmosférica.

El crudo flasheado es enviado por las bombas BA-P-2 y BA-P-2A, bajo control de flujo, a través del intercambio de calor y el calentador atmosférico, BA-F-1, hacia la zona flash de la torre atmosférica, BA-T-1. El crudo flasheado es calentado a 395°F en el intercambiador crudo flasheado-residuo de vacío BA-E-7 y a 504°F en el intercambiador crudo flasheado-corriente de hidrocarburos de fondos de la torre de vacío BA-E-8.

Existen controladores de flujo separados en las entradas del horno. La temperatura de salida del horno es controlada por un controlador-registrador de temperatura en la línea de salida del horno por el flujo de gas combustible alimentado. El combustóleo alimentado al horno es controlado manualmente.

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

El crudo flasheado del horno atmosférico a 790°F se mezclará en la zona de flasheo de la torre atmosférica con el vapor y los hidrocarburos ligeros flasheados salientes del flash para dar una temperatura de 765°F y 6 psig en la zona de flasheo.

Los vapores del domo de la torre atmosférica a 291°F son condensados y subenfriados a 100°F en el condensador atmosférico, BA-E-15. Los hidrocarburos y el agua fluyen hacia el acumulador, BA-D-1, el cual opera a 100°F y Opsig. El acumulador atmosférico tiene venteo hacia el quemador. Una pequeña cantidad de gas combustible se utiliza para prevenir el retorno de aire del quemador. Existe la posibilidad de inyectar amoniaco anhidro en el domo de la torre para controlar el pH. El reflujo es recirculado a la torre atmosférica bajo control de nivel mientras que la nafta es enviada a límites de batería a 100°F bajo control de nivel del acumulador de la torre atmosférica. El agua es extraída del fondo del acumulador de la torre atmosférica bajo control de nivel en la interfase y enviada a límites de batería a 100°F por medio de la bomba BA-P-10. Existe el enfriador BA-E-16 para proporcionar enfriamiento a la corriente de nafta cuando su temperatura sea mayor de 100°F.

La kerosina se extrae de la torre atmosférica de la etapa 13 a 360°F y su nivel es controlado por el agotador de kerosina, BA-T-3A. Los vapores agotados y el vapor agotador de kerosina son recirculados a BA-T-1 abajo de la etapa 12. La kerosina agotada a 345°F es enviada a su agotador por medio de la bomba BA-P-8A, y a través del BA-E-14, el cual enfría la kerosina a 110°F.

La bomba de calor de domos atmosférico se extrae a 395°F de la etapa 15 de la torre atmosférica y es enviada por las bombas BA-P-7 y BA-P-7A hacia el intercambiador de crudo-pumparound de domos de la torre atmosférica, BA-E-2, y normalmente no necesita ser enfriado por el enfriador BA-E-11, antes de

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

ser devuelto a la etapa 14 a 245°F bajo control de flujo. El enfriador BA-E-11 existe para darle flexibilidad al sistema.

El diesel es extraído de la torre atmosférica de la etapa 19 a 455°F y su nivel es controlado por el agotador de diesel, BA-T-3B. Los vapores agotados y el vapor del agotador de diesel son recirculados abajo de la etapa 17. El diesel agotado a 435°F es enviado al agotador de diesel por las bombas BA-P-6 y BA-P-6A, a través del intercambiador de crudo-diesel, BA-E-1, el cual enfría el diesel a 150°F.

La bomba de calor de fondos atmosférico es extraído a 510°F de la etapa 21 de la torre atmosférica y fluye hacia el intercambiador crudo-pumparound de fondos, BA-E-4, donde es enfriado a 360°F. Es entonces succionado por la bomba BA-P-5 y normalmente no necesita ser enfriado por el enfriador BA-E-13, antes de ser recirculado a la etapa 20 bajo control de flujo. El enfriador BA-E-11 existe para darle flexibilidad al sistema.

El gasoil es extraído de la torre atmosférica de la etapa 25 a 595°F y su nivel es controlado por el agotador de gasóleo, BA-T-3C. Los vapores agotados y el vapor del agotador de gasóleo se recirculan abajo de la etapa 24. El gasóleo agotado es succionado del agotador de diesel por las bombas de diesel, BA-P-4 y BA-P-4A, bajo control de flujo. El gasóleo atmosférico es combinado con el gasóleo de vacío antes del intercambio de calor con el crudo. Durante una operación alterna, cuando el gasóleo atmosférico es usado en el proceso de extracción de parafinas, el gasóleo atmosférico del agotador es enfriado en BA-E-6 a 250°F y entonces el BA-E-27, es utilizado para enfriar el gasóleo atmosférico a 150°F, antes de ser enviado a límites de batería como una corriente separada.

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

El líquido de la zona de flasheo se agota por medio del vapor alimentado en el fondo de la torre atmosférica. El crudo reducido es tomado por las bombas BA-P-3 y BA-P-3A, y separado en dos corrientes, una corriente es bombeada a la sección de vacío mientras que la otra es enfriada de 740°F a 385°F en el enfriador BA-E-7. Puede ser enfriado en el BA-E-18 a 300°F y enviado a límites de batería bajo control de nivel de la torre BA-T-1. Cuando la sección de vacío no está operando, el crudo reducido es enviado por las bombas de crudo reducido, BA-P-3 y BA-P-3A, a 765°F hacia el intercambiador crudo flasheado-fondos de la torre de vacío, BA-E-8, intercambiador crudo flasheado-residuo de vacío, BA-E-7, y el enfriador de emergencia BA-E-18, donde es enfriado a 300°F y enviado a almacenamiento bajo control de nivel.

Vapor a 125psig, el cual ha sido sobrecalentado en la sección de convección del horno, BA-F-1, es enviado como vapor de agotamiento a 600°F a la base de la torre atmosférica y a los tres agotadores laterales.

- SECCIÓN DE DESALADO.

El crudo caliente a 270°F del intercambiador crudo-bomba de calor de vacío BA-E-3, fluye hacia la válvula de mezclado en la desaladora BA-D-5. Se puede inyectar agua en la corriente del intercambiador BA-E-3 o en la válvula de mezclado. El condensado de la unidad de vacío puede ser también inyectado en la succión de la bomba de carga de crudo, BA-P-1. Existe la posibilidad de inyectar solución de sosa cáustica en la descarga de la BA-P-1 y corriente arriba de la válvula de mezclado.

En la desaladora, el agua y los hidrocarburos se separan después de que el crudo pasa a través de un campo eléctrico. El crudo desalado sale por

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

la parte superior de la desaladora y fluye hacia los intercambiadores de calor BA-E-3C o BA-E-4, antes de fluir hacia el flash BA-D-2. La desaladora opera a 80psig de presión.

El flujo de agua a alta presión proveniente de un sistema de tratamiento de agua a 90°F fluye a través del intercambiador de agua desalada, BA-E-21, donde es calentado por el efluente de agua desalada a 185°F. El efluente del agua desalada a 275°F es enfriado a 189°F en el BA-E-21.

Existe la posibilidad de inyectar vapor a 250psig en la corriente de agua fresca para calentarla si es necesario.

- SECCIÓN DE VACÍO

El crudo reducido de BA-T-1 bajo control de flujo es combinado con la corriente de recirculación de la torre de vacío y fluye hacia el horno de vacío, BA-F-2. La temperatura de salida del horno de vacío es controlada por un registrador controlador de temperatura en la salida del horno regulando la cantidad de combustible alimentado al horno. La temperatura de salida del horno se regula a 795°F para mantener a 780°F la temperatura de la zona de flasheo a 25mm Hgs. abs.

Los vapores del domo de la torre de vacío a 375°F son condensados y enfriados a 167°F en el precondensador BA-E-51 teniendo un sistema de tres eyectores de vapor de 2 etapas de capacidad 1/3. El sistema de eyectores de vacío mantendrá 20 mm de Hg. abs. de presión en el domo de la torre. La corriente de hidrocarburos condensada en el BA-E-51 así como la mezcla de vapor-hidrocarburo condensado de los eyectores de vapor fluye a través de la pierna barométrica hacia el acumulador de condensados de vacío, BA-D-3. Los

DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

condensados del fondo del acumulador BA-D-3 serán enviados por la bomba de condensados, BA-F-14, bajo interface de control de nivel hacia límites de batería o hacia la succión de las bombas de carga de crudo, BA-P-1 y BA-P-1A.

La corriente de producto de la torre de vacío y la bomba de calor se extraen de la BA-T a 365°F por las bombas BA-P-12 y BA-P-12A respectivamente. La corriente de la bomba de calor es enfriada a 300°F contra el crudo en el intercambiador de crudo- pumparound de vacío, BA-E-3, y recirculado al domo de la sección de gasóleo de la torre de vacío bajo control de flujo regulado por el control de la temperatura. El gasóleo de vacío, bajo control de flujo, es combinado con el gasóleo atmosférico. La corriente de gasóleo combinado es enfriada de 570°F a 400°F en el intercambiador de crudo-gasóleo combinado, BA-E-5 y posteriormente enfriado a 273°F en el intercambiador secundario de crudo-gasóleo combinado, BA-E-6. El gasóleo combinado es entonces enfriado a 200°F en el BA-E-10, y combinado con el aceite de domos de vacío y enviado a límites de batería.

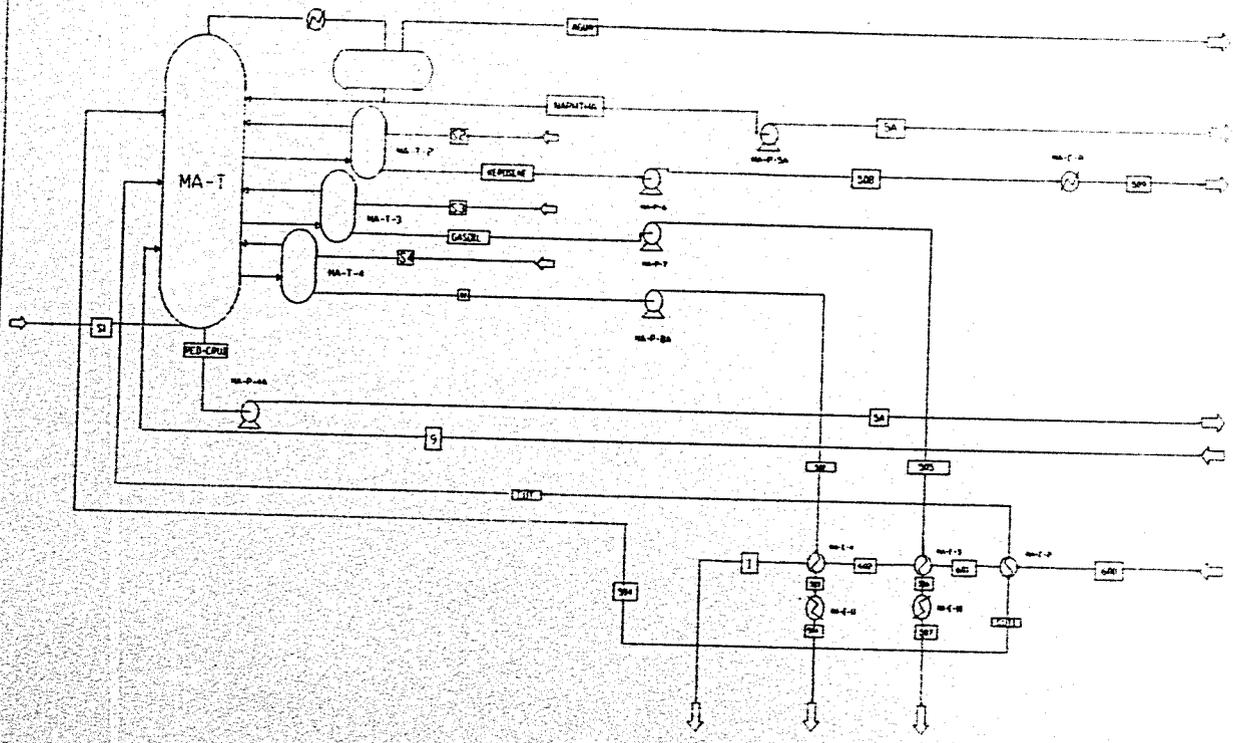
Puede existir una operación alterna, cuando el gasóleo atmosférico es tomado como una corriente separada, la corriente de gasóleo de vacío es enviada por las bombas, BA-P-12 y 12A, bajo control de flujo, hacia BA-E-5 y enfriado ha 400°F. La corriente de gasóleo de vacío es entonces enfriada a 200°F en BA-E-10 y combinada con la corriente de domos de vacío y enviada a límites de batería.

Para obtener la calidad del gasóleo, se extrae y recircula una corriente de hidrocarburos de la torre de vacío . Esta corriente es extraída de la torre de vacío a 625°F y enviada, bajo control de flujo, por la bomba de recirculación BA-P-13, hacia la entrada del horno de vacío donde se combina con la corriente de crudo reducido.

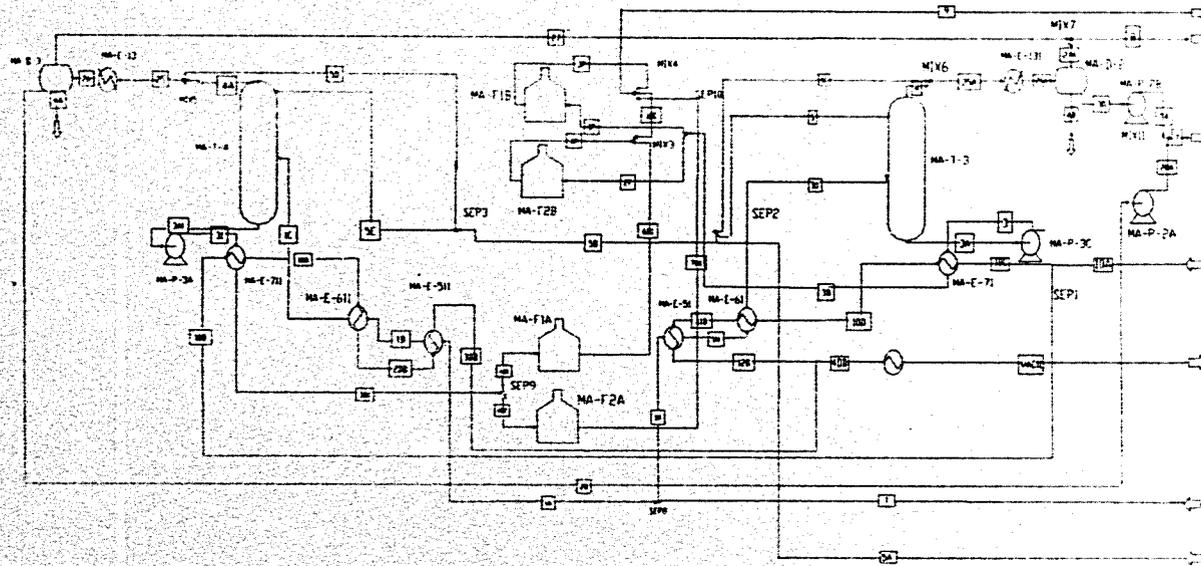
DESCRIPCIÓN DE LAS PLANTAS PRIMARIAS "MA", "MB" Y DE LA PLANTA COMBINADA "BA" DE LA REFINERÍA DE CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS

La corriente de residuo de vacío y de apagado son enviadas por las bombas de residuo de vacío, BA-P-11 y BA-P-11A, hacia la coraza del intercambiador de crudo flasheado-corriente de apagado, BA-E-8 A, B, C, y D. donde es enfriada a 580°F. La porción de apagado de la corriente se recircula hacia los fondos de la torre de vacío bajo control de flujo. La corriente de residuo de vacío es enfriada a 500°F en el intercambiador de crudo flasheado-fondos de apagado de la torre de vacío, BA-E-8 E y F. El residuo de vacío puede ser enviado ya sea a límites de batería o al enfriador de emergencia BA-E-18.

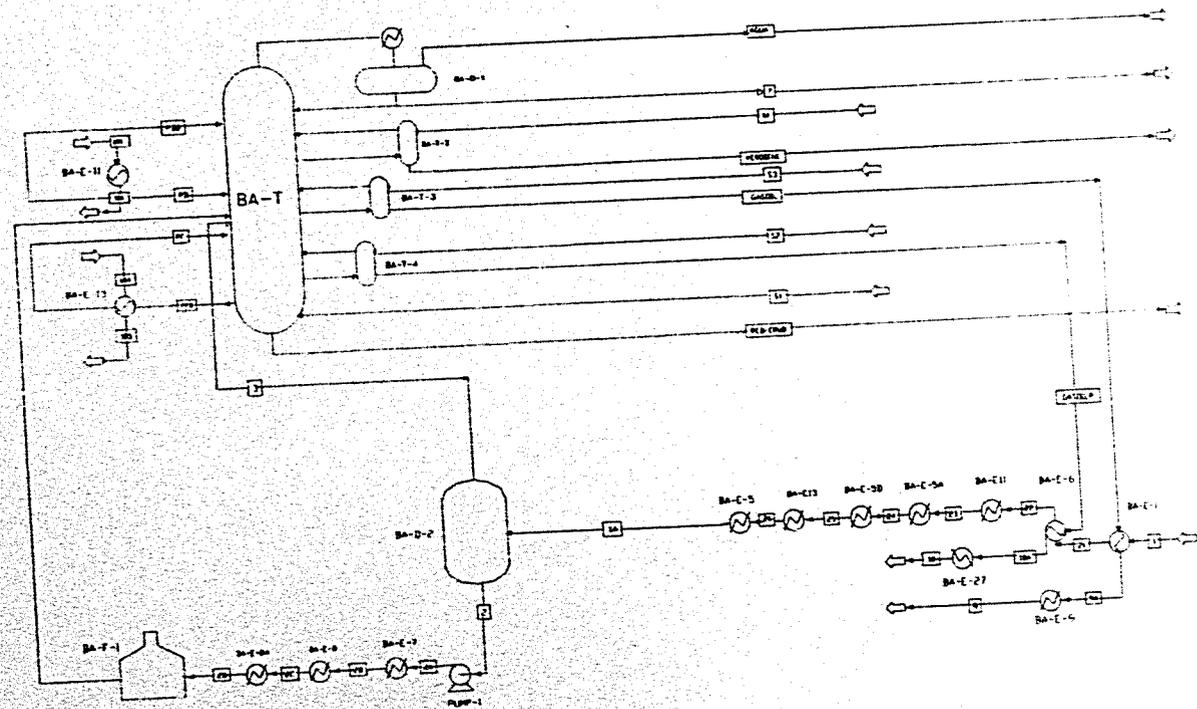
PLANTA DE DESTILACION ATMOSFERICA "MA". SECCION DE DESTILACION



PLANTA DE DESTILACION ATMOSFERICA "MA". SECCION DE DESPUNTE.



PLANTA COMBINADA "BA" SECCION ATMOSFERICA.



**6.SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN
ATMOSFÉRICA "MA" Y DE LA COMBINADA "BA"
SECCIÓN ATMOSFÉRICA.**

La información, que se suministró a ASPEN-PLUS , para realizar la simulación de las plantas "MA" y "BA" fue la siguiente:

- Selección de los componentes.
- Selección de los modelos termodinámicos.
- Especificación de las corrientes de alimentación.
- Especificación del del proceso.
- Selección del modelo a utilizar en cada operación.
- Especificación de los parámetros para cada modelo.
- Determinación y especificación de las corrientes de corte.
- Selección de los métodos de convergencia.

A primera instancia pareciera que realizar una simulación es sencillo, sin embargo esto no es cierto, ya que se requiere de habilidad en el manejo del simulador; conocimiento de las propiedades termodinámicas y del comportamiento de nuestros componentes y equipos; funcionamiento del proceso, selección de las corrientes de corte y especificación de las mismas;

SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" Y DE
LA COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA

métodos de convergencia y la comprensión de las variables que más afectan a las operaciones del proceso.

En la simulación de las plantas "MA" Y "BA" la operación unitaria más importante es la destilación; está se lleva a cabo en columnas complejas de fraccionamiento de crudo, las cuales cuentan con tres agotadores laterales y bombas de calor, los cuales le añaden complejidad a la simulación principalmente por la definición de las corrientes de corte y por la inestabilidad que éstas le dan al sistema.

La simulación de las plantas "MA" y "BA" se llevó a cabo con la información proporcionada por PEMEX, la cual fue la de diseño del proceso. En nuestro caso se simuló la planta atmosférica "MA" y la planta combinada "BA" en su sección atmosférica debido a que la tesis originalmente estaba enfocada solo hacia la planta "MA".

La mayoría de los equipos fueron simulados independientemente, utilizando métodos rigurosos para obtener resultados más confiables. La parte medular de nuestro proceso, las torres de fraccionamiento MA-T y BA-T fueron simuladas junto con sus respectivos agotadores, esto para acelerar la convergencia, evitar corrientes de corte, inestabilidad y tiempo de cálculo al sistema (ASPEN-PLUS dispone del módulo MULTIFRAC para el cálculo de columnas complejas). Por lo que respecta a las bombas de calor de tales torres se simularon independientemente, ya que los intercambiadores MA-E-2, BA-E-4 y BA-E-2 intercambian calor con la corriente de crudo en el tren de precalentamiento.

6.1. SELECCIÓN DE LOS COMPONENTES

Para poder efectuar una simulación es necesario especificar cada uno de los componentes que intervienen en el proceso. En el caso de la planta "MA" se especificaron los componentes del C1 al C-11 (los cuales están en el banco de datos de el simulador) además de hacer la especificación en pseudocomponentes para las fracciones más pesadas de crudo. Para el caso de la planta "BA" se definieron del C1 al C4 además de hacer también la especificación en pseudocomponentes.

La caracterización en pseudocomponentes se realizó debido a la utilización de las curvas ASTM86 y ASTM1160 (El simulador también puede caracterizar curvas como la TBP entre otras) en la especificación de las corrientes de alimentación (Esto se realizó por medio de la instrucción ASSAY).

Para obtener la composición de la carga de crudo al proceso se realizó una "mezcla" con cada una de las corrientes de producto, esto se realiza por medio de la opción Blend del simulador ASPEN; mientras que para determinar los pseudocomponentes se definen el número de cortes en un intervalo de temperatura para la carga de crudo.

Cabe señalar que las fracciones ligeras también se pueden especificar en una curva de destilación ya que se puede definir la cantidad de ligeros por medio de la instrucción ASSAY.

6.2. SELECCIÓN DE LOS MODELOS TERMODINÁMICOS.

Una de las grandes ventajas que tiene el simulador ASPEN, es la capacidad para manejar diferentes modelos termodinámicos en una misma simulación; lo cual nos permite utilizar el modelo termodinámico más adecuado para una operación.

El modelo termodinámico utilizado en la simulación de las plantas "MA" y "BA" fue el de Grayson-Streed ya que en ambas se manejan hidrocarburos. Este modelo funciona adecuadamente en sistemas que contienen hidrocarburos y gases ligeros. Puede ser utilizada dentro de los siguientes límites: $200\text{ K} < T < 700\text{ K}$, $0.5 < T_H, P < 210\text{ atm}$.

Para el cálculo de los coeficientes de fugacidad en componentes puros para líquidos utiliza un modelo cuya forma general es: $\ln \phi_i^L = \ln v_i^{(0)} + \omega_i \ln v_i^{(1)}$, donde $v_i^{(0)}, v_i^{(1)} = \text{fcn}(T, T_d, p, p_d)$. (H.G: Grayson and C.W: Streed, Paper 20-PO7, Sixth World Petroleum Conference, Frankfurt, June 1963).

Para el cálculo de las propiedades de transporte se utilizó una combinación de las ecuaciones API y de las de Andrade/DIPPR. Para pseudocomponentes se usó el modelo API: $\mu^L = \text{fcn}(T, x, T_M, \text{API}_i, V_m^L)$ y para los componentes reales el de Andrade/DIPPR (API Technical Data Book, Petroleum Refining, 4th edition). Para el cálculo de la tensión superficial se utilizó el modelo API cuya forma general es:

$\sigma_i = \text{fcn}(T, x, T_M, \text{SG}, T_d)$ (API Technical Data Book, Petroleum Refining, 4th edition).

Debido a que existe agua en ciertas partes del proceso se utilizó el modelo SOLU-WATER número dos ya que se obtienen buenos resultados tanto para las torres despuntadoras como para los agotadores laterales de las torres

*SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" Y DE
LA COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA*

MA-T y BA-T. El simulador ASPEN contiene, en su banco de datos, las propiedades del agua.

6.3. ESPECIFICACIÓN DEL PROCESO.

Para realizar la simulación de las plantas "MA" y "BA" fue necesario realizar la matriz de simulación, esto es el pasar del diagrama de flujo a la representación en bloques de las operaciones unitarias existentes. En la matriz de simulación cada bloque representa un equipo, esto en forma general, ya que hay equipos los cuales están integrados a otros como son las torres de destilación MA-T y BA-T a sus respectivos agotadores laterales, bombas de calor y condensadores. La ventaja de la utilización de tales modelos integrados (En nuestro caso la utilización de MULTIFRAC en ASPEN) es la de obtener una rápida convergencia evitando las corrientes de corte y la inestabilidad que ocasionan los malos estimados iniciales. Las bombas de calor de estas torres intercambian calor con las corrientes de proceso del tren de precalentamiento de crudo, por lo cual hubo que utilizar corrientes de corte y simularlos como equipos independientes. El principal problema que se encontró al realizar lo anterior fue la inestabilidad del sistema debido a los estimados iniciales; esto principalmente para la torre BA-T ya que cuenta con dos bombas de calor y el encontrar los estimados iniciales adecuados fue complicado.

Realizado lo anterior se procedió a la numeración de las corrientes. Las corrientes que se deben de numerar son las que entran y salen de los equipos, tanto corrientes de alimentación, las que el simulador debe de calcular como las de corte.

6.4. SELECCIÓN DEL MODELO UTILIZADO EN CADA OPERACIÓN.

Los modelos utilizados en la simulación de las plantas "MA" y "BA" fueron esencialmente los mismos. Estos son:

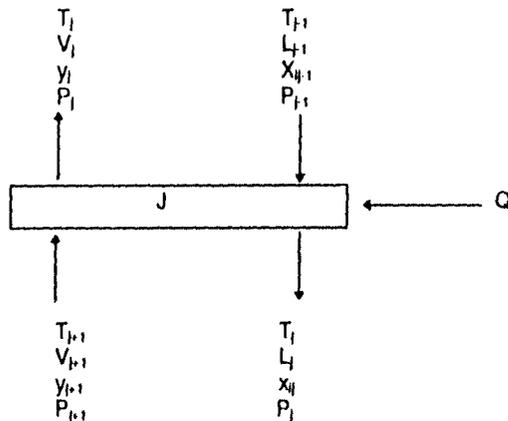
- FSPLIT para simular los separadores.
- MIXER para simular los mezcladores.
- HEATER para simular los calentadores y enfriadores.
- FLASH3 para simular los flashes a 3 fases.
- PUMP para simular las bombas.
- HEATX para simular los intercambiadores de calor.
- RADFRAC para simular las despuntadoras.
- MULTIFRAC para simular las torres complejas.

Como se puede observar existen modelos cuya simulación es relativamente fácil como el caso de los mezcladores, separadores y calentadores, sin embargo existen otros que son sumamente complejos como el caso de la opción MULTIFRAC, la cual requiere de un análisis profundo y de la especificación adecuada de todos sus parámetros.

Para la realización de la simulación de las plantas mencionadas se comenzó con la utilización de los modelos integrados por ser los que convergen más rápidamente, pero debido al intercambio de calor de las bombas de calor con las corrientes de proceso fue necesario simular estos equipos en forma independiente.

6.5. ESPECIFICACION DE LOS PARÁMETROS PARA CADA MODELO.

Los parámetros a definir en cada modelo dependen de los grados de libertad que son necesarios especificar en cada operación. Por ejemplo, si deseáramos obtener los grados de libertad del siguiente plato teórico tendríamos:



Para i componentes y j platos.

Balances:

$$\begin{aligned}
 L_{j+1} + V_{j+1} - L_j - V_j &= 0 \\
 X_{ij+1}L_{j+1} + Y_{ij+1}V_{j+1} - X_{ij}L_j - Y_{ij}V_j &= 0 \\
 H_{j+1}L_{j+1} + H_{j+1}V_{j+1} - H_jL_j - H_jV_j + Q &= 0 \\
 Y_{ij} &= K_{ij}X_{ij} & \sum x_{ij} &= 0 \\
 P_j^v &= P_j^l & \sum y_{ij} &= 0 \\
 T_j^v &= T_j^l & \sum x_{ij} &= 0 \\
 & & \sum y_{ij} &= 0
 \end{aligned}$$

De esto tendríamos $2C+7$ ecuaciones.

Las variables que tenemos son $4C+13$ con lo que los grados de libertad son:

$$G.L = 4C+13 - (2C+7) = 2C+6$$

SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" Y DE
LA COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA

La especificación de los grados de libertad de los flashes, bombas, intercambiadores, etc. es relativamente fácil ya que se trata de operaciones sencillas, sin embargo para especificar los grados de libertad en una torre se necesita de un análisis más profundo. Por ejemplo, para las torres despuntadoras, las cuales no son muy complejas, se especificaron los siguientes parámetros: número de etapas, las corrientes de alimentación y los platos en que se está alimentando, los platos de las corrientes de salida, presión de domo y fondo o caída de presión de la torre, perfil de temperaturas inicial, carga del rehedidor y condensador.

El caso más complicado para la especificación de los parámetros, en nuestra simulación, fue en las torres atmosféricas de las plantas "BA" y "MA" ya que son columnas complejas que cuentan con tres agotadores laterales, condensador y dos y una bomba de calor respectivamente. Por ejemplo, en el caso de la torre MA-T se tuvo que especificar el número de columnas (4), número de etapas (45), corrientes de interconexión (6) además de su fase y/o temperatura, los platos de alimentación y los de las corrientes de interconexión, los platos de las corrientes de productos, las presiones en cada una de las columnas o la caída de presión en ellas, el número de etapas en cada columna así como las cargas del condensador y rehedidor, el flujo de salida de domos o fondos - en nuestro caso fue el de domos por ser el que se comportaba de manera más estable-, flujo deseado en cada corriente de producto y estimados de temperaturas en cada una de las columnas. En este caso ASPEN cuenta variantes para este modelo, ya que se puede especificar la corriente de domos o fondos, las corrientes de interconexión con flujo y fase y/o temperatura o dependencia de las corrientes de productos y se pueden especificar los valores de las variables que se desean obtener (por medio de la instrucción VARY y SPEC).

6.6. DETERMINACIÓN Y ESPECIFICACIÓN DE LAS CORRIENTES DE CORTE.

Para llevar a cabo la simulación de las plantas "MA" y "BA" se necesitó determinar y especificar, como corrientes de corte, las corrientes de recirculación además de las corrientes que no estaban especificadas en el diagrama de flujo. El usuario puede especificar las corrientes de corte o el simulador ASPEN las puede determinar, sin embargo, en nuestro caso, fue necesario especificarlas, ya que las corrientes escogidas por el simulador no llevan a la convergencia del proceso.

Las corrientes de corte que se seleccionaron para la planta de destilación atmosférica "MA" fueron:

1. 1C entrada a la despuntadora MA-T-4.
2. 1O entrada a la despuntadora MA-T-3.
3. 2DD entrada a el intercambiador MA-E-5I.
4. 11D entrada al intercambiador MA-E-5II.
5. 5A entrada al separador SEP-2.
6. 10A entrada al separador SEP-1.
7. 9 entrada a la torre fraccionadora MA-T.
8. CUT entrada a la torre MA-T.

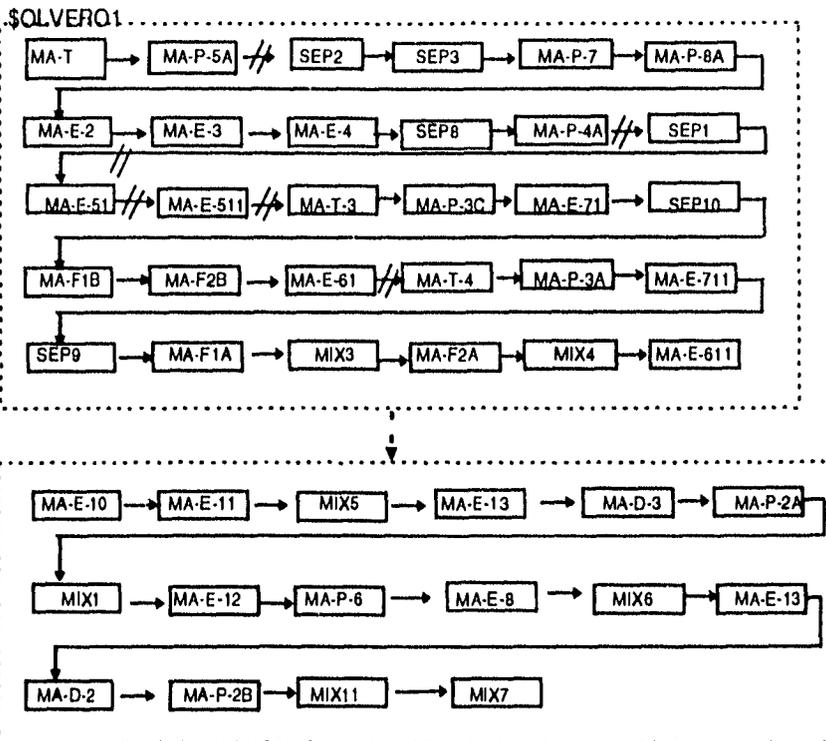
La corriente de corte 5A es una fracción de la corriente de reflujo de la torre atmosférica , MA-T, la cual entra al domo de las despuntadoras MA-T-4 y MA-T-3.

La corriente 9 es la entrada a la torre MA-T la cual es muy importante debido a que nos proporciona la convergencia inicial de tal torre. La corriente CUT es la

SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" Y DE LA COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA

corriente de la bomba de calor de la torre MA-T, la cual intercambia calor con el crudo entrante y por tal motivo se trata como corriente de corte.

La secuencia de cálculo utilizada fue la siguiente:



En tal secuencia de cálculo se observa que se inicia la convergencia del proceso (\$OLVERO1) por medio del cálculo de la torre atmosférica, MA-T, y finaliza en el intercambiador MA-E-611; una vez convergidos los equipos anteriores el simulador calcula del intercambiador MA-E-10 al MIX7. El método utilizado para obtener la convergencia del proceso fue el de Wegstein.

Por lo que respecta a la planta de destilación combinada "BA" sección atmosférica las corrientes de corte utilizadas fueron las siguientes:

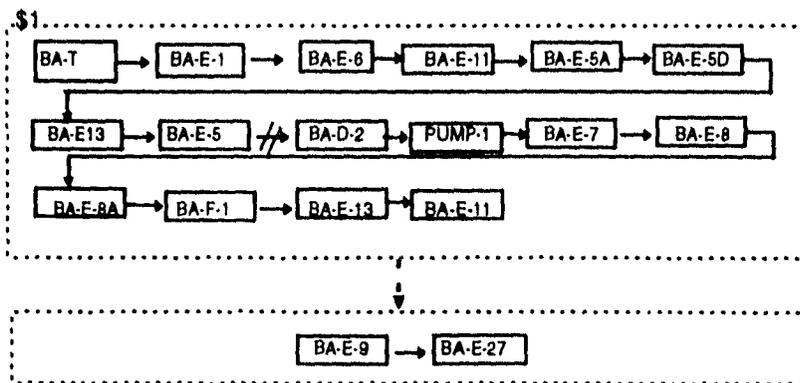
SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" Y DE LA COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA

1. 1A entrada al flash BA-D-2.
2. 4 entrada a la torre BA-T.
3. 3 entrada a la torre BA-T.
4. PD entrada a la torre BA-T.
5. PF entrada a la torre BA-T.

Como se puede observar la corrientes de corte 4,3, PD, PF, fueron utilizadas para la convergencia de la torre BA-T; las corrientes 4 y 3 son las entradas de alimentación a la torre y es importantes especificarlas para obtener una convergencia inicial. Por lo que respecta a las corrientes de corte PD y PF son necesarias debido a que intercambian calor con el crudo en el tren de precalentamiento. Estas corrientes pertenecen a las bombas de calor de domo y fondo respectivamente.

La especificación de las corrientes de corte PD y PF provocaron una alta inestabilidad a la torre atmosférica, BA-T, debido a los estimados iniciales, que a pesar de ser adecuados no daban la convergencia de la torre, por lo cual la simulación de ésta fue complicada.

La secuencia de cálculo utilizada fue la siguiente:



SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" Y DE
LA COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA

El ciclo de convergencia \$1 se inicia con la torre atmosférica y termina en el intercambiador BA-E-11. Una vez calculados todos los equipos de tal ciclo se inicia el calculo de los equipos restantes iniciando en el BA-E-9. El método utilizado para obtener la convergencia del proceso fue el de Wegstein.

Los parámetros que se deben de especificar en una corriente de corte son los mismos que en una corriente de alimentación, los cuales son presión, temperatura, flujo, composición y fase así como la composición de los pseudocomponentes.

6.7. SELECCIÓN DE LOS MÉTODOS DE CONVERGENCIA.

La selección del método de convergencia debe de estar de acuerdo con el número de corrientes de corte en un ciclo, números de ciclos y dependencia entre ellos así como entre las corrientes de corte. ASPEN dispone de varios métodos de convergencia entre los que tenemos el de la Secante, Broyden, Newton, Newton Modificado, Wegstein, etc. y en los cuales se pueden varían cada uno de sus parámetros .

El método utilizado en la simulación de la planta "MA" fue el de Wegstein, mientras que en el de la "BA" fue el de Broyden ya que fueron rápidos, se obtuvieron resultados confiables y no mostraban alta inestabilidad. Cabe señalar que la planta "MA" también fue convergida con el método de Broyden mientras que la "BA" con el de Wegstein, la diferencia en el número de iteraciones entre cada corrida se muestra a continuación:

MA		BA	
Wegstein	Broyden	Wegstein	Broyden
16	17	36	25

**6.8. COMPARACIÓN DE RESULTADOS DE LA
SIMULACIÓN CONTRA DATOS DE DISEÑO EN LAS PLANTAS DE
DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" Y "BA" SECCIÓN
ATMOSFÉRICA.**

En las tablas 2 y 3 se presenta la comparación de resultados de las plantas "MA" y "BA" respectivamente. La comparación de resultados se realiza para todas las corrientes, composiciones, condiciones de operación y parámetros cuya información era conocida . También se comparan las curvas de destilación para los productos de tales plantas.

TABLA 2. COMPARACIÓN DE RESULTADOS DE SIMULACIÓN VS. DATOS DE DISEÑO PARA LA PLANTA ATMOSFÉRICA "MA".

STREAM ID	600	600(D)	%ERROR	1	1(D)	%ERROR
FROM :	---			MA-E-4		
TO :	MA-E-2			Sep-08		
PHASE:	LIQUID			MIXED		
COMPONENTS: L						
METANO	1.9019	1.9	9.0656-11	1.9019	1.9	9.0656-11
ETANO	6.1061	6.1	0.0002908	6.1061	6.1	0.0002908
PROPANO	24.1242	24.1	0.0011540	24.1242	24.1	0.0011540
N-BUTANO	21.3213	21.3	0.0010157	21.3213	21.3	0.0010157
I-BUTANO	6.8068	6.8	0.0003242	6.8068	6.8	0.0003242
N-PENTAN	55.858	55.8	0.0026704	55.856	55.8	0.0026704
I-PENTAN	13.3133	13.3	0.0006342	13.3133	13.3	0.0006342
N-HEXANO	103.5038	103.4	0.0049499	103.5038	103.4	0.0049499
N-HEPTAN	112.8131	112.7	0.0053934	112.8131	112.7	0.0053934
N-OCTANO	101.702	101.6	0.0048640	101.702	101.6	0.0048640
N-NONANO	110.8111	110.7	0.0052980	110.8111	110.7	0.0052980
N-DECANO	49.6498	91	1.9718741	49.6498	91	1.9718741
N-UNDECA	7.1071	87.8	3.8480162	7.1071	87.8	3.8480162
AGUA	105	105	0	105	105	0
PC404F	3.703			3.703		
PC451F	417			417		
PC573F	160			160		
PC645F	170			170		
PC1362F	627			627		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	2097.72	2097	0.0343347	2097.72	2097	0.0343347
LB/HR	7.5872E+05	758995	0.0362321	7.59E+06	758995	0.0362321
BSD/DAY	55016	55130	.06167	55096	55130	.06167
STATE VARIABL						
TEMP F	100	100	0	210.2025	100	
PRES PSI	347.7	347.7	0	286.7	286.7	
VFRAC	0	0	0	0	0	
LFRAC	1	1	0	1	1	
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	-0.8653			0.8511		
BTU/LB	-134.5152			-87.0605		
BTU/HR	6.9794			0.3945		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	-50.0154			-23.6019		
BTU/LB-R	-0.1382			-8.5255		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	0.1496			0.1417		
LB/CUFT	54.1077			51.258		
AVG MW	361.6887	362	0.0859944	361.6887	362	0.0859944
APISTD	18.2483	18.3	0.2825136	18.2483	18.3	0.2825136

STREAM ID	9	9(D)	%ERROR	5A	5A(D)	%ERROR
FROM:	MIX4			MA-P-5A		
TO :	TORRE1			Sep-02		
PHASE:	MIXED			LIQUID		
COMPONENTS: L						
METANO	4.67E-01			4.67E-01	0	0.0137744
ETANO	0.382			0.382	0	0.1127508
PROPANO	2.3491			2.3491	0.1	0.6638429
N-BUTANO	3.685			3.6849	1	0.7924734
I-BUTANO	0.9819			0.9819	0.2	0.2307651
N-PENTAN	14.5346			14.5344	6.3	1.8401416
I-PENTAN	3.1046			3.1045	1.7	0.4145513
N-HEXANO	38.6476			38.6469	34.5	1.2239964
N-HEPTAN	57.5064			57.497	61.3	1.1224911
N-OCTANO	70.9656			70.6545	76.4	1.6368063
N-NONANO	115.5681			114.3496	96.1	4.7962219
N-DECANO	73.4181			69.952	47.5	6.6269185
N-UNDECA	11.1724			9.2774	7	0.6721959
AGUA	4.1478			1.09E-02	0	0.0003206
PC404F	5.13			3.1026		
PC451F	418.5227			3.105		
PC573F	160			0		
PC645F	170			0		
PC1362F	627			0		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	1777.1629	1713.6	3.7093195	391.8702	338.8	15.664167
LB/HR	7.4114E+05	734110	0.9576221	4.60E+05	30047.24	20.805083
BSD/DAY	53239	52580	1.2533	4443.2	3850	15.407
STATE VARIABL						
TEMP F	693	657	5.4794520	100.283	100	0.283
PRES PSI	22.1	22.1	0	67.2	67.2	0
VFRAC	0.5349	0.568827	5.9313047	0	0	0
LFRAC	0.465	0.43137	7.7960915	1	1	0
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	9.66E+05			3.9395		
BTU/LB	236.5015			-904.1497		
BTU/HR	1.75E+09			2.8443		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	114.9376			-200.0304		
BTU/LB-R	0.2756			-1.7054		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	3.3667-03			0.3661		
LB/CUFT	1.404			42.9458		
AVG MW	417.038	428.547	2.6855864	117.2902	112.3	4.4436331
APISTD	16.6352			67.764	68.4	0.9298245

STREAM ID	10A	10(A)	%ERROR	CUT	CUT(D)	%ERROR
FROM :	MA-P-4A			MA-E-2		
TO :	Sep-01			TORRE1		
PHASE:	LIQUID			LIQUID		
COMPONENTS: L						
METANO	0			5.4420E-05		
ETANO	0			1.1716E-03		
PROPANO	0			1.1278E-02		
N-BUTANO	0			3.4458E-02		
I-BUTANO	0			7.2324E-03		
N-PENTAN	0			0.2267		
I-PENTAN	0			4.1193E-02		
N-HEXANO	0			0.9838		
N-HEPTAN	2.51E-04			2.3397		
N-OCTANO	8.75E-04			4.8245		
N-NONANO	3.42E-03			13.4712		
N-DECANO	5.30E-03			16.0583		
N-UNDECA	1.76E-03			5.3969		
AGUA	1.94E-01			1.9127E-02		
PC404F	1.68E-03			4.7426		
PC451F	4.10E-01			1276.38		
PC573F	0.6033			6.1845		
PC645F	6.5253			1.6422E-03		
PC1362F	627			0		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	634.1903	627.4	1.0822919	1330.724		
LB/HR	5.42E+06	540854	0.2765996	2.3000E+05	229000	0.4366812
BSD/DAY	36418	36300	0.325	18116	18030	0.447
STATE VARIABL						
TEMP F	681.417	640	6.4714062	200	200	0
PRES PSI	260	260	0	19.3428	19.4	0.2948453
VFRAC	0	0	0	0	0	0
LFRAC	1	1	0	1	1	0
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	2.3467+05			2.6759		
BTU/LB	274.4078			-76.6112		
BTU/HR	1.4883+08			5.2379		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	311.3975			-11.56		
BTU/LB-R	0.3641			-8.6884		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	6.1429-02			0.2751		
LB/CUFT	52.5338			47.562		
AVG MW	855.1888	862	0.7901624	172.8381		
APISTD	6.9777	6.9	1.1260869	40.7974	38.3	6.5206266

STREAM ID	31	31(D)	%ERROR	1C	1C(D)	%ERROR
FROM :	MA-T-4			MA-E-61		
TO :	MA-P-3A			MA-T-4		
PHASE:	LIQUID			MIXED		
COMPONENTS: L						
METANO	2.3334E-02	0	0.0027227	0.9509	1	0.0046828
ETANO	0.191	0	0.0222870	3.053	3	0.0050548
PROPANO	1.1745	0.1	0.1253792	12.0621	12.1	0.0036146
N-BUTANO	1.8424	0.5	0.1566394	10.6606	10.6	0.0057796
I-BUTANO	0.4909	0.1	0.0458126	3.4034	3.4	0.0003242
N-PENTAN	7.2672	4.1	0.3695682	27.928	27.9	0.0026704
I-PENTAN	1.5523	0.8	0.0877829	6.6566	6.6	0.0053981
N-HEXANO	19.3237	17.3	0.2361376	51.7519	51.7	0.0049499
N-HEPTAN	28.7531	30.7	0.2271761	56.4065	56.4	0.0006199
N-OCTANO	35.4828	38.2	0.3170595	50.851	50.8	0.0048640
N-NONANO	57.7842	49	1.0249941	55.4055	55.3	0.0100619
N-DECANO	36.7092	44.5	0.9090781	24.8249	45.5	1.9718741
N-UNDECA	5.5862	43.9	4.4706884	3.5535	43.9	3.8480209
AGUA	2.0739	0	0.2419953	52.5	52.5	0
PC404F	2.565			1.8515		
PC451F	209.2612			208.5		
PC573F	80			80		
PC645F	85			85		
PC1362F	313.5			313.5		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	888.5815	857	3.6851225	1048.86	1048.5	0.0343347
LB/HR	3.7057E+05	367055	0.9576221	3.7936E+05	379498	0.0363638
BSD/DAY	26619	26290	1.2514	27542	27565	0.0834
STATE VARIABLE						
TEMP F	417.1377	420	0.6815	422.0254	422	0.0060189
PRES PSI	213.7	213.7	0	36.5	36.5	0
VFRAC	0	0	0	0.2186	0.1931	13.205592
LFRAC	1	1	0	0.7813	0.806	3.0645161
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	2.1446+04			9746.036		
BTU/LB	51.4244			26.9459		
BTU/HR	1.9056+07			1.0222+07		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	41.4781			27.2362		
BTU/LB-R	9.9459-02			7.5303-02		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	0.119			1.6191-02		
LB/CUFT	49.6486			5.8562		
AVG MW	417.0379	428	2.5612383	361.6887	361.15	0.1491623
APISTO	16.6352	16.2	2.6864197	18.2483		

STREAM ID	8	B(D)	%ERROR	4A	4A(D)	%ERROR
FROM :	MIX7			MA-T-4		
TO :	----			MIX5		
PHASE:	MIXED			VAPOR		
COMPONENTS: L						
METANO	0.3112			0.9397	1	0.0255833
ETANO	0.264			2.9613	3	0.0164191
PROPANO	0.3564			11.4983	12	0.2128553
N-BUTANO	8.2709E-02			9.7763	10.3	0.2221892
I-BUTANO	4.1457E-02			3.1677	3.3	0.0561306
N-PENTAN	6.6911E-02			24.4397	24.8	0.1528638
I-PENTAN	2.1996E-02			5.9115	6	0.0375477
N-HEXANO	4.1523E-02	N		42.4764	39	1.4749257
N-HEPTAN	1.6003E-02	O		42.6027	33.6	3.8195587
N-OCTANO	5.5288E-03	R		33.7904	22.5	4.7901569
N-NONANO	2.3120E-03	M		27.3524	19	3.5436571
N-DECANO	3.8972E-04	A		6.3033	7.2	0.3804412
N-UNDECA	1.8316E-05	L		0.3795	1	0.2632583
AGUA	6.0261E-02	M		50.4263	52.5	0.8798048
PC404F	4.3242E-06	E		9.3217E-02		
PC451F	1.9429E-06	N		4.5951E-02		
PC573F	0	T		0		
PC645F	0	E		0		
PC1382F	0			0		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	1.2709	S		262.1652	235.7	11.228341
LB/HR	49.5398	N		2.0739E+04	17583	17.949155
BSD/DAY	7.06			2083.8		
STATE VARIABLE:						
TEMP F	106.0903	L		280.931	275	2.1567272
PRES PSI	27.6	U		35.1	35.1	0
VFRAC	0.9944	J		1	1	0
LFRAC	5.5822E-03	O		0	0	0
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	-0.6462			-3.4911		
BTU/LB	-1191.9504			-946.9682		
BTU/HR	-1.9049			5.0361		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	-52.7831			-106.2277		
BTU/LB-R	-1.3541			-1.3428		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	4.6625E-03			4.8338E-03		
LB/CUFT	0.1817			0.3665		
AVG MW	38.9799			79.1064	74.6	6.0407506
APISTD	162.0272			75.604		

STREAM ID	10D	10D(D)	%ERROR	7-NAFTA-	7(D)- NAFTA-	%ERROR
FROM :	MA-E-71			MIX11		
TO :	MA-E-61			----		
PHASE:	LIQUID			LIQUID		
COMPONENTS: L						
METANO	0			1.5906	1.9	0.0500485
ETANO	0			5.842	6.1	0.0417340
PROPANO	0			23.7677	24.1	0.0537528
N-BUTANO	0			21.2387	21.3	0.0099158
I-BUTANO	0			6.7653	6.8	0.0056130
N-PENTAN	0			55.7892	55.8	0.0017470
I-PENTAN	0			13.2913	13.3	0.0014073
N-HEXANO	0			103.462	103.4	0.0100291
N-HEPTAN	1.2551E-05			112.7883	112.7	0.0142834
N-OCTANO	4.3727E-05			101.5856	101.8	0.0023293
N-NONANO	1.7106E-04			109.5909	110.7	0.1794079
N-DECANO	2.6498E-04			46.1836	49.6	0.5526366
N-UNDECA	8.7773E-05			5.2123	7.1	0.3053542
AGUA	9.6910E-03			1.5648E-03		
PC404F	8.3997E-05			1.6757		
PC451F	2.0484E-02			1.5821		
PC573F	0.3016			0		
PC645F	3.2626			0		
PC1362F	313.5			0		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	317.0952	313.7	1.0823079	610.3676	618.2	1.2669686
LB/HR	2.7118E+05	270427	0.2784485	6.1675E+04	62699	1.6331998
BSD/DAY	18208	18150	0.3196	6170	6270	1.60
STATE VARIABL						
TEMP F	604.9	597	1.3232830	100.9125		
PRES PSI	243.7	243.7	0	84.6		
VFRAC	0	0	0	0		
LFRAC	1	1	0	1		
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	1.9340+06			-5.4952		
BTU/LB	226.154			-939.7001		
BTU/HR	6.1328+07			1.2044		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	275.9575			-174.0858		
BTU/LB-R	0.3226			-1.7228		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	6.3168-02			0.4092		
LB/CUFT	54.0204			41.3499		
AVG MW	855.1888	862	0.7901624	101.0453	101.4	0.3498027
APISTD	6.9777	6.9	1.1260869	74.6615	74.6	0.0824396

ESTA TAREA DE DEBE
SER HECHA EN LA BIBLIOTECA

STREAM ID	507-GASOIL-	507(D)	%ERROR	504-GASOILP-	504(D)	%ERROR
FROM :	MA-E-10			MA-E-11		
TO :	----			----		
PHASE:	LIQUID			LIQUID		
COMPONENTS: L						
METANO	0			0		
ETANO	0			0		
PROPANO	0			0		
N-BUTANO	0			0		
I-BUTANO	0			0		
N-PENTAN	0			0		
I-PENTAN	0			0		
N-HEXANO	6.7017E-06			2.7531E-06		
N-HEPTAN	5.6018E-05			1.9722E-05		
N-OCTANO	4.3450E-04			1.1411E-04		
N-NONANO	4.1588E-03			8.3792E-04		
N-DECANO	1.6098E-02			2.7072E-03		
N-UNDECA	1.2419E-02			1.9152E-03		
N-DODECA	2.4709E-08			0		
AGUA	5.4115E-03			4.8999E-03		
PC404F	1.3065E-02			2.2454E-03		
PC451F	6.8122			1.281		
PC573F	138.8866			19.4813		
PC845F	14.2494			149.2249		
PC1362F	0			0		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	160	159.4	0.3764115	170	170	0
LB/HR	3.6093E+04	35750	0.9594405	4.4282E+04	45200	2.0309734
BSD/DAY	2879	2860	0.668	3456.4	3520	1.807
STATE VARIABL						
TEMP F	120	120	0	200	200	0
PRES PSI	64.7	64.7	0	64.7	64.7	0
VFRAC	0	0	0	0	0	0
LFRAC	1	1	0	1	1	0
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	2.265			9229.737		
BTU/LB	-76.9116			-35.4334		
BTU/HR	3.224			1.5691+06		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	-10.2768			4.9953		
BTU/LB-R	-6.5557			1.9177-02		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	0.2312			0.1981		
LB/CUFT	52.1695			51.6011		
AVG MW	225.5834	224	0.706875	260.4812	266	2.0747368
APISTD	32.9938	33.2	0.6210843	29.471	29	1.6241379

STREAM ID	11- RED CRUD-	11(D)	%ERROR	509- KEROSINA-	509(D)	%ERROR
FROM :	MA-E-12			MA-E-8		
TO :	----			----		
PHASE:	LIQUID			LIQUID		
COMPONENTS: L						
METANO	0			0		
ETANO	0			0		
PROPANO	0			0		
N-BUTANO	0			0		
I-BUTANO	0			0		
N-PENTAN	0			1.3558E-05		
I-PENTAN	0			1.2414E-06		
N-HEXANO	0			5.2718E-04		
N-HEPTAN	0			8.9456E-03		
N-OCTANO	0			0.1103		
N-NONANO	3.4213E-04			1.2123		
N-DECANO	5.2996E-04			3.4461		
N-UNDECA	1.7555E-04			1.8801		
AQUA	1.9382E-02			1.7076E-02		
PC404F	1.8799E-04			2.0115		
PC461F	4.0968E-02			407.284		
PC673F	0.6033			1.0286		
PC645F	6.5253			2.5352E-04		
PC1362F	627			0		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	634.1903	627.4	1.0822919	417	417	0
LB/HR	5.4235E+05	540854	0.2765996	7.2380E+04	72600	0.3030303
BSD/DAY	36418	36300	0.325	6037.7	6050	0.2033
STATE VARIABLE						
TEMP F	275	275	0	100	100	0
PRES PSI	139.7	139.7	0	64.7	64.7	0
VFRAC	0	0	0	0	0	0
LFRAC	1	1	0	1	1	0
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	3.8259+04			1.8904+04		
BTU/LB	44.7374			-108.9082		
BTU/HR	2.4263+07			7.8828+06		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	113.3108			-20.105		
BTU/LB-R	0.1325			-0.1158		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	7.0147-02			0.2893		
LB/CUFT	59.9893			50.2275		
AVG MW	855.1888	862	0.7901624	173.5733	174	0.2452298
APISTD	6.9777	6.9	1.1260869	40.5287	40.2	0.8176616

GRAFICA 3. COMPARACIÓN DE LAS CURVAS DE DESTILACIÓN PARA LA PLANTA ATMOSFÉRICA "MA" Y "MB"

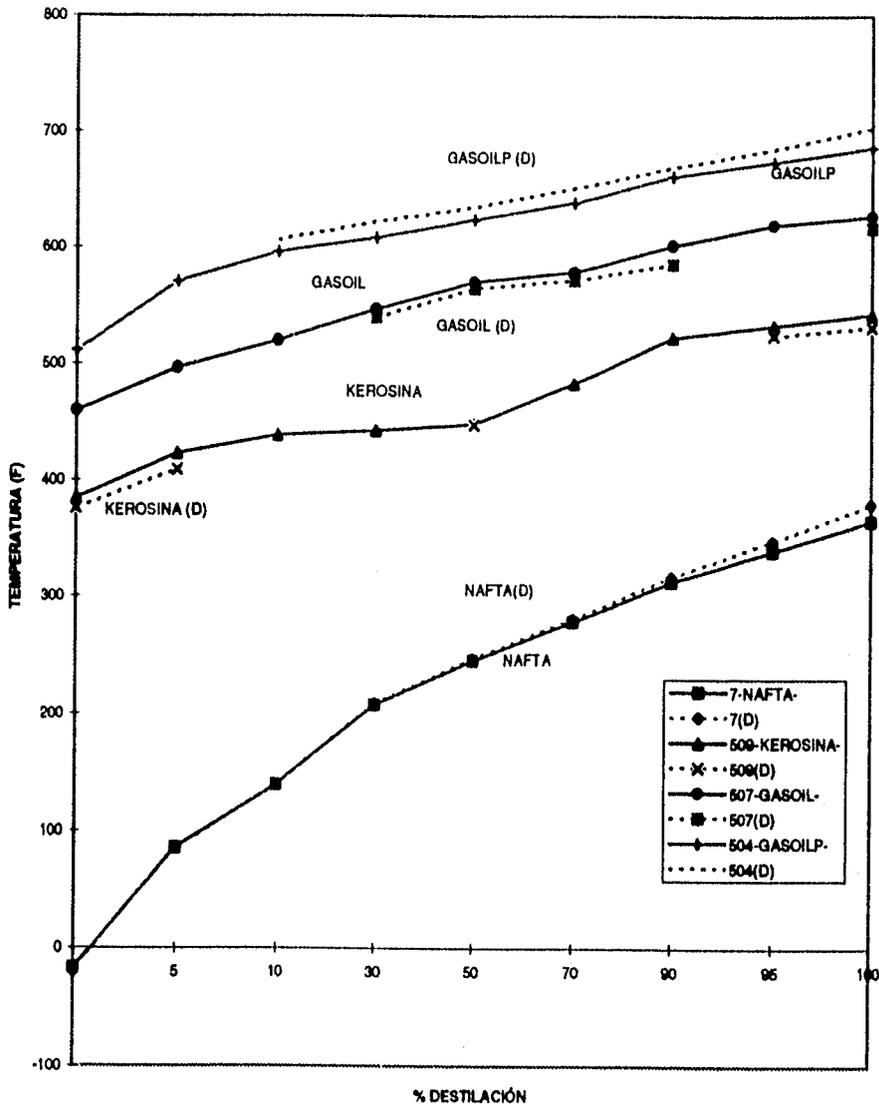


TABLA 3. COMPARACIÓN DE RESULTADOS DE SIMULACIÓN VS. DATOS DE DISEÑO PARA LA PLANTA DE DESTILACIÓN COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA.

STREAM ID	1	1(D)	%ERROR	2	2(D)	%ERROR
FROM :	----			BA-D-2		
TO :	BA-E-1			PUMP-1		
PHASE:	LIQUID			LIQUID		
COMPONENTS:						
LBMOL/HR						
METANO	1.7	1.7	0	2.5373E-02	0	0.001465
ETANO	5.6	5.6	0	0.2255	0.3	0.004303
PROPANO	22.4	22.4	0	1.5464	2.1	0.031975
N-BUTANO	54.9	54.9	0	7.1039	9.8	0.155726
AGUA	202	202	0	1.5230E-02	0	0.000879
PC185F	181.2145			69.5819		
PC269F	259.6822			158.0925		
PC357F	278.5031			228.5477		
PC397F	94.2649			83.8662		
PC453F	78.3217			74.129		
PC508F	70.4133			68.7035		
PC489F	96.1119			93.0309		
PC544F	79.6265			78.5112		
PC584F	74.6932			74.1522		
PC623F	83.0757			82.7644		
PC662F	59.1019			58.9912		
PC721F	52.3904			52.3576		
PC699F	56.5782			56.5269		
PC779F	82.4217			82.406		
PC1359F	407			407		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	2240	2240	0	1677.578	1731.3	3.102974
LB/HR	6.9364E+05	6.94E+06	0.051873	6.5495E+05	661405	0.975952
BBL/DAY	5.2274+04			5.3286+04		
STATE VARIABLES:						
TEMP F	80	80	0	354	354	0
PRES PSI	22.7	22.7	0	22.7	22.7	0
VFRAC	0	0	0	0	0	0
LFRAC	1			1		
SFRAC	0			0		
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	0.8207			2.4934+04		
BTU/LB	-102.6713			63.8654		
BTU/HR	-0.1216			4.1829+07		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	-13.5685			60.1363		
BTU/LB-R	-6.3818			0.154		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	0.1831			0.1345		
LB/CUFT	56.7201			52.5397		
AVG MW	309.6587	309.6587	0	390.4125	382	2.202225
APISTD	21.1796	21.1796	0	18.8961	18.9	0.020634
VLSTDMX BBL/DAY	5.1084+04			4.7763E+04	48230	0.968277

STREAM ID	3	3 (D)	%ERROR	4	4(D)	%ERROR
FROM :	BA-D-2			BA-F-1		
TO :	TORRE1			TORRE1		
PHASE:	VAPOR			MIXED		
COMPONENTS:						
LBMOL/HR						
METANO	1.6746	1.7	0.004991	2.5373-02		
ETANO	5.3745	5.3	0.014639	0.2255		
PROPANO	20.8536	20.3	0.108783	1.5464		
N-BUTANO	47.796	45.1	0.529770	7.1039		
AGUA	201.9847	216.3	2.812988	1.5230-02		
PC185F	111.6326			69.5819		
PC269F	101.5896			158.0925		
PC357F	49.9554			228.5477		
PC397F	10.3987			83.8662		
PC453F	4.1926			74.129		
PC508F	1.7098			68.7035		
PC489F	3.0809			93.0309		
PC544F	1.1153			78.5112		
PC584F	0.541			74.1522		
PC623F	0.3113			82.7644		
PC662F	0.1106			58.9912		
PC721F	3.2820-02			52.3576		
PC699F	5.1307-02			56.5269		
PC779F	1.5736-02			82.406		
PC1359F	2.4342-07			407		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	582.4217	508.9	10.51713	1677.578	1731.3	3.102974
LB/HR	3.8688E+04	34725.1	11.41220	6.5495E+05	661405	0.975952
BBL/DAY	9.0540+05			2.4185+06		
STATE VARIABLES:						
TEMP F	354	354	0	798	790	1.012658
PRES PSI	22.7	22.7	0	26.7	26.7	0
VFRAC	1	1	0	0.75	0.75	0
LFRAC	0			0.25	0.25	0
SFRAC	0			0		
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	0.4443			1.4193+05		
BTU/LB	-516.8999			363.5258		
BTU/HR	5.0002			2.3809+08		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	1.3374			170.0166		
BTU/LB-R	1.9443-02			0.4354		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	2.6553-03			2.9851-03		
LB/CUFT	0.1826			1.1576		
AVG MW	68.7884	68.3	0.715080	390.4125	381.9	2.228986
CPMX				264.6417		
APISTD	63.8507	63	1.350317	18.8961		
VLSTDMX BBL/D				4.7763+04		

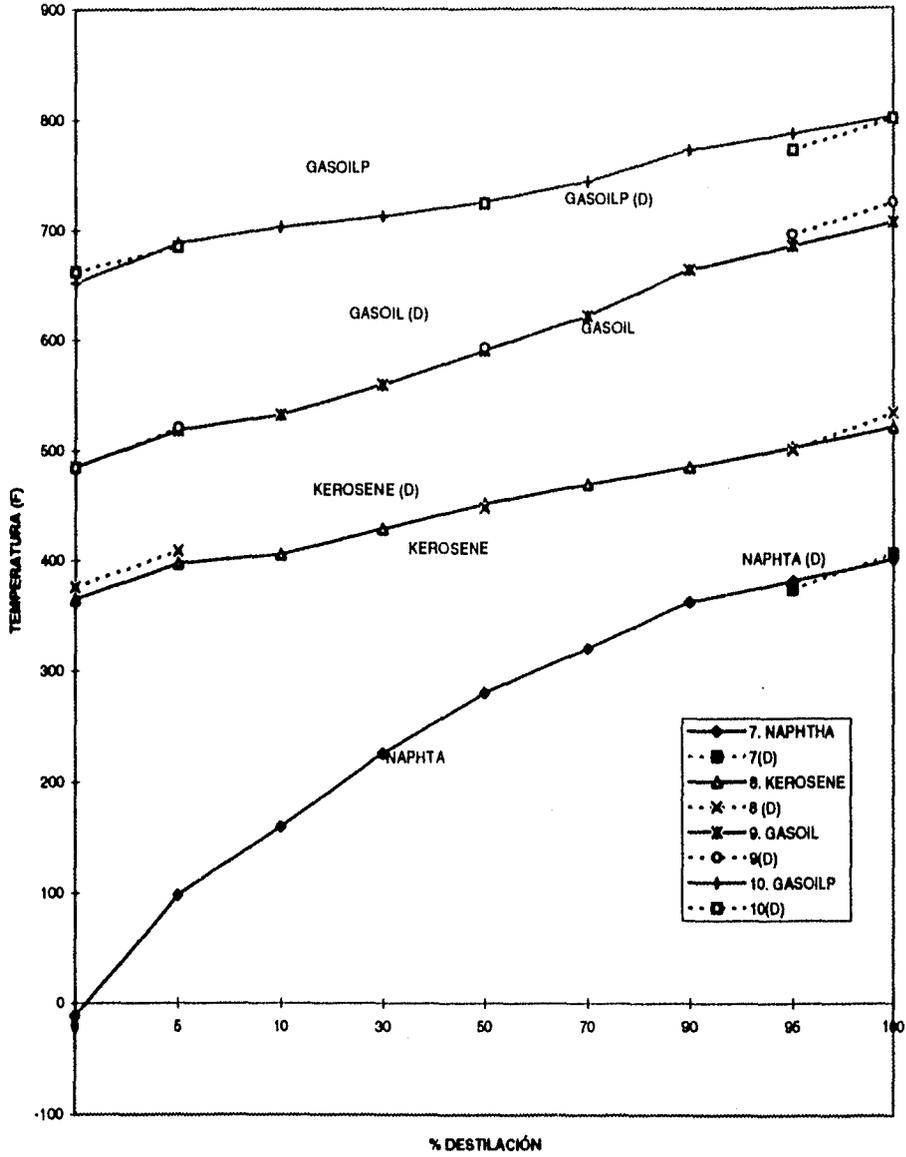
STREAM ID	7	7(D)	%ERROR	8: KEROSEN	8(D)	%ERROR
FROM :	TORRE1			TORRE1		
TO :	----			----		
PHASE:	MIXED			LIQUID		
COMPONENTS:						
LBMOL/HR						
METANO	1.7	1.7		9.1383-13		
ETANO	5.6	5.6		4.6672-10		
PROPANO	22.4	22.4		2.7795-08		
N-BUTANO	54.8999	54.9		2.7586-06		
AGUA	1.1009	0		2.0561		
PC185F	181.1966			1.6942-02		
PC269F	258.5885			1.0612		
PC357F	254.1482			23.2671		
PC397F	22.9215			69.7457		
PC453F	1.9086-03			69.5473		
PC508F	2.5188-08			20.0727		
PC489F	2.0522-06			53.5296		
PC544F	3.4219-12			2.5605		
PC584F	5.7473-17			0.1333		
PC623F	1.3098-21			8.7791-03		
PC662F	1.2053-26			3.4201-04		
PC721F	0			1.5522-07		
PC699F	8.2386-30			3.8236-05		
PC779F	0			4.2605-09		
PC1359F	0			0		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	802.5577	804	0.179390	242	243	0.411522
LB/HR	8.5744E+04	85500	0.285380	4.1462E+04	42700	2.899297
BBL/DAY	3.4541+04			4047.754		
STATE VARIABLES:						
TEMP F	100	100	0	363.3668	364	0.173956
PRES PSI	14.7	14.7	0	17.92	18	0.444444
VFRAC	1.9127-02	0	0	0		
LFRAC	1	1	0	0	1	
SFRAC	0			0		
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	2.1242			-324.2387		
BTU/LB	-175.5742			-1.8924		
BTU/HR	5.4946			-3.8466		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	-23.1131			11.4658		
BTU/LB-R	-0.2163			6.6923-02		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	9.9319-02			0.2555		
LB/CUFT	10.611			43.7851		
AVG MW	106.8386	106.4	0.412218	171.3293	176	2.653806
APISTD	58.7174	59	0.478983	41.0353	40.6	1.072167
VLSTDMX	7907.336	7900	0.092872	3465.671	3570	2.922375
BBL/DAY						

STREAM ID	9	9(D)	%ERROR	10	10(D)	%ERROR
FROM :	TORRE1			TORRE1		
TO :	BA-E-1			BA-E-6		
PHASE:	LIQUID			LIQUID		
COMPONENTS:						
LBMOL/HR						
METANO	2.1231-12			1.2935-13		
ETANO	8.1441-10			4.4367-11		
PROPANO	2.3901-08			5.9481-10		
N-BUTANO	1.1226-06			1.1681-08		
AGUA	1.2578			2.6512-02		
PC185F	9.0400-04			1.9613-06		
PC269F	3.1768-02			2.7046-05		
PC357F	1.0841			3.3492-04		
PC397F	1.5938			4.6976-04		
PC453F	8.7504			2.8153-03		
PC508F	50.3099			1.9874-02		
PC489F	42.5589			1.3474-02		
PC544F	76.9735			8.7866-02		
PC584F	74.1925			0.3572		
PC623F	81.8183			1.4161		
PC662F	55.4829			3.542		
PC721F	7.2064			43.8864		
PC699F	42.3748			13.8598		
PC779F	1.5633			75.7868		
PC1359F	8.3082-32			1.4620-10		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	445	445	0	139	139	0
LB/HR	1.0868E+05	107800	0.816326	5.08E+5	53200	4.2
BBL/DAY	1.0520+04			4930.374		
STATE VARIABLES:						
TEMP F	150	150	0	150	150	0
PRES PSI	18.48	18.5	0.108108	19.04	19	0.210526
VFRAC	0	0		0	0	
LFRAC	1			1		
SFRAC	0			0		
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	2.1403+04			7.2437+04		
BTU/LB	87.638			198.6802		
BTU/HR	9.5243+06			1.0069+07		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	43.5813			103.6054		
BTU/LB-R	0.1784			0.2841		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	0.1808			0.1205		
LB/CUFT	44.1573			43.9373		
AVG MW	244.2186	242	0.916776	364.5903	382	4.557513
CPMX	126.155			210.2979		
BTU/LBMOL-R						
APISTD	31.7368	31.5	0.751746	24.5107	24.7	0.766396
VLSTDMX	8600.363	8520	0.943231	3833.721	4030	4.870426

BBL/DAY						
STREAM ID	(12+15)RED -CRU	RED-CRUD	%ERROR	13. PD	13 (D)	%ERROR
FROM :	TORRE1			BA-E-11		
TO :			TORRE1		
PHASE:	LIQUID			LIQUID		
COMPONENTS:						
LBMOL/HR						
METANO	1.9108-11			1.7525-03		
ETANO	2.4553-09			1.5225-02		
PROPANO	1.6904-08			9.5924-02		
N-BUTANO	1.4151-07			0.4578		
AGUA	4.9187-02			1.9657		
PC185F	5.1539-06			5.7681		
PC289F	3.5797-05			19.9305		
PC357F	1.9593-04			76.2308		
PC397F	1.5214-04			108.0049		
PC453F	3.7547-04			263.9441		
PC508F	1.1848-03			216.4948		
PC489F	1.0296-03			406.2473		
PC544F	3.3170-03			54.8078		
PC584F	9.4760-03			6.0802		
PC623F	3.2643-02			0.8081		
PC662F	7.6829-02			6.3324-02		
PC721F	1.308			1.1871-04		
PC699F	0.3305			1.1093-02		
PC779F	5.0745			5.1774-06		
PC1359F	407			0		
TOTAL FLOW:						
LBMOL/HR	413.8874	407	1.692235	1160.927	1162	0.092280
LB/HR	4.0351E+05	399800	0.927963	2.1214E+04	24176	12.25181
BBL/DAY	3.3771+04			1.9338+04		
STATE						
VARIABLES:						
TEMP F	760	740	2.702702	145	145	0
PRES PSI	23.7	23.7	0	19.1444	19	0.76
VFRAC	0	0		0	0	
LFRAC	1	1	0	1	1	1
SFRAC	0			0		
ENTHALPY:						
BTU/LBMOL	3.2475+05			-6261.244		
BTU/LB	333.1083			-34.3736		
BTU/HR	1.3441+08			-1.2921		
ENTROPY:						
BTU/LBMOL-R	400.2341			4.3572		
BTU/LB-R	0.4105			2.3845-02		
DENSITY:						
LBMOL/CUFT	5.2388-02			0.2566		
LB/CUFT	51.0741			46.8917		
AVG MW	974.9218	985	1.01	182.7341	208	12.14706
CPMX	657.6419			61.8882		
APISTD	7.9047	7.6	1.28	39.2693	35	12.198
VLSTDMX	2.7276+04	26980	1.097	1.7564E+04	19520	10.02049

BBL/DAY					
STREAM ID	14'PF0	14 (D)	%ERROR		
FROM :	TORRE1				
TO :	BA-E-13				
PHASE:	LIQUID				
COMPONENTS:					
LBMOL/HR					
METANO	1.5107-03				
ETANO	1.2676-02				
PROPANO	6.7688-02				
N-BUTANO	0.2675				
AGUA	8.5395-02				
PC185F	2.1943				
PC269F	5.2359				
PC357F	10.6828				
PC397F	5.2767				
PC453F	7.9277				
PC508F	16.9077				
PC489F	16.6958				
PC544F	34.3314				
PC584F	61.3391				
PC623F	130.8357				
PC662F	179.8757				
PC721F	109.2746				
PC699F	253.4775				
PC779F	39.2097				
PC1359F	5.0676-28				
TOTAL FLOW:					
LBMOL/HR	873.8999	873.7	1.14456E		
LB/HR	2.5502E+05	257730	1.051487		
BBL/DAY	2.5776+04				
STATE VARIABLES:					
TEMP F	570	570	0		
PRES PSI	19.8111	20	0.9445		
VFRAC	0				
LFRAC	1				
SFRAC	0				
ENTHALPY:					
BTU/LBMOL	4.9800+04				
BTU/LB	170.6174				
BTU/HR	4.3510+07				
ENTROPY:					
BTU/LBMOL-R	76.0873				
BTU/LB-R	0.2606				
DENSITY:					
LBMOL/CUFT	0.1448				
LB/CUFT	42.2912				
AVG MW	291.8798	295	1.057694		
CPMX	157.9051				
BTU/LBMOL-R					
APISTO	28.3895	28.8	5.930970		
VLSTDMX BBL/D	1.9771E+04	19790	0.096008		

GRAFICA 4. COMPARACIÓN DE LAS CURVAS DE DESTILACIÓN PARA LA PLANTA COMBINADA "BA"



7. ANÁLISIS DE RESULTADOS.

7.1. PLANTA PRIMARIA "MA".

La comparación de resultados de la simulación vs. los datos de diseño se presentan en la tabla 4 del capítulo anterior. Como se puede observar en esa tabla el porcentaje de error es generalmente menor al 2% en todas las corrientes intermedias, mientras que en las corrientes de productos es menor al 1%. Por lo tanto, los resultados de la simulación los podemos considerar como satisfactorios.

El error en el flujo de la corriente 9, entrada a la torre atmosférica MA-T, (3.7%) se debe principalmente a que en las despuntadoras se está alimentando una cantidad mayor de reflujo, esto para obtener las temperaturas de operación en el domo y fondo de tales torres y para obtener las especificaciones adecuadas en la corriente de nafta. Debido a esto el flujo en el domo de las torres se disminuye y en el fondo, por consiguiente, se incrementa. Este incremento no es importante debido a que la torre atmosférica tiene la capacidad para procesar tal aumento de flujo. Además se tuvo que incrementar la temperatura de esta corriente para obtener la especificación del producto de crudo reducido. Este incremento nos ocasiona un error del 5.47% en la

ANÁLISIS DE RESULTADOS

temperatura, con lo cual el porcentaje de vaporización también va a diferir del de diseño. Estos cambios en el flujo y condiciones de operación no son importantes debido a la flexibilidad del sistema y a que se obtienen las especificaciones de diseño en las corrientes de productos.

El error en el flujo de la corriente 5A (15.6%) se debe a que esta corriente es el reflujo a las despuntadoras, el cual se incrementó para obtener las condiciones de operación de esas torres, por lo cual este error aunque considerable no es importante porque nos permite obtener las especificaciones de los productos y condiciones de operación de los equipos.

El error en el flujo molar de la corriente 10A, entrada al separador 1, es pequeño (1.08%) mientras que en volumen es apenas del 0.325%. Por lo que respecta a los °API y peso molecular el error también es pequeño (0.79 y 1.1%).

El error en el flujo de la corriente 31 (3.6%) se debe a las razones anteriormente expuestas para la corriente 9, ya que la corriente 31 es la corriente de fondos de las despuntadoras. Por lo que respecta a las condiciones de operación el error es menor al 1% mientras que en el peso molecular y °API es alrededor del 2.5%.

La corriente 8 generalmente no cuenta con flujo, sin embargo, en la simulación se obtienen trazas de ligeros tales como metano, etano y propano, los cuales se mandan a los quemadores. La cantidad de ligeros en esa corriente es de 7 BSPD.

El error en el flujo de la corriente 4A (11.2%) se debe a que esa corriente es la salida de domo de las despuntadoras, a las cuales se les incrementó el reflujo, razón por la cual el flujo de tal corriente es menor al de diseño. Este

error al igual que el de peso molecular (6%) no es importante debido a que esa corriente nos ayuda a conservar las condiciones de operación de las despuntadoras y a obtener las características del producto nafta.

Los errores para las corrientes CUT, 1, 10A y 1C, que no son productos, están abajo del 1.5% tanto en el flujo, condiciones de operación como °API y peso molecular.

Los errores para las corrientes de productos tales como nafta, gasóleo ligero, gasóleo pesado, crudo reducido y kerosina deben de estar abajo del 1% tanto en flujo como °API y peso molecular. Lo anterior se cumple para la corriente de gasóleo pesado, kerosina, residuo (excepción en el peso molecular con un 1.12% de error) y nafta (excepción en el flujo másico con un 1.6% de error), mientras que en la corriente de gasóleo pesado se tiene un error en el flujo másico y peso molecular del 2% y en los °API del 1.6%. Estos errores son pequeños y pueden deberse a que la torre se simuló con etapas ideales, además de que el flujo de vapor alimentado a cada agotador y a la torre fraccionadora no se varío.

Los errores promedio de los productos en sus curvas de destilación ASTM86 son también pequeños. Para la nafta el 1.2%, kerosina 1.9%, gasóleo ligero 2.0% y gasóleo pesado 2.2%. El residuo atmosférico no pudo compararse debido a que su curva de destilación, ASTM1160, no fue proporcionada. Los errores mayores se observan al 5% (3.4%) del destilado de la kerosina. Estos errores pueden deberse a la consideración de idealidad en las etapas de la torre fraccionadora. Además hay que tomar en cuenta que tales curvas de destilación son muy sensibles a pequeñas variaciones en la composición y que la información proporcionada para tales curvas no estaba completa. De esta forma puede existir un pequeño error en la extrapolación realizada por ASPEN

para obtener los puntos de las curvas de destilación. Por lo anterior podemos considerar que los resultados obtenidos son satisfactorios.

7.2. PLANTA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA.

La comparación de resultados de la simulación vs. los datos de diseño se presentan en la tabla 5. Como se puede observar en esa tabla el porcentaje de error es generalmente menor al 2% en todas las corrientes intermedias, mientras que en las corrientes de los productos es menor al 1%. Por lo tanto, los resultados de la simulación los podemos considerar como satisfactorios.

El error en el flujo másico de la corriente PD (12.25%) y de la corriente PFO (1.0%) se debe a que el peso molecular obtenido en la simulación es menor al de diseño. No obstante, estas discrepancias en el peso molecular y °API no son importantes en el funcionamiento de la torre fraccionadora ya que precisamente estas corrientes, pertenecientes a la bomba de calor del domo y fondo, existen para balancear la torre y para obtener las especificaciones deseadas de los productos. Además se observó que un cambio del 20% en el flujo de estas bombas de calor no afecta significativamente el funcionamiento de la torre atmosférica ni a las especificaciones de los productos.

Los errores para las corrientes 2, 3 y 4, que no son productos, están abajo del 1.5% tanto en condiciones de operación como en °API y peso molecular. Sin embargo, el flujo molar de la corriente 2 y 4 tiene un error del 3.1% mientras que en la corriente 3 se observa un error del 11.4% en el flujo molar, los cuales no son significativos ya que estas corrientes entran a la torre atmosférica, BA-T, la cual funciona adecuadamente con estos flujos.

Los errores para las corrientes de productos tales como la 7, 8, 9, 10 y RED-CRUD (nafta, kerosina, gasóleo ligero, gasóleo pesado y crudo reducido

respectivamente) deben de estar abajo del 1% tanto en flujo como °API y peso molecular. Lo anterior se cumple para la corriente 7, 9 y RED-CRUD (excepción en el flujo molar 1.69% y °API 1.28%), mientras que en la corriente 10 se tiene error en el flujo másico del 4.2% y en el peso molecular del 4.5% y en la corriente 8 uno del 2.89% en el flujo másico y otro del 2.65% en el peso molecular. Estos errores son pequeños y pueden deberse a que la torre se simuló con etapas ideales.

Por lo que respecta al error promedio de los productos, en sus curvas de destilación ASTM86, es también pequeño. Para la corriente 7 el 0.15%, para la 8 el 1.83%, para la 9 el 0.98% y para la 10 el 0.86%. El residuo atmosférico no pudo compararse debido a que su curva de destilación, ASTM1160, no fue proporcionada. El error mayor se observa al 0% (2.96%) de la corriente 8. Estos errores pueden deberse a la consideración de idealidad en las etapas de la torre fraccionadora. Además hay que tomar en cuenta que tales curvas de destilación son muy sensibles a pequeñas variaciones en la composición y que la información proporcionada para la curva de la corriente 7 (nafta) no estaba completa . De esta forma puede existir un pequeño error en la extrapolación realizada por ASPEN para obtener los puntos de las curvas. Por lo anterior podemos considerar que los resultados obtenidos son satisfactorios.

**8. INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE
INTERCAMBIO DE CALOR DE LA PLANTA DE
DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD
MADERO.**

Desde la crisis energética de 1970 se ha puesto especial atención a un mejor diseño del proceso. Un área enfocada a lo anterior es la integración térmica de procesos, en la cual la tecnología del pinch ha demostrado ser un buen método.

Existen tres metodologías para la integración térmica de procesos:

- **INSPECCIÓN:** Examinar la planta y seleccionar un proyecto intuitivamente. En este método siempre prevalece la duda de si existirá un diseño mejor.
- **INVESTIGACIÓN COMPUTACIONAL:** Esta consiste en generar una gran cantidad de alternativas, sin embargo consume mucho tiempo y no necesariamente genera una buena solución.
- **TECNOLOGÍA DEL PINCH.** Incorpora principios del diseño de procesos. La experiencia del diseñador es crucial para obtener un buen resultado.

8.1. MÉTODO DEL PINCH.

Este método fue desarrollado por Linnhoff y Hindmarsh en 1983, y plantea la división del problema en dos subproblemas, arriba y abajo del pinch.

El significado profundo del pinch es que divide el sistema en dos subsistemas separados termodinámicamente, cada uno de los cuales está en balance de entalpía con su respectivo servicio. Arriba del pinch, solamente el servicio de calentamiento es requerido. Abajo del pinch solamente se requiere enfriamiento. Los diseños generados bajo esta metodología deben de seguir tres reglas básicas para garantizar la utilización eficiente de energía:

- No utilización de servicios de enfriamiento arriba del pinch.
- No utilización de servicios de calentamiento abajo del pinch.
- Ningún cruzamiento en el intercambio de calor a través del pinch.

El siguiente punto importante es la obtención de la mínima área necesaria para la utilización eficiente de la energía. Dos modelos han sido utilizados para la obtención de tal área:

A) MODELO DE HOHMANN PARA EL ÁREA MÍNIMA: Este modelo asume que el coeficiente de transferencia de calor U es constante para todos los intercambiadores y nos indica que entre mejor uso se haga de la distribución de las temperaturas entre los intercambiadores menor será su área requerida. Lo anterior se logra intercambiando las corrientes de forma tal que la diferencia de temperaturas entre ellas sea la mayor posible en la gráfica de temperatura vs. entalpía.

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

B) MÉTODO ALTERNATIVO PARA EL ÁREA MÍNIMA: Este método nos señala que si realizamos los intercambios de calor verticalmente entre las curvas compuestas el diseño obtenido utiliza la mínima cantidad de área. Para coeficientes de transferencia de calor no uniformes, este procedimiento es una simplificación. Sin embargo, una aproximación numérica que aplica a situaciones reales ha sido desarrollada:

$$A_{\text{req}} = \sum_i^{n \text{ intervalos}} 1 / \Delta T_{\text{Lm}} \left(\sum_j^{n \text{ corrientes}} (q_j / h_j) \right)_i \quad 3.$$

donde en el intervalo i , hay j corrientes con su carga individual de calor, q_j , y su respectivo coeficiente de película, h_j .

Sin embargo, aun realizando el procedimiento anterior se ha encontrado que el área utilizada no es necesariamente la mínima. Esto puede deberse a:

a) Resistencia a la transferencia de calor: Valores bajos de h significan la necesidad de una mayor cantidad de área.

b) Diferencias entre los coeficientes: El área global puede ser obtenida al incrementar la diferencia de temperaturas de las corrientes con valores bajos de h .

c) Aislamiento de los valores bajos de h : Debido a las resistencias en el intercambio de calor en la operación en paralelo, el área global más baja puede ser obtenida si las corrientes con valores bajos de h son intercambiadas unas con otras.

La ecuación 3 toma en cuenta el efecto a) pero no el b) ni el c).

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA
PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

Las redes que cumplen tanto con la mínima cantidad de servicios como la de mínima área resultan generalmente demasiado complejas y con una gran cantidad de divisiones en las corrientes y número de equipos. En la aplicación de este método a un caso real, lo que se hace es un pequeño sacrificio del área para obtener redes cuya estructura no sea tan compleja.

Para realizar lo anterior existen tres técnicas, las cuales serán descritas en orden creciente de sofisticación. Cuando una de ellas no funciona se utiliza la siguiente y así sucesivamente.

- **REGLA DE LOS CP:** El método del diseño del pinch requiere que los $CP_{EN} \leq CP_{OUT}$. Esta regla asegura que los perfiles de temperatura en los intercambiadores situados en el pinch divergan lejos del mismo pinch. Esta regla también asegura que los coeficientes individuales de los intercambiadores sigan el perfil de temperatura de las curvas compuestas. De hecho, si los intercambios tienen idénticas razones de CP, los intercambios tendrán la misma transferencia de calor vertical. Lo anterior puede ser expresado más precisamente como:

$$(CP_H/CP_C)_{\text{Intercambio 1}} \equiv (CP_H/CP_C)_{\text{Intercambio 2}} \equiv \dots \equiv (CP_H/CP_C)_{\text{Intercambio n}}$$

- **GRAFICA DEL POTENCIAL DE TEMPERATURAS:** El área utilizada está basada en las diferencias de temperatura vertical entre las curvas compuestas. Idealmente se necesita medir las diferencias de temperatura de los intercambios individuales contra las curvas compuestas. Una forma simple de expresar lo anterior es dibujar la diferencia de temperatura vertical ΔT con la temperatura compuesta fría o caliente. Equivalentemente, $\Delta T = f(T_H)$ o $T_H = f(T_C)$. El diagrama con tales temperaturas es llamado la gráfica del potencial de temperaturas.

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA
PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

La Curva del potencial de temperaturas provee una rápida y fácil guía en el diseño de redes con requerimientos de área cercanos al mínimo. Sin embargo es solamente una guía y no proporciona suficiente información.

c) ANÁLISIS DEL PROBLEMA REMANENTE: Este análisis se basa en considerar que a la red existente se le va a quitar un intercambiador a la vez, y sin este intercambiador se calcula el área mínima requerida de la red (A_{tr}) y el mínimo acercamiento de la temperatura remanente (ΔT_{minr}) a la cual se tiene el mismo valor de requerimientos de servicios; esto se realiza para determinar la eficiencia de cada intercambiador (α_{max}).

$$\alpha_{max} \quad (i) = A / (A(i) + A_{tr}(i)) \quad 0 \leq \alpha_{max}(i) \leq 1$$

donde:

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

A_t = es el área de la red calculada con los datos base .

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

**8.2. APLICACIÓN DE LA TECNOLOGÍA DEL PINCH AL TREN DE
INTERCAMBIO DE CALOR DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN
ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO.**

El objetivo de esta planta es la destilación del crudo para obtener las siguientes fracciones: Nafta, Kerosina, Gasóleo ligero, Gasóleo pesado y Residuo atmosférico.

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA
PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

Para obtener la temperatura del crudo adecuada para el fraccionamiento se hace pasar éste a través de una serie de intercambiadores, los cuales intercambian calor con diversas corrientes de proceso, y por los hornos MA-F-1 y MA-F-2.

El objetivo en el presente capítulo es el de mejorar la red actual de intercambio de calor, por medio de la Tecnología Pinch, con el fin de disminuir la cantidad de servicios de calentamiento y enfriamiento haciendo un uso eficiente del área actual. Para realizar lo anterior se trabajó en el Programa de Integración Térmica ADVENT.

- RED DE INTERCAMBIO DE CALOR EXISTENTE.

En la planta de destilación atmosférica, el tren de precalentamiento de crudo involucra 9 intercambiadores proceso-proceso, 8 enfriadores con agua y 2 hornos para obtener las condiciones de operación requeridas. La información de estos intercambiadores se muestra en la tabla 4.

TABLA 4.

INTERCAMBIADORES DE CALOR DE LA RED ACTUAL.

Interc. No.	Nomenclatura	Servicio.
1	MA-E-2	Reflujo de la bomba de calor de domo/crudo
2	MA-E-3	Gasóleo ligero/crudo
3	MA-E-4	Gasóleo pesado/crudo
4	MA-E-511	Residuo atmosférico/crudo desalado
5	MA-E-611	Residuo atmosférico/crudo desalado
6	MA-E-711	Residuo atmosférico/crudo despuntado
7	MA-E-51	Residuo atmosférico/crudo desalado
8	MA-E-61	Residuo atmosférico/crudo desalado
9	MA-E-71	Residuo atmosférico/crudo despuntado

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

En la figura 10 se muestra la estructura de la red original incluyendo intercambiadores proceso-proceso, hornos y enfriadores.

En la figura 10 se observa que existen 10 corrientes calientes que requieren enfriamiento y 5 corrientes frías que requieren calentamiento.

Para realizar un mejor cálculo de las propiedades de las corrientes se realizó la segmentación de ellas. Los resultados de la segmentación, efectuada en ADVENT, se muestran en la Tabla 5.

TABLA 5.

SEGMENTACIÓN DE LAS CORRIENTES DE PROCESO

Corrientes				°F		MMBTU/h	BTU/h-ft ² -R
No	Nombre	Tipo	Sec	T _s	T _t	Q	h
1	4Z	cal	1	281	262.44	.197	101
			2	262.44	257.79	.915	101
			3	257.79	100	1.603	101
2	4A	cal	1	281	262.44	.197	101
			2	262.44	257.79	.915	101
			3	257.79	100	1.603	101
3	4DD	cal	1	320	275	12.279	90.1
4	10C	cal	1	681.4	505.33	30.942	92.8
			2	505.33	320	28.121	92.8
5	10B	cal	1	681.4	505.33	30.942	92.8
			2	505.33	320	28.121	92.8
6	Domotorre	cal	1	274.6	220.9	4.163	167.1
			2	220.87	216.4	11.859	167.1
			3	216.4	211.92	13.769	167.1
			4	211.92	100	9.4	167.1
7	Kerosene	cal	1	362.4	227.83	5.793	104.1
			2	227.83	100	4.819	104.1
8	Cut1	cal	1	434.4	314.17	17.698	90.4
			2	314.17	200	15.076	90.4
9	Gasóleo ligero	cal	1	471.45	432.4	.901	46.5
			2	432.4	120	9.39	46.5

**INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA
PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO**

10	Gasóleo Pesado	cal	1	524.72	358.2	4.767	82.6
			2	358.2	200	3.912	82.6
11	600	fría	1	100	210.2	38.693	55.3
12	1A	fría	1	210.2	422	43.863	323.3
13	3A1	fría	1	417.4	537.4	26.586	21.4
			2	537.53	671.8	35.682	21.4
			3	671.8	693	5.777	21.4
14	1M	fría	1	210.2	422	43.863	323.3
15	3A	fría	1	417.4	537.4	26.586	21.4
			2	537.53	671.8	35.682	21.4
			3	671.8	693	5.777	21.4

Los coeficientes de película de transferencia de calor, para cada una de las corrientes, fueron calculados rigurosamente, a partir de los datos de simulación obtenidos en ASPEN y del arreglo geométrico del equipo, por medio del simulador HEXTRAN.

Los datos de diseño de los intercambiadores se obtuvieron de sus hojas de datos. Éstos se muestran en la tabla 6.

TABLA 6.

DATOS DE DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED ORIGINAL.

Nomenclatura	No.	Área(ft ²) Existente	No. Corazas serie/paralelo	Arreglo paso coraza-tubo	(MMBTU/h) Q
MA-E-2	1	10900	2/3	1-2	25
MA-E-3	2	4720	0/2	1-2	5.26
MA-E-4	3	3630	2/0	1-2	7.42
MA-E-511	4	13080	2/3	1-8	17.4
MA-E-611	5	9440	2/2	1-4	25.55
MA-E-711	6	6172	0/1	1-2	7.45
MA-E-51	7	13080	2/3	1-8	7.42
MA-E-61	8	9440	2/2	1-4	17.4
MA-E-71	9	6172	0/1	1-2	25.55

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA
PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

De esta tabla se observa que el área total de intercambio de calor es:
76634ft².

Tamaño promedio de la coraza de cada intercambiador: 2394.8125ft²

Por medio del simulador HEXTRAN fue posible calcular rigurosamente el área de cada uno de los intercambiadores y con esto saber el exceso de área en la red existente. Esto se muestra en la tabla 7.

TABLA 7.
ÁREA EXISTENTE Y MÍNIMA REQUERIDA DE CADA INTERCAMBIADOR.

Interc . No.	Nomenclatura	Servicio.	Arrea existente	Área Calculada
1	MA-E-2	Reflujo del pomparound de domo/crudo	10900	9250
2	MA-E-3	Gasóleo ligero/crudo	4720	4038
3	MA-E-4	Gasóleo pesado/crudo	3630	3399
4	MA-E-511	Residuo atmosférico/crudo desalado	13080	11347
5	MA-E-611	Residuo atmosférico/crudo desalado	9440	7920
6	MA-E-711	Residuo atmosférico/crudo despuntado	6172	5686
7	MA-E-51	Residuo atmosférico/crudo desalado	13080	11347
8	MA-E-61	Residuo atmosférico/crudo desalado	9440	7920
9	MA-E-71	Residuo atmosférico/crudo despuntado	6172	5686

Área total requerida (Calculada):66593ft²

Área total disponible (Existente): 76634ft²

Área en exceso: 10041ft²

Tamaño de coraza de cada intercambiador: 2394.8125ft²

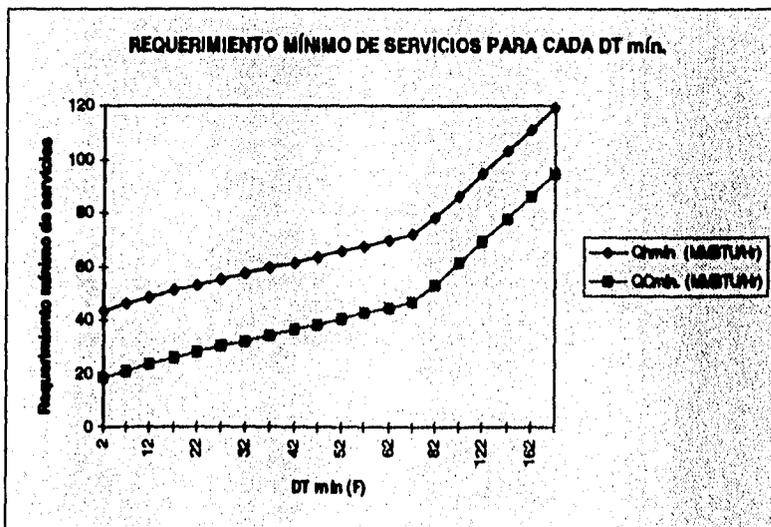
INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

- ANÁLISIS PREVIO:

En el análisis previo se realizó lo siguiente:

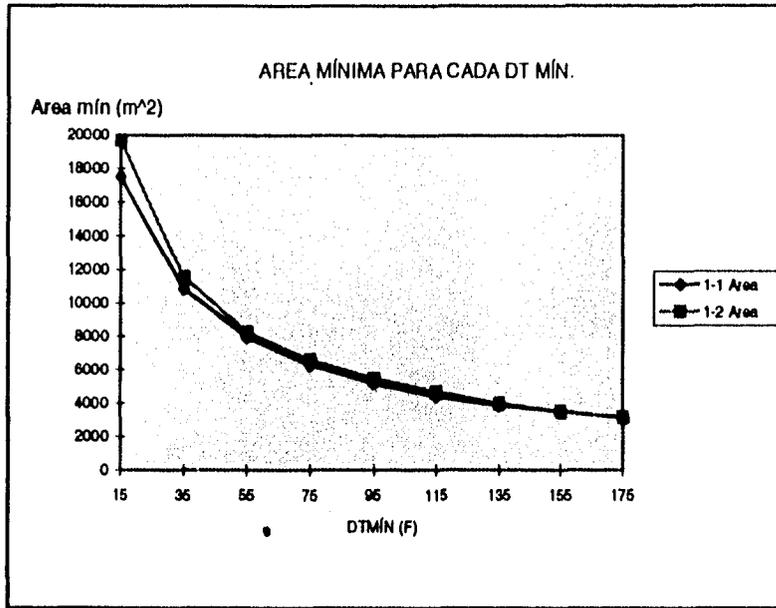
A) Cálculo del mínimo requerimiento de servicios de calentamiento y enfriamiento para diferentes ΔT_{\min} , así como el área mínima requerida para llevar a cabo los intercambios de calor en la red. Esto se muestra en las gráficas 5 y 6.

GRÁFICA 5. REQUERIMIENTO MÍNIMO DE SERVICIOS



INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

GRÁFICA 6. ÁREA MÍNIMA.



En la gráfica 5 se observan los costos de energía y área para cada $\Delta T_{mín}$.

En la gráfica 6 se observan 2 área mínimas; el área 1-1 es el área que existiría si se utilizaran solamente intercambiadores de 1 paso por la coraza y 1 por los tubos y el área 1-2 es el área que existiría si se ocuparan intercambiadores de 1 paso por la coraza y 2 por los tubos los cuales son más comunes.

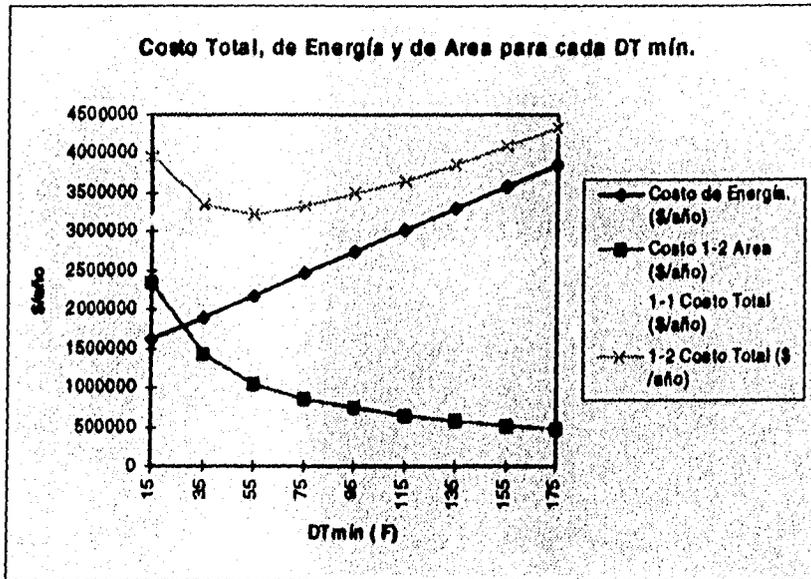
De los datos de simulación se obtiene que la red existente requiere de:

Servicios de Calentamiento = 110.368 MMBTU/h.

Enfriamiento = 80.5702 MMBTU/Hr.

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA
PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

GRÁFICA 7. COSTO TOTAL, DE ENERGÍA Y ÁREA.



B) Se calculó el valor de la eficiencia del área existente con respecto a la requerida a partir de la construcción de la gráfica 8, la cual relaciona el área mínima de la red con la mínima energía requerida de calentamiento. En esta gráfica se observa que la eficiencia del área existente es baja y por lo tanto, puede ser mejorada.

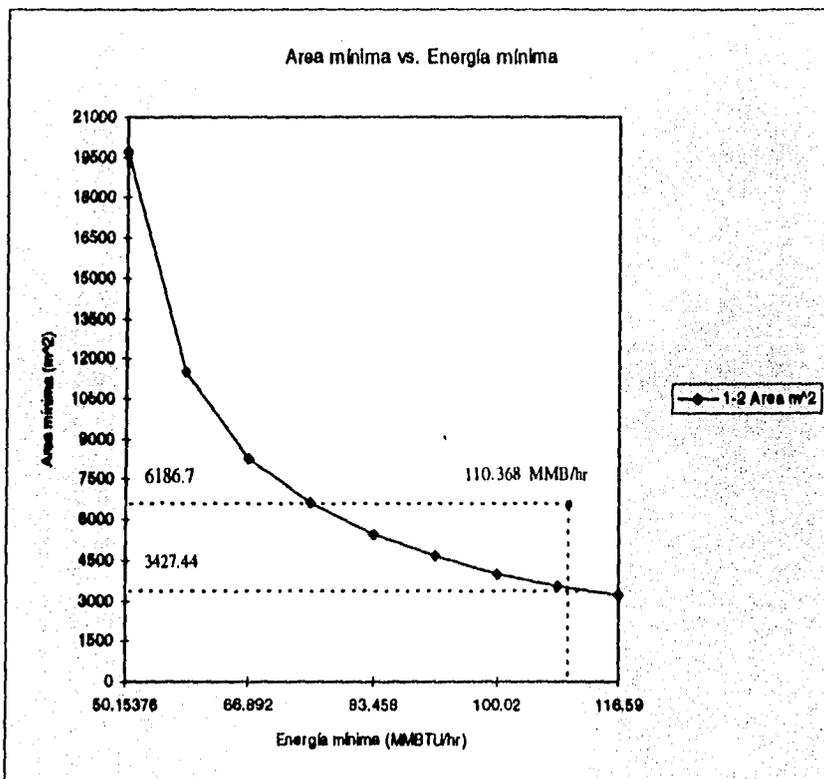
De la gráfica 8 se tiene que:

Área calculada = 3427.44m².

Eficiencia de Área $\alpha = 3427.44 / 6186.7 = 0.554$

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

GRÁFICA 8. ÁREA MÍNIMA VS. ENERGÍA.



C) En este punto se procedió a evaluar dos casos, los cuales involucran el costo de la inversión contra el ahorro de energía (capital ahorrado) :

1. Caso optimista: Se emplea totalmente el área existente en la red original y

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

2. Caso pesimista: No se emplea ninguno de los equipos existentes en la red original.

Lo anterior se realiza, evaluando para cada delta de temperatura (ΔT) el ahorro de energía (ΔE) que se tendría al incrementar el área empleada (ΔA).

Los costos considerados para el cálculo de ahorro de energía e inversión en área son:

Costo de servicios de calentamiento = 3.69270 \$/MMBTU/h.

Costo de servicios de enfriamiento = 0.31652 \$/MMBTU/h.

Costo de los intercambiadores = $19600 + 1008 (A)^{0.81}$ dólares

donde A está en metros cuadrados.

En las tablas 8 y 9 se muestran los casos optimista y pesimista. En tales tablas se evalúa el tiempo de retorno de la inversión para cada ΔT mín, así como el incremento de área y el ahorro de energía.

TABLA 8. CASO OPTIMISTA.

ΔT mín. (°F)	AHORRO		ΔA (m ²)	Inversión (Dólares)	Tiempo de retorno (años).
	ΔE (MMBTU/h)	Dólares			
15	60.21424	2028200	12562	1976663.1	0.974589
25	55.90015	1882913	7232.1	1230035.1	0.653261
35	51.75865	1743438	4416.2	798879.1	0.458220
40	49.68789	1673700	3350.5	625069.1	0.373465
45	47.61714	1603963	2437.5	475752.1	0.296610
50	45.54644	1534225	1753.2	347593.1	0.226559
55	43.47564	1464488	1137.3	233709.1	0.159584
60	41.40489	1394750	611.22	28890.9	0.020714

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA
PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

TABLA 9. CASO PESIMISTA.

ΔT mín. (°F)	AHORRO		ΔA (m ²)	Inversión (Dólares)	Tiempo de retorno (años).
	ΔE (MMBTU/h)	Dólares			
15	60.21424	2028200	19680	3050923.8	1.5042
25	55.90015	1882913	14350	2366692.4	1.25693
35	51.75865	1743438	10469	1986095.5	1.13918
40	49.68789	1673700	9592	1837594.2	1.09792
45	47.61714	1603963	8872	1713204.9	1.06811
50	45.54644	1534225	8256	1609445.1	1.04903
55	43.47564	1464488	7730	1519510.3	1.03757
60	41.40489	1394750	6691	1441540.4	1.03355

8.3. REDISEÑO DE LA RED.

Generalmente las redes de intercambio de calor se rediseñan en base a un tiempo de retorno que se considere adecuado o en base al dinero que se quiera o se tenga para invertir.

Quando se diseñan redes nuevas el ΔT mín. se selecciona en base a aquella ΔT mín. cuyo costo total sea el menor y no en base a un tiempo de retorno de inversión.

En el presente trabajo se construyeron dos redes a las siguientes ΔT mín.

1. 15°F. Esta representa el mayor ahorro de energía.
2. 35°F. Representa la red cuyo costo en unidades es el menor teniendo un tiempo de retorno de la inversión de 0.46 años.

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA
PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

Lo anterior nos está indicando que la red 2 aparte de que cumplirá con un tiempo de retorno de la inversión aceptable cumplirá con el costo mínimo en unidades .

En las figuras 11 y 12 se presentan las redes construidas a un DT de 15 y 35°F respectivamente. Estas redes cumplen con los mínimos requerimientos de servicios de calentamiento y enfriamiento para cada DT_{mín} además de emplear el área mínima necesaria para llevar a cabo los intercambios de calor (ADVENT calcula el área y los requerimientos de energía mínimos necesarios para el proceso). Las redes construidas emplean también los intercambiadores de calor existentes de la red original, además de utilizar el área mínima necesaria para realizar los intercambios de calor.

Al obtener el diseño, presentado en tales figuras, se tuvo que incrementar en gran medida el número de intercambiadores. Para disminuir el número de intercambiadores en la red se utiliza la técnica de **evolución** a fin de obtener un esquema de red lo más parecido posible a la red original. En la evolución se utilizan los "ciclos" y "rutas", los cuales nos van a permitir la disminución de unidades redistribuyendo el área existente. Las redes propuestas evolucionadas se presentan en las figuras 13 y 14. Estas redes, como las anteriores, cumplen con el mínimo requerimiento de servicios de calentamiento y enfriamiento haciendo un uso eficiente del área y empleando los intercambiadores de calor existentes de la red original.

- PROPUESTA 1. RED EVOLUCIONADA CON UN DT= 15°F.

Al hacer la evolución de la red con un DT_{mín} =15°F se obtuvo una red que necesita 5 intercambiadores nuevos y la cual ocupa los intercambiadores de la red original. Estos intercambiadores han sido relocalizados en la nueva red.

**INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA
PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO**

La red evolucionada tiene las siguientes características:

Área Total de la nueva red propuesta = 19954m².

Servicios de calentamiento= 52.3997 MMBTU/h.

Servicios de enfriamiento = 27.2849 MMBTU/h.

El diseño de la red original ocupa un área de 7119.5 m² con un consumo de servicios de:

Calentamiento = 110.368 MMBTU /h.

Enfriamiento = 80.5702 MMBTU/h.

Lo que hace falta saber es cuánta área de la existente, se puede aprovechar para los intercambiadores propuestos. En la tabla 10 se muestra para cada intercambiador el área existente, área necesaria en la red propuesta evolucionada y el área sobrante o faltante.

TABLA 10.
ÁREA NECESARIA EN LA RED EVOLUCIONADA.

Interc. No.	Área (m ²)			
	Necesaria	Actual	Falta	Sobra
1	8456.58		8456.58	
2	4590.62		4590.62	
3	406.22	438.5		32.28
4	483.79		483.79	
5	263.92	108.7	155.22	
6	1534.522	1215.17	319.352	
7	545.92	887		341.08
8	19.51		19.51	
9	302.28		302.28	
10	1088.98	1012.6	76.38	
11	348.94	337.24	11.7	
12	604.04	887		282.96
13	61.24	108.7		47.46
14	1248.04	1215.17	32.87	
Total	19954.6	6210.08	14448.3	703.78

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA
PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

De los datos anteriores tenemos que el ahorro de energía en esta red es de:

Servicios de calentamiento= 57.9683 MMBTU/h.

Servicios de enfriamiento= 53.2853 MMBTU/h.

Con lo que existiría un ahorro de 2020133.829 US\$/año.

El incremento de área para esta nueva red es de 14448.3m². Esto nos lleva a tener una inversión de 2379600.528 US\$/año.

El tiempo de retorno de la inversión sería de 1.178 años. Por lo anterior la red propuesta resulta atractiva.

- PROPUESTA 2. RED EVOLUCIONADA CON UN DT= 35° F.

Al hacer la evolución de la red con un DT_{mín} =35°F se obtuvo una nueva red que necesita 9 intercambiadores nuevos y la cual ocupa los intercambiadores de la red original. Estos intercambiadores han sido relocalizados en la nueva red.

La red evolucionada tiene las siguientes características:

Área Total de la nueva red propuesta = 10306.4m².

Servicios de calentamiento= 62.1654 MMBTU/h.

Servicios de enfriamiento = 33.1993 MMBTU/h.

**INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA
PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO**

El diseño de la red original ocupa un área de 7119.5m² con un consumo de servicios de:

Calentamiento = 110.368 MMBTU /h.

Enfriamiento = 80.5702 MMBTU/h.

Lo que hace falta saber es cuánta área de la existente se puede aprovechar para los intercambiadores propuestos. En la tabla 11 se muestra para cada intercambiador el área existente, área necesaria en la red propuesta evolucionada y el área sobrante o faltante.

TABLA 11.

ÁREA NECESARIA EN LA RED EVOLUCIONADA.

Interc. No.	Área (m ²)			
	Necesaria	Actual	Falta	Sobra
1	132.52		132.52	
2	100.14	108		8
3	92.86	108		15.14
4	84.53		84.53	
5	3193.14	1215.17	1978.97	
6	3165.14	2227.77	937.37	
7	166.56		166.56	
8	616.33	438.5	177.83	
9	623.48	887		263.52
10	174.27		174.27	
11	68.99		68.99	
12	296.9		296.9	
13	317.9	337.24		19.34
14	88.6		88.6	
15	187.72		187.72	
16	254.77		254.77	
17	742.63	887		144.37
Total	10306.4	6210.08	4549.03	450

INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA
PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" DE CIUDAD MADERO

De los datos anteriores tenemos que el ahorro de energía en esta red es de:

Servicios de calentamiento= 48.2026 MMBTU/h.

Servicios de enfriamiento= 47.3709 MMBTU/h.

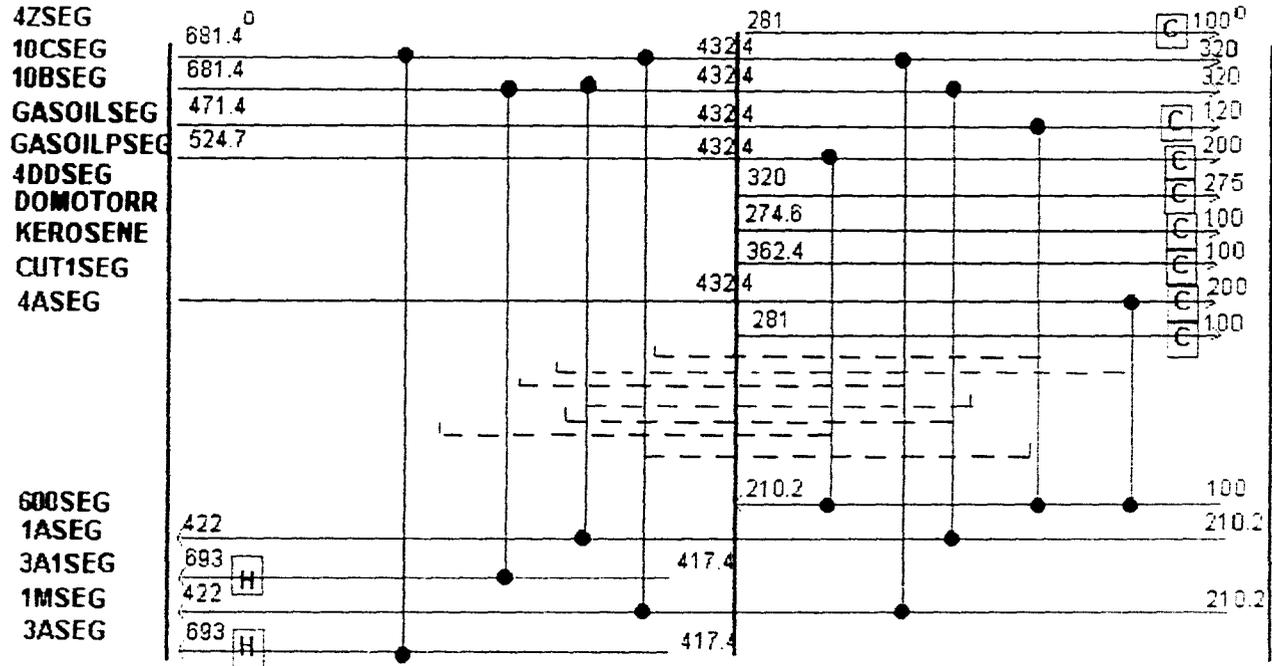
Con lo que existiría un ahorro de 1690606.23 US\$/año.

El incremento de área para esta nueva red es de 4549.03m² lo que nos lleva a tener una inversión de 945096.46 US\$/año.

El tiempo de retorno de la inversión sería de 0.559 años. Por lo anterior la red propuesta resulta atractiva.

FIGURA 10

CASE : UNOM

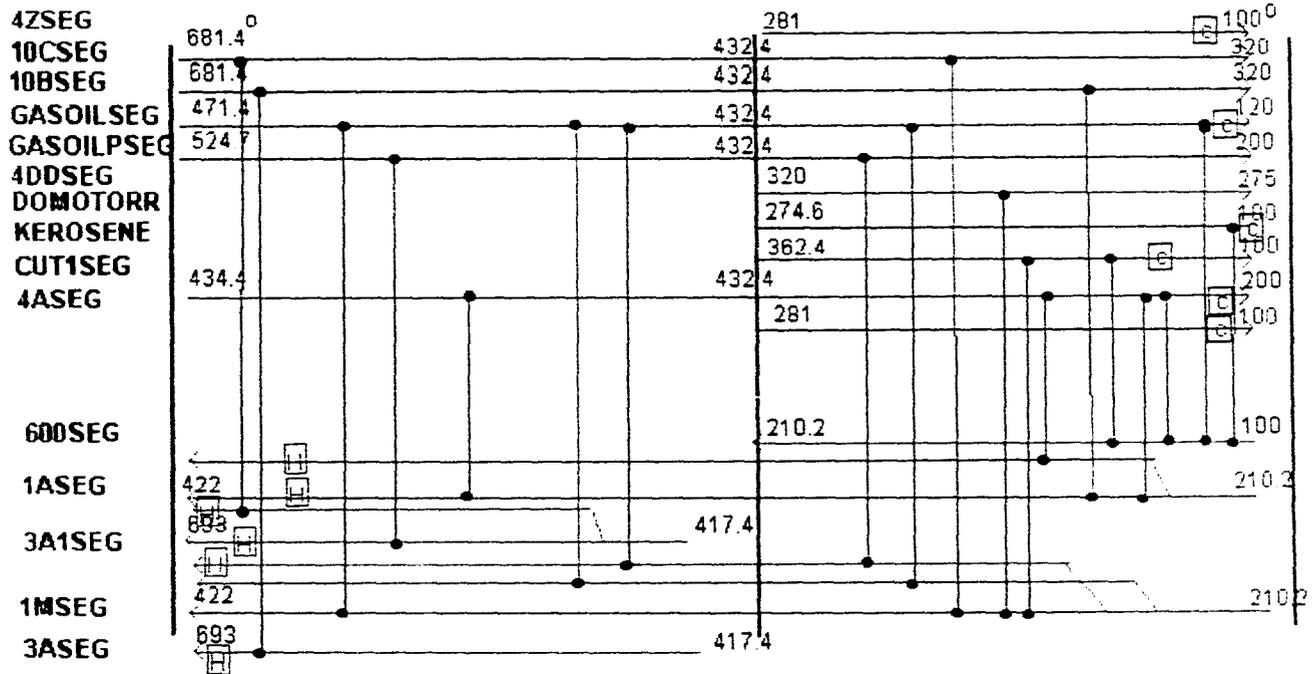


FLORES CERRILLO JESÙS

FIGURA 11

CASO : A2

DTMIN : 15 F

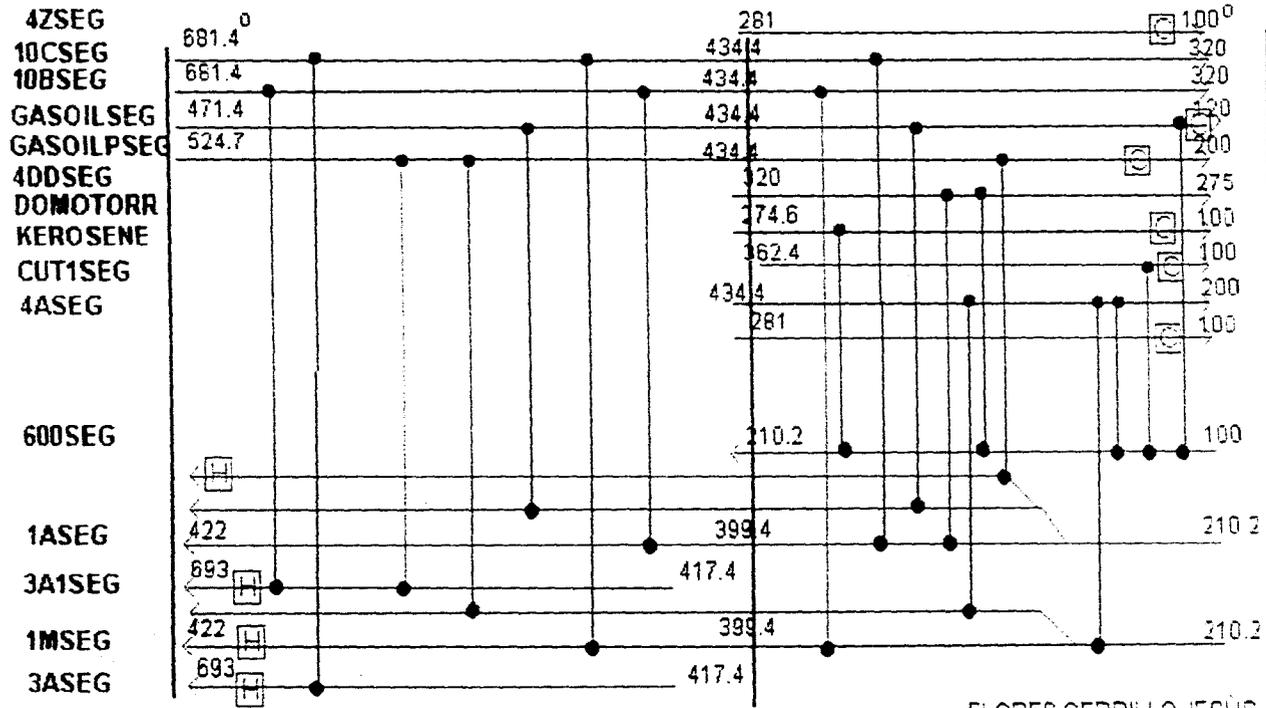


FLORES CERRILLO JESÚS

FIGURA 12

CASO : DELT35

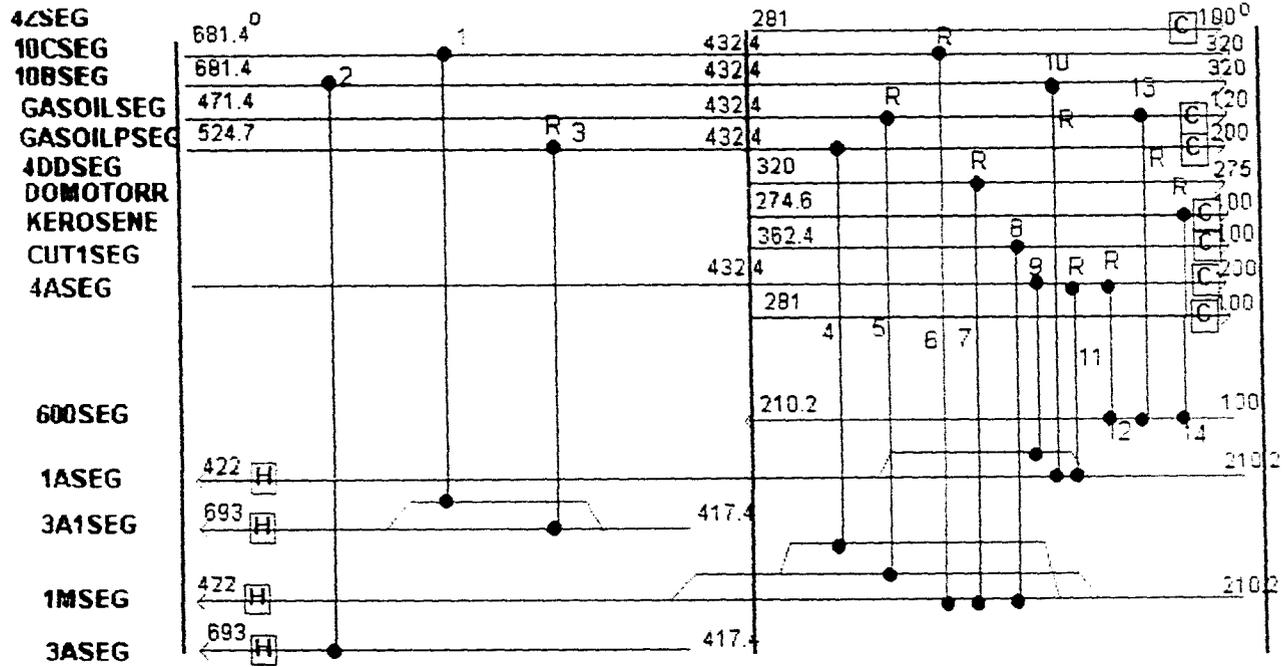
DTMIN : 35 F



FLORES CERRILLO JESÚS

FIGURA 13

CASO : A2A DTMIN : 15 F

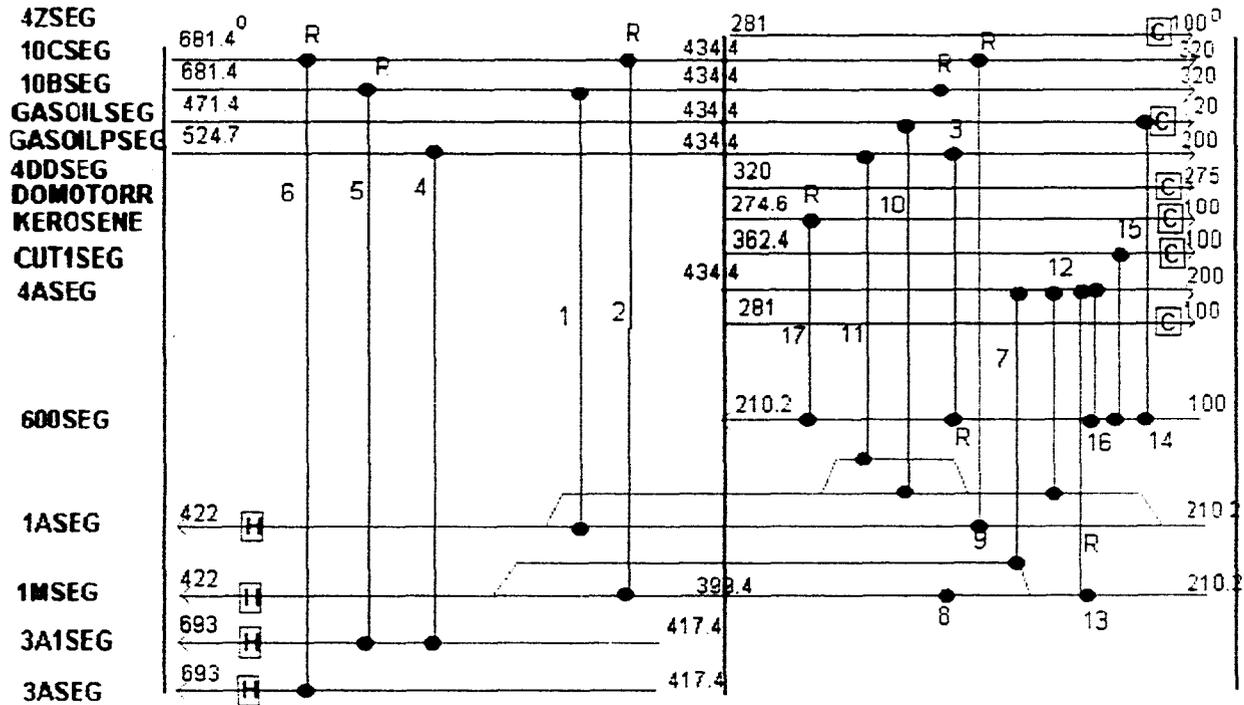


FLORES CERRILLO JESÙS

FIGURA 14

CASO : DELT35A

DTMIN : 35 F



FLORES CERRILLO JESÚS

PROPUESTAS DE MEJORA EN LA PLANTA DE DESTILACIÓN
ATMOSFÉRICA "MA" Y EN LA COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA.

**9. PROPUESTAS DE MEJORA EN LA PLANTA DE
DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" Y COMBINADA
"BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA.**

Las propuestas para las plantas "MA" y "BA" se enfocan a la torre de destilación atmosférica debido a que es en ésta donde el consumo de vapor es mayor.

En éstas propuestas se buscó la disminución del consumo de vapor en las torres sin alterar las especificaciones de los productos.

En estas plantas el servicio de enfriamiento se lleva a cabo con agua, sin embargo, es recomendable instalar enfriadores con aire en las corrientes de productos para evitar el consumo excesivo de agua de enfriamiento. Los enfriadores con aire tienen las siguientes ventajas:

- Siempre existe aire a disposición.
- La localización de la planta no está restringida a la localización de las fuentes de agua.
- Los costos de operación son menores a los que se tienen con agua de enfriamiento.

PROPUESTAS DE MEJORA EN LA PLANTA DE DESTILACIÓN
ATMOSFÉRICA "MA" Y EN LA COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA.

- Se elimina el tratamiento y enfriamiento del agua.
- Se reducen los costos de mantenimiento debido a que el aire difícilmente provoca incrustaciones y/o corrosión en los equipos.

**9.1. PROPUESTA PARA LA PLANTA DE DESTILACIÓN
ATMOSFÉRICA "MA".**

Con el fin de disminuir la cantidad de vapor de agotamiento requerido en la torre de destilación atmosférica MA-T, y con esto disminuir los costos de operación en el tratamiento de agua, la cual lleva hidrocarburos, saliente del acumulador atmosférico MA-D-1, se recomienda la instalación de una bomba de calor adicional con las siguientes condiciones de operación:

1. Bomba de calor de fondos: Extracción del plato 30 y alimentación en el plato 28. $T = 600^{\circ}\text{F}$.

Por otra parte, para evitar el uso de vapor de agotamiento en los agotadores laterales de esta torre se recomienda instalar rehervidores, los cuales deberán tener las siguientes cargas térmicas:

1. Carga del rehervidor en el agotador MA-T-2A = 1860000 BTU/h.
2. Carga del rehervidor en el agotador MA-T-2B = 750000 BTU/h.
3. Carga del rehervidor en el agotador MA-T-2C = 1500000 BTU/h.

La disminución en el requerimiento de vapor con la instalación de la bomba de calor y de los rehervidores se muestra en la tabla 12.

PROPUESTAS DE MEJORA EN LA PLANTA DE DESTILACIÓN
ATMOSFÉRICA "MA" Y EN LA COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA.

TABLA 12.
DISMINUCIÓN EN EL REQUERIMIENTO DE VAPOR .

EQUIPO	FLUJO DE VAPOR DE DISEÑO.	AGOTAMIENTO (lbmol/h) CON BOMBA DE CALOR Y REHERVIDORES	AHORRO DE VAPOR
MA-T	1060	750	310
MA-T-2A	180	0	180
MA-T-2B	84	0	84
MA-T-2C	103	0	103

En esta tabla se observa que la disminución en el consumo de vapor es del 47.5%.

Los resultados de la simulación para esta propuesta se resumen en la tabla 13 y en la gráfica 9. Ver diagrama de flujo al final del capítulo.

**9.2. PROPUESTA PARA LA PLANTA COMBINADA "BA"
SECCIÓN ATMOSFÉRICA.**

Con el propósito de disminuir la cantidad de vapor de agotamiento requerido en la torre de destilación atmosférica BA-T, y con esto disminuir los costos de operación en el tratamiento de agua, la cual lleva hidrocarburos, saliente del acumulador atmosférico BA-D-1, se recomienda la instalación de una bomba de calor adicional con las siguientes condiciones de operación:

1. Bomba de calor de domos: Extracción del plato 7 y alimentación en el plato 5, $T = 320^{\circ}\text{F}$.

Por otra parte, para evitar el uso de vapor de agotamiento en los agotadores laterales de esta torre se recomienda instalar rehervidores, los cuales deberán tener las siguientes cargas térmicas:

PROPUESTAS DE MEJORA EN LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA" Y EN LA COMBINADA "BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA.

1. Carga del rehervidor en el agotador BA-T-2A = 1720000 BTU/h.
2. Carga del rehervidor en el agotador BA-T-2B = 1700000 BTU/h.
3. Carga del rehervidor en el agotador BA-T-2C = 1700000 BTU/h.

La disminución en el requerimiento de vapor con la utilización de la bomba de calor y de los rehervidores se muestra en la tabla 14.

TABLA 14.
DISMINUCIÓN EN EL REQUERIMIENTO DE VAPOR .

EQUIPO	FLUJO DE VAPOR DE DISEÑO.	AGOTAMIENTO (lbmol/h) CON BOMBA DE CALOR Y REHERVIDORES	AHORRO DE VAPOR
BA-T	788.9	650	138.9
BA-T-2A	78.3	0	78.3
BA-T-2B	165.6	0	165.4
BA-T-2C	69.4	0	69.4

En esta tabla se observa que la disminución en el consumo de vapor es del 41%.

Los resultados de la simulación para esta propuesta se resumen en la tabla 15 y en la gráfica 10. Ver diagrama de flujo al final del capítulo.

TABLA 13. RESULTADOS DE LA PROPUESTA EN LA PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA "MA".

STREAM ID	5A	9	AGUA	GASOIL	GASOILP
FROM :	TORRE1	----	TORRE1	TORRE1	TORRE1
TO :	----	TORRE1	----	----	----
PHASE:	LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID
COMPONENTS: LBMOL/HR					
METANO	4.6920-02	4.6920-02	0	1.0717-10	8.5150-12
ETANO	0.3831	0.3831	0	8.8071-08	6.9478-09
PROPANO	2.3455	2.3456	0	2.4871-06	1.5675-07
N-BUTANO	3.6539	3.6544	0	5.2077-05	2.6802-06
I-BUTANO	0.9765	0.9766	0	5.8934-06	3.2432-07
N-PENTAN	14.2862	14.3033	0	1.4499-03	7.0515-05
I-PENTAN	3.0618	3.0637	0	1.6981-04	8.5014-06
N-HEXANO	37.2332	37.5042	0	2.0472-02	1.1190-03
N-HEPTAN	53.3454	54.5886	0	8.8754-02	6.5343-03
N-OCTANO	60.8379	64.0235	0	0.2324	2.7580-02
N-NONANO	83.2281	91.5317	0	0.5995	0.1112
N-DECANO	47.928	57.2697	0	0.625	0.1936
N-UNDECA	6.5375	9.5178	0	0.1612	7.2835-02
N-DODECA	0.4318	1.5643	0	4.0582-02	2.3025-02
AGUA	8.9962-04	2.2000-02	750.0016	3.4558-16	1.3412-17
PC404F	1.9413	3.698	0	8.0705-02	4.4290-02
PC451F	12.2372	416.9947	0	17.2716	10.8019
PC573F	2.6944-06	160	0	119.0447	24.7674
PC645F	2.5478-12	170	0	21.8331	133.9502
PC1362F	0	627	0	0	1.0309-12
TOTAL FLOW:					
LBMOL/HR	328.4758	1718.4881	750.0016	160.0001	170
LB/HR	3.8176+04	7.3399+05	1.3511+04	3.5727+04	4.3126+04
BBL/DAY	3797.6613	2.1049+06	931.5522	3851.8473	4661.2278
STATE VARIABLES:					
TEMP F	100	694	100	576.3785	634.7261
PRES PSI	15.7	22.1	15.7	19.48	20.04
VFRAC	0	0.515	0	0	0
LFRAC	1	0.4849	1	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
BTU/LBMOL	3.9844	1.0398+05	3.7745	3.0549+04	4.5856+04
BTU/LB	-873.8303	243.4376	-6802.4896	136.8105	180.7588
BTU/HR	3.664	1.7868+08	-2.191	4.8879+06	7.7955+06
ENTROPY:					
BTU/LBMOL-R	-189.9681	123.2845	-38.2164	46.8183	65.3538
BTU/LB-R	-1.6345	0.2886	-2.1213	0.2096	0.2578
DENSITY:					
LBMOL/CUFT	0.3697	3.4899-03	3.4415	0.1775	0.1559
LB/CUFT	42.9707	1.4906	61.9987	39.6484	39.5491
AVG MW	116.2231	427.1148	18.015	223.296	253.6852
APISTD	67.463	16.183	10	33.3137	30.0794

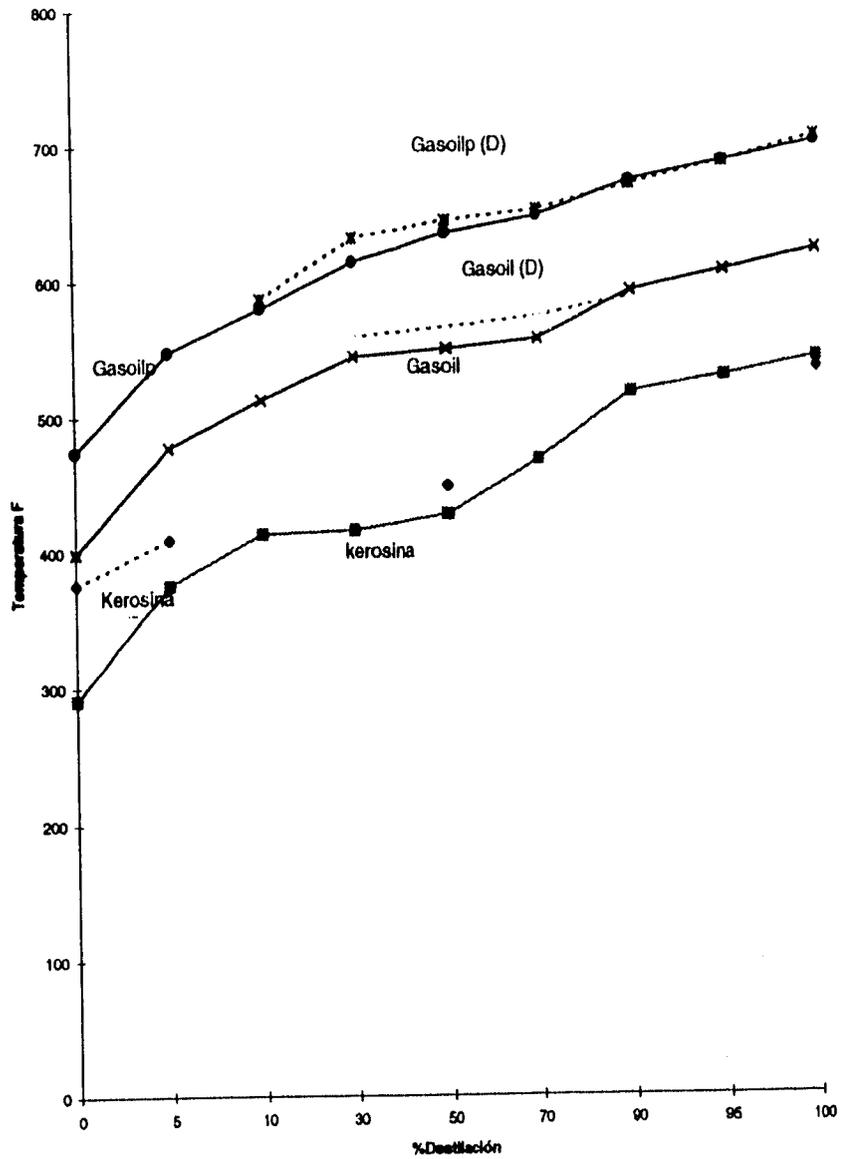
STREAM ID	KEROSEN	RED-CRU	S1	
FROM :	TORRE1	TORRE1	
TO :	TORRE1	
PHASE:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	
COMPONENTS: LBMOL/HR				
METANO	2.0487-10	3.5201-12	0	
ETANO	1.9932-07	1.1622-09	0	
PROPANO	1.0822-05	1.5917-08	0	
N-BUTANO	4.0427-04	1.2473-07	0	
I-BUTANO	3.5344-05	2.1267-08	0	
N-PENTAN	1.5548-02	1.9100-06	0	
I-PENTAN	1.6676-03	2.8765-07	0	
N-HEXANO	0.2493	1.8992-05	0	
N-HEPTAN	1.1478	7.9132-05	0	
N-OCTANO	2.9252	2.6056-04	0	
N-NONANO	7.5918	8.8968-04	0	
N-DECANO	8.5217	1.3475-03	0	
N-UNDECA	2.7457	4.8296-04	0	
N-DODECA	1.0686	1.8907-04	0	
AGUA	1.1253-15	1.9420-02	750	
PC404F	1.6312	3.8691-04	0	
PC451F	376.5557	0.128	0	
PC573F	14.5402	1.6475	0	
PC645F	4.0898-03	14.2125	0	
PC1362F	0	627	0	
TOTAL FLOW:				
LBMOL/HR	416.9993	643.0111	750	
LB/HR	7.2315+04	5.4465+05	1.3511+04	
BBL/DAY	7759.7736	4.4379+04	2.6216+05	
STATE VARIABLES:				
TEMP F	459.8563	680	700	
PRES PSI	18.92	24.7	149.7	
VFRAC	0	0	1	
LFRAC	1	1	0	
SFRAC	0	0	0	
ENTHALPY:				
BTU/LBMOL	5404.6585	2.3142+05	-5.8972	
BTU/LB	31.1657	273.2204	-5493.8569	
BTU/HR	2.2537+06	1.4881+08	-0.4229	
ENTROPY:				
BTU/LBMOL-R	9.6928	307.9885	-8.8565	
BTU/LB-R	5.5893-02	0.3636	-0.4916	
DENSITY:				
LBMOL/CUFT	0.2297	6.1935-02	1.2229-02	
LB/CUFT	39.8355	52.4603	0.2203	
AVG MW	173.4168	847.0253	18.015	
APISTD	40.9762	7.0726	10	

**TABLA 15. RESULTADOS DE LA PROPUESTA EN LA PLANTA COMBINADA
"BA" SECCIÓN ATMOSFÉRICA.**

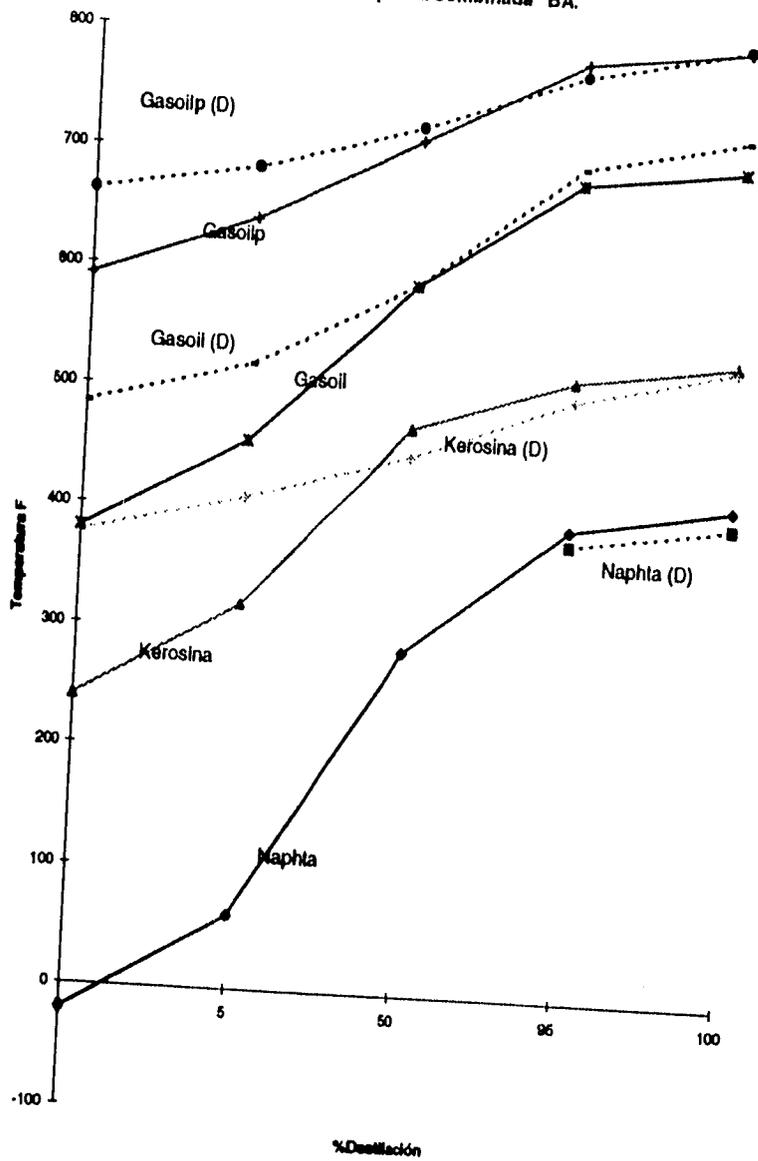
STREAM ID	3	4	7	AGUA	GASOIL
FROM :	----	----	TORRE1	TORRE1	TORRE1
TO :	TORRE1	TORRE1	----	----	----
PHASE:	VAPOR	MIXED	MIXED	LIQUID	LIQUID
COMPONENTS: LBMOL/HR					
METANO	1.6712	2.8717-02	1.6981	0	4.2560-06
ETANO	5.3457	0.2543	5.5845	0	1.0909-03
PROPANO	20.6641	1.7358	22.3096	0	1.4109-02
N-BUTANO	46.9717	7.9282	54.5002	0	0.1255
AGUA	202	0	1.446	849.7255	2.2183-07
PC292F	218.5811	500.8188	672.3964	0	12.6121
PC451F	11.7586	231.2468	6.7076	0	19.5494
PC600F	2.189	442.8	2.7329-11	0	403.8992
PC749F	0	138.9573	1.4456-27	0	8.7981
PC1359F	0	407	0	0	2.2217-33
TOTAL FLOW:					
LBMOL/HR	509.1814	1730.7699	764.6426	849.7255	444.9996
LB/HR	3.4730+04	6.5889+05	8.1421+04	1.5308+04	1.0598+05
BBL/DAY	8.1922+05	2.5309+06	3.5440+04	1055.4191	1.1216+04
STATE VARIABLES:					
TEMP F	354	792	100	100	579.7727
PRES PSI	22.7	26.7	14.7	14.7	18.48
VFRAC	1	0.6934	2.1083-02	0	0
LFRAC	0	0.3065	0.9789	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0
ENTHALPY:					
BTU/LBMOL	-0.0164	1.3707+05	2.0796	3.7745	3.5163+04
BTU/LB	-588.8504	360.0535	-180.3455	-6802.4922	147.6507
BTU/HR	4.9549	2.3723+08	5.5316	6.9587	1.5647+07
ENTROPY:					
BTU/LBMOL-R	-1.1694	162.9176	-25.513	-38.2164	53.2869
BTU/LB-R	-3.7145	0.4279	-0.2396	-2.1213	0.2237
DENSITY:					
LBMOL/CUFT	2.6568-03	2.9232-03	9.2228-02	3.4415	0.1696
LB/CUFT	0.1812	1.1128	9.8206	61.9985	40.3897
AVG MW	68.2077	380.6903	106.4824	18.015	238.1489
APISTD	62.8533	19.213	58.944	MISSING	31.9065

STREAM ID	GASOILP	KEROSEN	RED-CRU	S1
FROM :	TORRE1	TORRE1	TORRE1	----
TO :	----	----	----	TORRE1
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR
COMPONENTS: LBMOL/HR				
METANO	5.2489-09	7.8834-11	3.4753-11	0
ETANO	1.6660-06	3.2031-08	4.4763-09	0
PROPANO	1.8327-05	1.2151-06	3.1422-08	0
N-BUTANO	2.7997-04	7.8115-05	2.6684-07	0
AGUA	1.7062-13	3.1198-07	4.9923-02	650
PC292F	0.7151	15.8463	2.8047-04	0
PC451F	1.6646	202.284	2.1841-03	0
PC600F	14.9644	24.8699	0.1718	0
PC749F	121.6552	3.3927-05	7.5876	0
PC1359F	8.2797-12	0	407	0
TOTAL FLOW:				
LBMOL/HR	138.9999	243.0004	414.8119	650
LB/HR	5.0467+04	4.3409+04	4.0384+05	1.1710+04
BBL/DAY	5312.1429	4589.4832	3.3754+04	2.7100+05
STATE VARIABLES:				
TEMP F	722.5086	455.0949	755	600
PRES PSI	19.04	17.92	23.7	114.7
VFRAC	0	0	0	1
LFRAC	1	1	1	0
SFRAC	0	0	0	0
ENTHALPY:				
BTU/LBMOL	9.4021+04	1.1473+04	3.2097+05	-5.9842
BTU/LB	258.9566	64.2233	329.6979	-5542.1721
BTU/HR	1.3069+07	2.7878+06	1.3314+08	0.5103
ENTROPY:				
BTU/LBMOL-R	120.3552	22.924	397.0289	-9.1106
BTU/LB-R	0.3314	0.1283	0.4078	-0.5057
DENSITY:				
LBMOL/CUFT	0.1118	0.2263	5.2531-02	1.0253-02
LB/CUFT	40.6101	40.43	51.1411	0.1847
AVG MW	363.0751	178.6354	973.5409	18.015
APIST	25.3293	39.9466	7.9237	

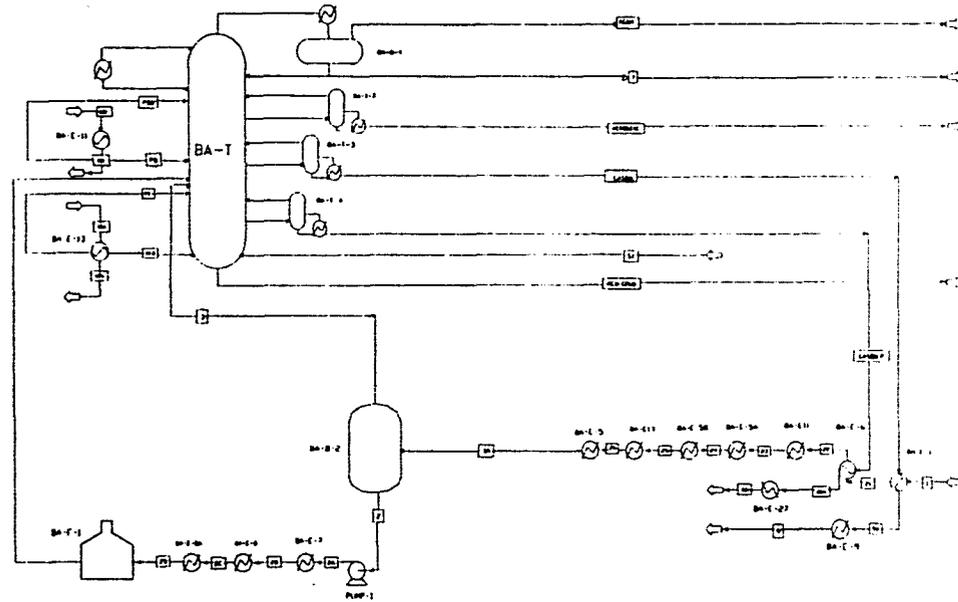
Gráfica 9. Comparación de las curvas de destilación para la propuesta en la Planta de Atmosférica "MA".



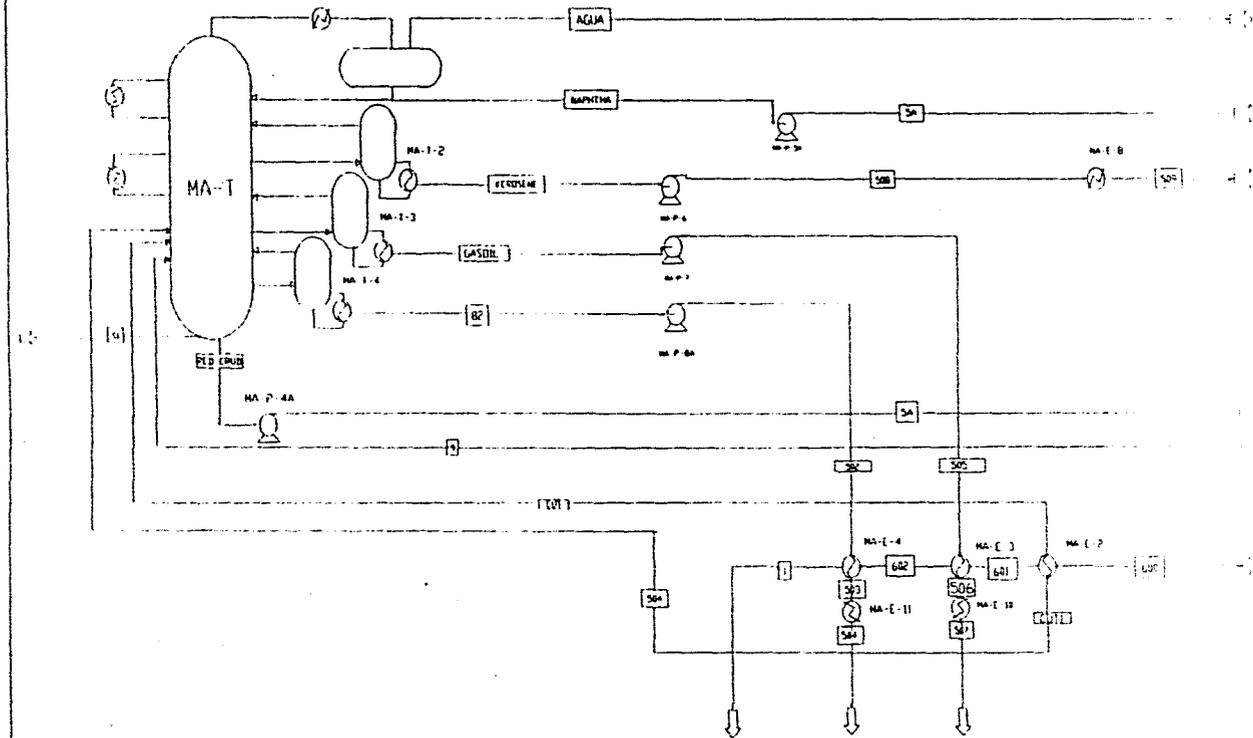
Gráfica 10. Comparación de las curvas de destilación para la propuesta en la planta combinada "BA".



PLANTA COMBINADA "BA" SECCION ATMOSFERICA.
PROPUESTA



PLANTA DE DESTILACION ATMOSFERICA "MA". SECCION DE DESTILACION PROPUESTA



10. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

10. 1. CONCLUSIONES.

Los resultados de la simulación de la planta primaria "MA" y de la combinada "BA" en la sección atmosférica muestran errores que generalmente son menores al 2% en todas las corrientes intermedias mientras que en las corrientes de los productos son menores al 1%.

Lo anterior nos indica que el modelo termodinámico utilizado fue el adecuado, lo mismo que la caracterización de la alimentación en pseudocomponentes y la utilización de la opción solu-water número dos para el cálculo de las propiedades del agua.

El método de convergencia también fue el adecuado ya que se obtiene la solución a los sistemas rápidamente y no muestra inestabilidad.

Por lo que respecta a las curvas de destilación ASTM86, los errores de los productos son también pequeños con lo cual se cumplen las especificaciones de diseño. Las curvas obtenidas en la simulación muestran un transape menor a las de diseño, lo que probablemente se deba a la utilización de etapas ideales en las torres atmosféricas

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La simulación de los intercambiadores proceso-proceso y de los enfriadores se realizó rigurosamente a partir de los datos de las hojas de diseño con el fin de calcular el coeficiente de película y el exceso de área de cada uno de ellos.

Los resultados de la integración térmica de la planta "MA" muestran que en la red de intercambio de calor actual hay 7 cruzamientos parciales en el pinch lo que ocasiona un uso ineficiente tanto de la energía como del área, la cual tiene una eficiencia de sólo el 55.4%. Estos resultados también muestran que la red de actual fue construida con una $\Delta T=160^{\circ}F$, la cual no es actualmente conveniente ya que la ΔT adecuada para obtener los costos mínimos totales debe de ser de 35 o 55 $^{\circ}F$.

Los resultados de la red actual rediseñada muestran que para la red propuesta con un $\Delta T=15^{\circ}F$ (red con el ahorro mayor en energía) se obtiene un ahorro total en los servicios de 2020133.9 \$/año siendo necesarios 5 intercambiadores nuevos con una eficiencia de área alta, mientras que para la red con un $\Delta T=35^{\circ}F$ (red cuyo costo total y en unidades es el menor) se obtiene un ahorro en los servicios de 1690606 \$/año siendo necesarios 9 intercambiadores nuevos con una eficiencia alta. Los resultados también muestran que el tiempo en retorno de la inversión para las 2 propuestas es menor a 2 años con lo cual su implementación, en este aspecto, es factible.

En virtud de lo anterior podemos afirmar que la utilización de simuladores tales como ASPEN-PLUS, HEXTRAN y ADVENT nos facilita significativamente el diseño y análisis de plantas de proceso químico con el fin de mejorar los diseños ya existentes.

10.2. RECOMENDACIONES.

1. En la planta de destilación atmosférica "MA" la instalación de 1 pomparound más en la torre atmosférica y la instalación de rehervidores en sus agotadores laterales para disminuir en un 47.5 % el flujo de vapor de agotamiento y de esta forma disminuir los costos de operación.

2. En la planta combinada "BA" la instalación de un pomparound más en la torre atmosférica y la instalación de rehervidores en sus agotadores laterales para disminuir en un 41 % el flujo de vapor de agotamiento y de esta forma disminuir los costos de operación .

3. Implementación de las redes de intercambio de calor propuestas con el fin de disminuir significativamente el consumo de servicios y los costos de operación en la planta "MA" :

a. Red con un $DT=15$ °F: Disminuyen los servicios de calentamiento a 52.3997 MMBTU/hr , los servicios de enfriamiento a 27.2849 MMBTU/hr con un ahorro de 2020133.82 dólares/año y un tiempo de retorno de inversión de 1.178 años.

b. Red con un $DT=35$ °F: Disminuyen los servicios de calentamiento a 62.1654 MMBTU/hr , los servicios de enfriamiento a 33.1993 MMBTU/hr con un ahorro de 1690606.13 dólares/año y un tiempo de retorno de inversión de 0.559 años.

4. Análisis e integración térmica de otros procesos con el fin de mejorar su eficiencia energética y de esta forma disminuir los costos de operación.

BIBLIOGRAFÍA:

1. Watkins R.N., "Petroleum Refinery Distillation", Gulf Publishing Company, E.U.A., 1981.
2. Nelson, W.L., "Petroleum Refinery Engineering", McGraw-Hill Publishing Company, E.U.A., 1960.
3. Perry, R.H., Don Green., "Perry's Chemical Engineer's Handbook", McGraw-Hill Publishing, E.U.A, 1984.
4. E. M. Rosen y A. C. Pauls, "Computer Aided Chemical Process Design: The Flowtran System", Computers & Chem. Eng., 1977, Vol 1, 11.
5. Evans, L. B. and W. D. Seider, "The Requirements of an Advances Computing System", Chem. Eng. Progr., 1976, Vol. 64, 80.
6. Evans, L. B. "Advanced in Process Flowsheeting", Foundations of Computer-Aided Chemical Process Design, Vol. 1, R.S.H. Mah and W.D.Seider, Eds. Engineering Foundation, New York 1981.
7. Hougen, O. A., K. M. Watson and R. R. Ragatz, "Chemical Process Principles", 2nd de., John Wiley, New York, N. Y., 1966, 986.

8. Montiel, M. C, "Análisis de Secuencias de Cálculo para la Simulación de Procesos", Tesis Prof., Fac. de Química, U.N.A.M, 1981.

9. Chen, H.S. y M.A. Stadtherr, "A Simultaneous-Modular Approach to Process Flowsheeting and Optimization. Part I: Theory and Implementation", *AIChE Journal*, Nov. 1985, Vol. 31, No 11, 1843-1856.

10. Chen, H.S. y M.A. Stadtherr, "A Simultaneous-Modular Approach to Process Flowsheeting and Optimization. Part II: Performance on Simulation Problems", *AIChE Journal*, Nov. 1985, Vol. 31, No 11, 1857-1867.

11. Chen, H.S. y M.A. Stadtherr, "A Simultaneous-Modular Approach to Process Flowsheeting and Optimization. Part III: Performance on Simulation Problems", *AIChE Journal*, Nov. 1985, Vol. 31, No 11, 1868-1881.

12. Aspen Technology, *ASPEN-PLUS User Guide*, 2nd edition, E.U.A., 1990.

13. Aspen Technology, *ASPEN-PLUS System Maintenance Guide*, 2nd edition, E.U.A., 1990.

14. Aspen Technology, *ASPEN-PLUS Guide to Physical Properties*, 2nd edition, E.U.A., 1990.

15. Aspen Technology, *ASPEN-PLUS Notes on Interfaces and User Models*, 2nd edition, E.U.A., 1990.

16. Aspen Technology, *ASPEN-PLUS Interactive Simulation*, 2nd edition, E.U.A., 1990.

17. Aspen Technology, ASPEN-PLUS Stream Libraries and Insert Libraries, 2nd edition, E.U.A., 1990.
18. Aspen Technology, ADVENT User Guide, Volumen I , E.U.A., 1993.
19. Aspen Technology, ADVENT User Guide, Volumen II, E.U.A., 1993.
20. Aspen Technology, ADVENT Examples Manual, E.U.A., 1993.
21. Simulation Sciences Inc, HEXTRAN Input Manual, E.U.A.,1990.
22. Fraser D.M. y Gillespie N.E., "The Application of Pinch Technology to retrofit Energy Integration of an Entire Oil refinery", Department of Chemical Engineering, unersivity of Cape Town, South Africa, julio 1992.
23. Linnhoff b. y Ahmad S., "Cost Optimum Heat Exchanger Networks- 1 Minimum Energy and Capital Using Simple Models for Capital Cost", Centre for Process Integration, Department of Chemical Engineering, University of Manchester Institute of Scienceand Technology, P.O. Box 88, Manchester M 601 Q D, U. K., Marzo 1990.
24. Linnhoff b. y Ahmad S., "Cost Optimum Heat Exchanger Networks- 2 Target s and Design for Detailed Capital Cost Models", Centre for Process Integration, Department of Chemical Engineering, University of Manchester Institute of Scienceand Technology, P.O. Box 88, Manchester M 601 Q D, U. K., Marzo 1990.
25. Gundersen T. y Naess L., "The Synthesis of Cost Optimal Heat Exchanger Networks and Industrial Review of the State of the Art.", Norsk Hydro a. s. Research Centre, N - 3907 Porgrunn, Norway, October 1987.

BIBLIOGRAFÍA

26. Reppich M. y Kohoutek J., "Optimal design of shell-and-tube heat exchangers", Department of Process Engineering, Technical University of Brno, Technická 2, 616 69 Brno, Czech Republic, Computers chemical Engineering, Supplement., 1994, Vol 18, S295-S299.

27. Ocampo Barrera René y Montiel Maldonado Celestino, "Manual de Tecnología Pinch para Redes de Intercambio de calor", Instituto de Investigaciones Eléctricas, UNAM, 1993.