



92
LE...
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

SIMULACION E INTEGRACION TERMICA DE LA PLANTA DE
ETILENO DE "LA CANGREJERA" VER.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
EDGAR PEREA LOPEZ



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUÍMICA

Jurado asignado:		
Presidente:	Prof.	Martín Guillermo Hernández Luna.
Vocal:	Prof.	Enrique Bazúa Rueda.
Secretario:	Prof.	Celestino Montiel Maldonado.
1er. Suplente:	Prof.	Manuel Vázquez Islas.
2do. Suplente:	Prof.	José Agustín Texta Mena.
Sitio donde se desarrolló el tema:		Lab. De cómputo de Posgrado del edificio de Ingeniería Química del conjunto "E" de la Facultad de Química de la U.N.A.M., C.U.
Nombre completo y firma del asesor del tema:		
Ing. Celestino Montiel Maldonado.		
Nombre completo y firma del sustituyente:		
Edgar Borea López.		

A mis padres:

A quienes debo prácticamente todo lo que soy. Gracias por su apoyo durante todo este tiempo, por su cariño, por sus consejos y sus enseñanzas.

Mil gracias a los mejores padres del mundo.

A Betinga:

Por haber llenado mi vida de ilusión y esperanza. Gracias por hacer tan especiales todos los momentos que compartimos y por enseñarme a luchar por todos nuestros anhelos.

A mi Universidad:

Por mantener viva y alimentar el alma de la gente a la que sirve.

y...

A todos aquellos comprometidos por hacer de nuestro país una nación cada vez más grande y llevarlo al lugar al que pertenece, libre de injusticias y pobreza...

***“Los débiles respeten, los grandes adelante.
Esta es una tarea para grandes.”
José Martí.***

CONTENIDO:

	Página
1.- Introducción. _____	4
2.- Generalidades.	
- Análisis y Síntesis de procesos. _____	6
- Integración térmica de procesos. _____	10
- El Etileno en la Industria Química. _____	13
- Condición actual del mercado de Etileno. _____	14
- Expectativas. _____	15
- El Etileno en México. _____	16
3.- La Planta de Etileno de "La Cangrejera" Ver. _____	18
- Descripción del proceso. _____	21
4.- Simulación de la planta.	
- Metodología. _____	37
5.- Análisis térmico del proceso. _____	41
- Caso base. _____	46
- Caso reestructurado. _____	51
6.- Resultados. _____	78
7.- Análisis de resultados. _____	96
8.- Conclusiones y recomendaciones. _____	99
9.- Bibliografía. _____	105
Apéndice A. _____	107
Apéndice B. _____	109
Apéndice C. _____	110
Apéndice D. _____	112
Apéndice E. _____	115

CAPÍTULO

1

INTRODUCCIÓN.

Hoy, cuando la situación mundial cambia tan rápidamente y se entra de lleno a la competencia en mercados globales, es necesario modificar los procesos para hacerlos más eficientes con la finalidad de reducir los costos de producción para poder ofrecer precios más competitivos, pero cuidando siempre que los desechos que se emitan causen el menor daño a los ecosistemas.

Si se analiza la situación actual por la que atraviesa nuestra industria de proceso, uno puede percatarse que la mayor parte de los centros productivos fueron construidos hace bastante tiempo y que fueron diseñados durante un período en el cual, tanto el costo por el consumo de energéticos así como el de tratamiento de efluentes no era significativo. En la actualidad no puede darse el lujo de utilizar cualquier cantidad de energía para la producción y mucho menos dejar de tratar los efluentes. Existen varios caminos por medio de los cuales se pueden reducir estos consumos y así aumentar la eficiencia de los procesos de manera que se reduzcan los costos de producción. Entre las opciones están la adquisición de nueva tecnología o el mejoramiento de los procesos existentes.

Este problema no es particular para nuestro país, sin embargo, las condiciones por las que se atraviesa no han permitido hacer cambios en las tecnologías de nuestros centros productivos hacia otras más "limpias" y eficientes (como lo han hecho los países más industrializados) debido al alto costo que esto implica, sin embargo, la segunda opción es la que se puede y debe explotar al máximo, ya que ofrece grandes beneficios.

Es aquí donde el ingeniero debe desarrollar metodologías, basadas en el análisis de los procesos, que fomenten el uso racional y eficiente de los recursos que se poseen para aumentar la productividad y rentabilidad de las industrias de proceso.

Dentro de esta área del análisis de procesos podemos encontrar varios caminos para la mejora de los mismos. Uno de estos caminos es representar, con la ayuda de un simulador, las condiciones reales del proceso, de tal forma que pueda realizarse un análisis de sensibilidad de las variables del mismo, se identifique cuáles son las más importantes y se establezca una función objetivo para utilizar posteriormente una herramienta de optimización, esto es, encontrar una tarea específica a realizar como una reducción de costos o un uso racional de la energía por medio de herramientas meramente matemáticas.

Otra vía para mejorar los procesos, y que es la utilizada en este trabajo, es la simulación y el análisis térmico del proceso para lograr que la planta haga un uso eficiente de sus recursos energéticos. En el caso de este trabajo se hace uso del simulador de procesos ASPEN Plus y del programa ADVENT, este último basado en la tecnología del punto de "PINCH".

Por medio de la metodología "PINCH" se puede llevar a cabo un análisis del uso de la energía dentro de un proceso y de aquí evaluar que tan eficientemente lo hace. Este análisis, basado en la primera ley de la termodinámica, nos indica cuáles son los requerimientos mínimos de energía de un proceso así como nos permite determinar qué equipos y los intercambios entre que corrientes están provocando que el consumo de energía dentro de la planta esté por arriba del mínimo. Con la herramienta utilizada, ADVENT de Aspen Tech, es posible hacer un "análisis completo" de los procesos, ya que pueden integrarse dentro del estudio diferentes servicios como hornos, turbinas y ciclos de refrigeración, de tal forma que obtengamos un panorama más amplio de la utilización de la energía y así minimizar el consumo total de esta en el centro productivo.

Este trabajo tiene como objetivo realizar un análisis de las condiciones de proceso de la planta de Etileno de "La Cangrejera" por medio de su simulación, así como la realización de un análisis térmico enfocado a una reestructuración de su red de intercambio de calor, que permita tener como resultado, una reducción significativa de por lo menos un 20% en el consumo de servicios y que a su vez sea un proyecto rentable, el cual se pague en un periodo menor a 2 años. Al final del trabajo también se presentarán recomendaciones sobre modificaciones al proceso que pueden dar como resultado un aumento en la capacidad de la planta así como una reducción aún mayor de los consumos de energía.

RESTRICCIONES.

Las restricciones de este análisis son las siguientes:

- No se realizará la simulación de la sección del reactor, ya que el modelo utilizado por el simulador de procesos ASPEN Plus es deficiente para este tipo de reactores, de tal forma que el modelado de este equipo requeriría la generación de un módulo nuevo, lo cual queda fuera de los objetivos de este estudio.
- Se omitirá la sección de lavado cáustico del proceso.
- Las modificaciones al proceso que se presenten quedarán en calidad de propuestas, ya que no está dentro del alcance del estudio realizarlas. Estas modificaciones propuestas sólo sustentarán su efectividad en el hecho de que, después de analizar el proceso, se considera que pueden reportar las mayores reducciones en los costos de producción

GENERALIDADES.**ANÁLISIS Y SÍNTESIS DE PROCESOS.**

La variedad de productos hechos por procesos que involucran tecnología química ha crecido rápidamente las últimas décadas; la amplia gama de productos involucra compuestos basados en productos inorgánicos y orgánicos como plásticos y fibras, combustibles, propelentes, metales, materiales para construcción, cosméticos, agentes farmacéuticos, alimentos, explosivos y muchos otros.

Este amplio espectro de productos está sujeto a variaciones rápidas, ya que continuamente se desarrollan productos nuevos, sustitutos o simplemente se mejoran sus propiedades. También ocurre que las materias primas, los materiales auxiliares, las fuentes de energía y los equipos necesarios para la operación varían en sus costos y disponibilidad. Si a esto le sumamos la globalización y alta competitividad de los mercados, así como la creciente normatividad de tipo ecológico para mantener una aceptación continua, no daremos cuenta que los procesos rápidamente se vuelven obsoletos, ineficientes, poco rentables y con altos costos de operación, de lo cual surge la imperiosa necesidad de modificarlos, modernizarlos o cambiarlos. Así, para satisfacer esta apremiante necesidad de la industria de proceso, deben desarrollarse continuamente, y ponerse en práctica, sistemas más eficientes para la generación de los productos nuevos y convencionales.

Los nuevos procesos de tecnología química deben satisfacer altas demandas como un uso racional de las materias primas y de sus fuentes energéticas; las modificaciones o equipos nuevos para los procesos deben representar las menores inversiones y deben pagarse en el menor tiempo posible; las nuevas condiciones del proceso deben permitir una alta flexibilidad en su nivel de producción; deben alterar al mínimo el ecosistema en el que están inmersos y otras muchas regulaciones de seguridad, etc.

La aplicación de tecnologías como teoría de sistemas, cibernética, matemáticas aplicadas, ingeniería en computación, disciplinas de las ciencias técnicas y naturales así como de economía, pueden llevarnos a encontrar soluciones a estos problemas cuando son empleadas en modelos, simuladores, algoritmos de optimización o síntesis de procesos, sin embargo, a pesar de que muchos de los algoritmos diseñados para la utilización de estas herramientas son muy eficientes y rápidos, implican el uso de sistemas de cómputo en ocasiones muy avanzados, a los cuales, en ocasiones, no se tiene un fácil acceso, pero que con el rápido desarrollo de la tecnología, prácticamente en poco tiempo, la mayoría de las empresas podrán tener acceso y bien vale la pena hacer una inversión en equipo de esta naturaleza ya que pueden reportar ganancias significativas.

Los problemas que ya se mencionaron anteriormente se pueden resolver por dos vías de estudio de procesos:

- 1.- La **SÍNTESIS** y
- 2.- El **ANÁLISIS** de procesos.

Intuitivamente podría apreciarse que el primer enfoque implica una agregación o integración, en tanto que el segundo implica una descomposición de un todo. Estos dos tipos de estudio de procesos siempre están muy relacionados, ya que siempre a una síntesis deberá seguirle un análisis de proceso. Más adelante se definirán ambos conceptos y se mostrará el porqué de esta afirmación.

Se entiende por sistema a aquél conjunto restringido de elementos, así como las interconexiones que existen entre ellos. Cada uno de estos elementos puede ser a su vez otro sistema de menor jerarquía y así sucesivamente. Todos los demás elementos que no formen parte de lo que se definió como sistema serán denominados como alrededores del sistema. Dentro de la industria química puede utilizarse este concepto de sistema y elementos, utilizándolos para estudiar a los procesos como sistemas y como elementos, a cada una de las operaciones unitarias que estén involucradas en cada proceso en particular. Esta es la forma más adecuada, ya que una vez que se conocen los elementos por separado, puede comenzar a estudiarse las interrelaciones que existen entre estos elementos o módulos. Entonces, para estudiar los sistemas tenemos que basarnos en la tecnología de sistemas, la cual hace uso de dos términos muy importantes que ya fueron mencionados: la Síntesis y el Análisis de sistemas o procesos.

En la tarea de convertir una determinada materia prima en un producto deseado, se entiende por síntesis de un sistema o proceso, a aquella actividad de diseñar los elementos y estructuras que conformarán el proceso que realizará dicha tarea, así como al establecimiento de las interconexiones que habrá entre ellos. De esta forma, la síntesis de un proceso consiste en el diseño del mismo, a partir de un producto deseado así como de las especificaciones deseadas para éste. En suma, la síntesis consiste en "inventar" un proceso nuevo que satisfaga la necesidad existente. Un ejemplo de este enfoque para la solución de problemas sería el siguiente:

Se registra la existencia de varios catalizadores nuevos en el mercado que hacen que se pueda sintetizar el compuesto que se está produciendo en nuestra planta. Estos catalizadores son

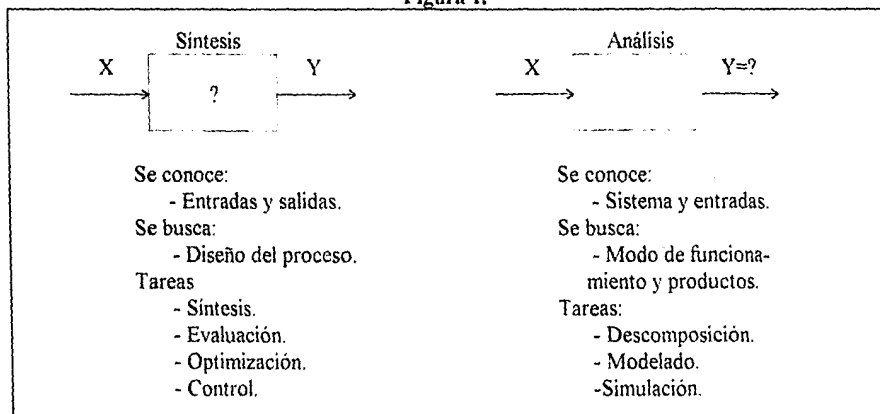
más selectivos y reducen los costos de la separación del producto así como reducen considerablemente el consumo de energía en la reacción. Cada catalizador hace esta tarea pero de diferente forma, cada uno tiene diferentes subproductos y la reducción en el consumo energético para cada uno es diferente. El enfoque que se desea es por la síntesis de procesos, por lo tanto se deberá generar una estructura que obtenga los productos deseados.

De este modo, la síntesis de procesos tendrá que establecer muchos parámetros como son:

- Selección de las rutas de reacción, condiciones y rendimientos.
- Selección de la mejor materia prima.
- Selección del sistema de reacción.
- Selección de los sistemas de separación.
- Selección de los sistemas auxiliares (Compresión, expansión, refrigeración, etc.)
- Selección del sistema de intercambio térmico, etc.

Los resultados que se obtengan de este enfoque darán una estructura inicial y quizás factible del sistema. Sin embargo esta tarea no es fácil, ya que la cantidad de probabilidades para diseñar un sistema puede ser enorme, ya que las posibilidades serán tantas como las combinaciones que puedan hacerse de las diferentes alternativas que den solución a los puntos mencionados. Es por esto que, la mayoría de las veces, es necesario ayudarnos de reglas heurísticas para hacer una elección adecuada.

Figura 1.



Por otro lado, se entiende como análisis, a aquel estudio científico, técnico y económico para investigar las estructuras y elementos que constituyen un sistema o proceso dado, así como establecer las funciones e interrelaciones entre ellos. Los resultados de un análisis se pueden utilizar para determinar el comportamiento de un sistema ante diferentes condiciones, de tal forma que se pueden calcular cuales serían los productos del mismo si sus alimentaciones fueran diferentes a las con que se diseñó. El propósito de realizar este tipo de estudios, bajo este

enfoque, es el de encontrar cuellos de botella en los procesos, puntos factibles de mejoras así como encontrar los mejores caminos y medidas para su implementación.

El análisis tampoco es una tarea sencilla, y utiliza diferentes tareas para su realización, las cuales son:

- **Descomposición:**

En esta fase se determina cuáles son las unidades más pequeñas del sistema que permitan un estudio correcto pero que no sea tan superficial que no represente bien la realidad, pero tampoco tan detallado que llegar a la solución represente un problema más.

- **Modelado:**

En esta fase se desarrolla una representación matemática a los elementos seleccionados. Aquí pueden desarrollarse modelos 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:**

La tarea anterior no es sencilla por lo cual se usan generalmente simuladores de proceso, los cuales pueden ser también sencillos o muy elaborados. En ocasiones es necesario desarrollar los propios modelos para tener representaciones más cercanas a la realidad.

Como se puede ver, el análisis y la síntesis de procesos son actividades que están íntimamente ligadas en la solución de problemas; esto se debe a que después de una síntesis o diseño de un proceso nuevo, se debe realizar un análisis con la finalidad no sólo de conocer cuál será su comportamiento en las condiciones bajo las cuales fue diseñada, sino con el objetivo de evaluar su desempeño ante condiciones diferentes y así planear la futura evolución del sistema que nos lleve siempre al desempeño óptimo del mismo.

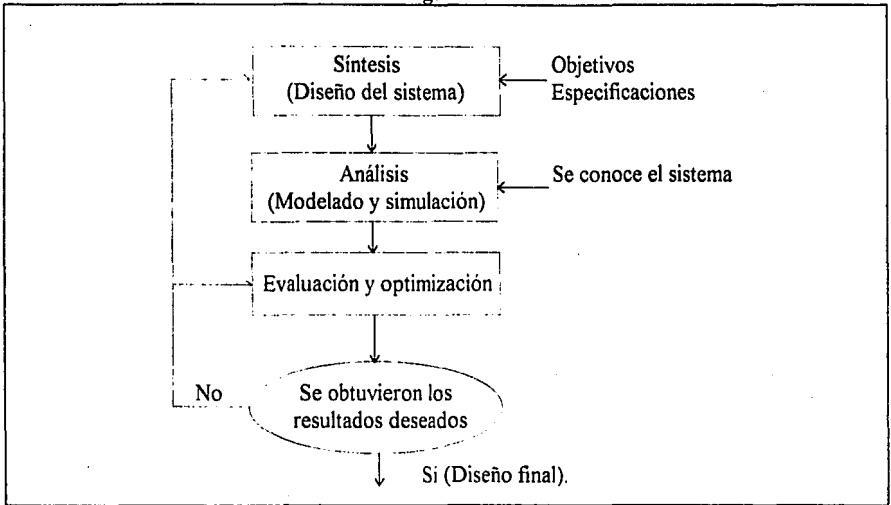
En la figura 2 se podrá observar gráficamente la relación tan estrecha que existe entre estos dos enfoques de solución de problemas.

Como es fácil deducir, cuando la solución a un problema se le da el enfoque de síntesis de procesos, el costo que esto implica es muy elevado, ya que abarca desde la generación del proceso o la compra de tecnología hasta la construcción de toda una planta nueva. Esta opción puede ser tomada por países industrializados en donde existen los capitales suficientes para realizar dichas inversiones, sin embargo, en países en vías de desarrollo como el nuestro o no se desarrollan procesos o la escala a la cual se hace no es suficiente para satisfacer la demanda y tampoco se cuenta con los recursos para poder realizar inversiones muy grandes.

Debido a esta situación, se debe aprovechar la otra alternativa: el análisis de procesos, el cual tiene costos más reducidos y prácticamente está al alcance de cualquier empresa. En el caso que se presenta en este trabajo, el enfoque que se le dio al estudio fue el del análisis de procesos para ejemplificar cómo estas herramientas pueden darnos costos de producción más bajos y así aumentar nuestra rentabilidad, en particular se utilizaron tres herramientas del análisis de

procesos: el modelado, la simulación y una integración térmica por medio de la tecnología del punto de pliegue.

Figura 2.



INTEGRACIÓN TÉRMICA DE PROCESOS.

Varias de las opciones que pueden tomarse dentro del análisis de procesos una vez que se ha hecho el modelado y la simulación son: la identificación de las variables que controlan al proceso, formular una función objetivo y optimizarlo; otro camino, que es el utilizado en el trabajo es la integración térmica, para lo cual se utilizará la tecnología del punto de pliegue o tecnología "PINCH".

Esta tecnología fue desarrollada a principios de la década de los setenta como una respuesta a la crisis energética para aprovechar al máximo estos recursos dentro de la industria de proceso. Desde su creación y hasta mediados de la década pasada, la tecnología PINCH fue considerada como una herramienta muy especializada y prácticamente exclusiva para el diseño de nuevos procesos, lo cual hizo que no se considerara como una alternativa para mejorar los procesos existentes.

En la última década este análisis ha evolucionado de una herramienta especializada para la recuperación de energía por la vía de la generación y el análisis de una red de intercambio de calor, hasta llegar a lo que es hoy: una herramienta versátil y muy vasta para la reducción de costos de capital, de emisiones y de consumo de energía.

Esta situación se ha alcanzado gracias a que la metodología se ha extendido más allá del simple análisis del proceso, considerando ahora los sistemas combinados de calor y potencia, los esquemas de separación, la integración de las columnas de destilación, así como el diseño general del proceso. Esto ha traído como consecuencia que los ahorros mostrados por los primeros análisis de este tipo se vean incrementados notablemente al aplicar los nuevos desarrollos en este campo.

Es importante observar que la metodología ha evolucionado considerablemente, haciéndola más flexible y analítica, permitiéndole abarcar problemas más allá del diseño, con lo cual ahora puede incursionarse favorablemente en las modificaciones a procesos existentes. De esta forma, el enfoque de la solución de problemas por medio de esta tecnología cae dentro de dos grupos: los problemas de diseño, en donde puede aplicarse la metodología a su máxima expresión, y los problemas de reestructuración o modificación de procesos. Esta última categoría es la que más se ha desarrollado actualmente y el objetivo es poder utilizar este análisis con mayor cotidianidad dentro de la industria de proceso.

Dentro de este esfuerzo por aumentar la flexibilidad y aplicación del análisis, se han desarrollado varios conceptos, de los cuales los más importantes son:

- 1.- Optimización de la caída de presión.
- 2.- Diseño con múltiples casos base.
- 3.- Perfiles de torres de destilación.
- 4.- Diseño de procesos a baja temperatura.
- 5.- Integración de procesos por lotes.
- 6.- PINCH para aguas residuales.
- 7.- Integración total de la planta.
- 8.- Reducción de emisiones.

Todos estos conceptos descansan sobre los principios y conceptos más conocidos de esta tecnología.*

- 1.- Principio de conservación de la energía (1a. Ley de la Termodinámica).
- 2.- El concepto del punto de pliegue.
- 3.- El concepto de las Curvas Compuestas (C.C.).
- 4.- El concepto de la Gran Curva Compuesta (G.C.C.).
- 5.- El concepto del diagrama de la red de intercambio

De estos conceptos y principios, los más importantes para este trabajo son el análisis de sistemas de baja temperatura, las curvas compuesta y gran compuesta, así como el diagrama de la red de intercambio. La importancia de estos principios radica en el hecho de que el proceso de Etileno trabaja esencialmente a temperaturas por debajo de la ambiental, lo cual hace que gran parte del proceso requiera más de servicios de enfriamiento y refrigeración que de calentamiento.

*Para detalle sobre estos conceptos ver Ref. 3.

Dentro de la metodología del análisis del punto de pliegue y en lo que respecta a procesos que operan a temperaturas inferiores a la ambiental, el análisis de la G.C.C. ayuda a la solución de las siguientes tareas:

- Determinar la colocación adecuada de los servicios, esto es, permite seleccionar los niveles (temperaturas) de los servicios de enfriamiento y calentamiento que mejor se ajusten al proceso sin utilizar niveles innecesarios y que disminuyan la pérdida de exergía o energía útil en el proceso.
- En el caso de los sistemas de refrigeración, este análisis permite especificar o cambiar los niveles de refrigeración de modo que se reduzca la pérdida de exergía, lo cual, de lograrse, implica una reducción en la exergía suministrada por el sistema de refrigeración y por lo tanto en el consumo de trabajo para movilizar los compresores.
- También, en el caso de los sistemas de refrigeración, permite colocar, como otro servicio de calentamiento, la energía de desecho del ciclo, esto es, la de la condensación del refrigerante, lo cual permite una integración total de la planta.

En el caso de una reestructuración del proceso, el diagrama de la red de intercambio permite:

- Identificar los equipos responsables de que el consumo de energía de la planta sea superior al mínimo, de modo que si es factible, eliminarlos y proponer un nuevo arreglo que no viole los principios del "PINCH"; este último punto también es aplicable en el momento de diseñar un nuevo proceso.
- Determinar si existen ciclos de calor en el arreglo propuesto y si el objetivo es minimizar el consumo de servicios en la reestructuración, modificar la estructura para romper estos ciclos.

Como se menciona en la introducción, la situación por la que atraviesa el país no permite el cambio de la tecnología de sus procesos debido al costo que esto implica, así, bajo este contexto, en el trabajo se utilizará el último enfoque que se le ha dado a la tecnología PINCH, esto es, el de la reestructuración y mejora de los procesos existentes.

Si se piensa en una modificación del proceso, intuitivamente se esperaría que "la mejor reestructuración" llevara a dejar el proceso como si se hubiera diseñado desde el principio tomando en cuenta esta tecnología, sin embargo, una modificación a la red de intercambio de calor propuesta por este análisis, puede implicar modificaciones grandes al proceso, que quizás físicamente no sean posibles debido a problemas de espacio en la planta y ésta es una de las restricciones de la metodología, sin embargo, no debe pensarse que el objetivo es llegar a éste punto, ya que la mayoría de las veces no será posible. De esta forma, deben hacerse evaluaciones económicas de qué tan rentable es un proyecto de esta índole. Estas evaluaciones han mostrado que aún sin llegar a ese óptimo, se han logrado proyectos rentables en los cuales se han logrado ahorros que van desde el 20% hasta un 50% de los costos totales del consumo de energía.

La filosofía que debe impulsar estas reestructuraciones es la minimización en el consumo de energía con las modificaciones físicamente posibles y reutilizando al máximo el equipo

existente, ya que este equipo representa capital por el cual ya se pagó y no se puede permitir "tirarlo". De este modo, la situación ideal sería llegar a un mínimo en el consumo de energía, con las restricciones físicas mencionadas, pero reutilizando todo el equipo existente. Si pensamos en una gráfica de "Consumo de Energía" en el eje de las abscisas y "Área Utilizada" en las ordenadas, la última situación mencionada sería el límite de los procesos de modificación y todos los demás proyectos que no puedan quedar así, deberán estar, dentro de esa gráfica mencionada, en una región en la cual la energía que consume el proceso sea menor que la inicial pero mayor o igual al mínimo, y el área utilizada sea mayor o igual que la existente. Aquí, el problema será ahora encontrar el arreglo que sea más rentable, lo cual se convierte en un trabajo de análisis como el que se presentará más adelante.

EL ETILENO EN LA INDUSTRIA QUÍMICA.

En la actualidad, el Etileno es el producto químico que se produce en mayor escala a nivel mundial; esta situación es fácilmente explicable debido a que representa la base más importante para la síntesis de un número muy grande de productos y por lo tanto representa la materia prima para un gran número de industrias, ya que es transformado en gran escala a una multitud de productos de consumo final e intermedio. Entre estos productos encontramos materiales poliméricos como plásticos, resinas, fibras y elastómeros; así como solventes, recubrimientos, anticongelantes, plastificantes, surfactantes, etc. Puede apreciarse la importancia de este material si se observa la amplia gama de materiales que se derivan de él, así como sus usos en la primer tabla que aparece en el apéndice A.

Esta tabla da una buena idea de la multitud de derivados que pueden obtenerse de esta especie química y por lo tanto de su importancia. Puede verse que de este producto se derivan desde partes automotrices hasta cosméticos y medicamentos, sin embargo esta tabla no muestra en qué proporciones se producen cada uno de estos productos. La gráfica 1 del apéndice A muestra cómo se distribuye actualmente la producción mundial de Etileno hacia sus derivados más importantes.

Estos datos, que fueron obtenidos de estadísticas mundiales en 1993, indican que los productos que consumen la mayor parte de la producción mundial de Etileno son el Polietileno, el Óxido de Etileno y el dicloruro de Etileno. Esto se explica por los índices de crecimiento tan altos que han tenido en los últimos años las industrias de los plásticos, las resinas y recubrimientos, que son las principales industrias consumidoras de Etileno.

Dentro de una industria como la del Etileno, cuya producción depende fuertemente del consumo de las industrias para la cuales es materia prima, es importante conocer el desempeño estas últimas para realizar los ajustes necesarios que permitan mover los niveles de producción y costos de producción para responder ante los constantes cambios del mercado sin perder rentabilidad en el negocio.

En las siguientes secciones se ofrecerá un panorama global del comportamiento actual del mercado de Etileno, así como de las tendencias que se esperan para los próximos años, de tal

modo que se identifiquen los principales puntos que deben atacarse para mantener niveles competitivos en un mercado mundial.

CONDICIÓN ACTUAL DEL MERCADO.

En la actualidad los productores de Etileno a nivel mundial se encuentran en un cierto tipo de recesión y mantienen una sobrecapacidad que hace que sus plantas estén trabajando al 85% de su capacidad, (Ver Gráfica 1 del Apéndice B). A pesar de esto, se planea un aumento en la capacidad de producción, con la misma rapidez a la que crece el consumo, para los siguientes 4 años. Por esta razón, se prevé que el índice de utilización de la capacidad instalada de Etileno no suba del 85% actual. Sin embargo, la mayoría de las veces se ha observado que el número de plantas que se construyen es menor que las que se planean y si sumamos que en la actualidad, la aplicación de mejoras a los procesos existentes son muy viables, se puede prever que el índice de utilización de las plantas sea mayor al 85% actual para 1998.

Como puede observarse en la Gráfica 1 del Apéndice B, se espera que la demanda mundial de Etileno siga creciendo hasta llegar a un consumo promedio de 80 millones de toneladas métricas. Este rápido incremento en la demanda con respecto a las predicciones hechas anteriormente por los países más industrializados, es debido a un aumento en el número de productores en el Medio Oriente y en Asia. Estas dos regiones representan cerca del 60% del aumento programado para el período de 1995-1998. Por su parte, en México, Turquía y Latinoamérica se planea también aumentar la capacidad de producción. En Estados Unidos y Europa del Oeste, quienes representan aproximadamente el 63% de la producción total mundial, no tienen planeado un incremento en su producción (Ver Gráfica 2 del Apéndice B).

Como se mencionó en el apartado anterior, la producción de Etileno está íntimamente ligada con los niveles de producción de sus derivados, de esta forma, para poder predecir el comportamiento de su mercado debemos conocer las tendencias en los mercados de estos.

Con el hecho de que el Polietileno representó el 56% del consumo total de la producción mundial de Etileno en 1993 (Gráfica 1 Apéndice B), se espera que el principal controlador del mercado de Etileno sea el mercado de este producto, el cual se espera que crezca durante los siguientes 5 años a un ritmo de 5-6% anual. Otros dos productos que son también grandes consumidores de Etileno como el Óxido de Etileno y el Dicloruro de Etileno, se considera que fomentarán también que la demanda de Etileno aumente a razón de 4.5-5% anual como ya se mencionó.

El mercado de Etileno es un mercado altamente competido y esto lo podemos ver por el número tan elevado de productores a nivel mundial. Los principales competidores son los Estados Unidos, Japón, Alemania, Corea y Arabia Saudita.

Para percatarnos de esto basta con observar el mercado norteamericano, donde simplemente 20 compañías que producen Etileno, entre las cuales se puede mencionar a Chevron, Dow, Du Pont, Exxon, Shell, Texaco, Mobil y Union Carbide, por mencionar a las

más importantes, las cuales, en conjunto, tienen una capacidad de producción nominal instalada cercana a los 22 millones de toneladas anuales y un volumen de producción de cerca del 36% de la producción total mundial.

Por otro lado, los competidores mundiales más fuertes después de Estados Unidos son: Japón, con una capacidad instalada de 7.75 millones de toneladas métricas al año, trabajando aproximadamente al 87 % de su capacidad; Corea, con una capacidad de 3.25 Millones, trabajando al 77% de su capacidad instalada; Alemania con una capacidad instalada de 4.2 millones de toneladas anuales al 89% de su capacidad y por último Arabia Saudita, con una capacidad de producción de 3.2 millones de toneladas anuales y a un índice de producción del 70%.

En el siguiente apartado se mostrarán las tendencias más importantes en la producción de Etileno en lo que se refiere a costos de producción y precios, tanto de sus derivados más importantes como del Etileno mismo. La finalidad de esto será tener un panorama claro de los lineamientos que estarán rigiendo los mercados, de tal modo que se identifiquen los puntos a atacar en la producción con el objetivo de aumentar la rentabilidad de los procesos.

EXPECTATIVAS.

El mercado de Etileno ha mostrado variaciones considerables en el período comprendido entre la década anterior y lo que va de ésta. Esto es simplemente un reflejo de la economía mundial, la cual como se ha visto, no ha presentado una tendencia estable.

Sin embargo, las economías más fuertes, como la de los Estados Unidos, salen de un período fuerte de recesión y los mercados comienzan a ser más promisorios y más estables. Bajo esta temática, la demanda de Etileno y sus derivados, así como sus precios, han comenzado a mostrar una pequeña alza y se espera que, a pesar de ser lenta, se mantenga constante (Ver Apéndices B y C).

Se puede ver en las gráficas del apéndice C que el precio del Etileno en los dos últimos años se ha mantenido con pocas fluctuaciones y más bien ha mostrado un movimiento a la alta. Esto implica, por las leyes de mercado, que su demanda va en aumento, un poco lento pero constante, situación que concuerda con la Gráfica 1 del Apéndice B que se mencionó anteriormente. Puede observarse también que el precio para el principal derivado también muestra una estabilidad y una tendencia a la alza, lo cual también apoya la expectativa de que el consumo de este producto aumente y se vea reflejado en un incremento del consumo de Etileno.

Sin embargo esta no es la única tendencia que se observa, ya que dentro de las expectativas se espera que la mayoría de los procesos nuevos, así como las plantas ya existentes sometidas a mejoras, reduzcan considerablemente sus costos de producción, esto con el objetivo de aumentar los márgenes de ganancia ya que los precios del Etileno bajaron sensiblemente comparados con los que tenía este producto en la década de los 80's (ver Apéndice C). Esta tendencia de reducción de costos puede observarse claramente en la Gráfica 3 del Apéndice C,

la cual representa el costo promedio de la producción de Etileno a nivel mundial durante el último año y principios de éste.

Como se pudo apreciar en las gráficas mencionadas, se predice que el consumo de Etileno seguirá aumentando, que se construirán nuevas plantas para satisfacer esta demanda creciente y que se tendrá que competir en el mercado contra tecnologías nuevas o modificadas con menores costos de producción, así, este último punto es insoslayable para nuestras plantas de producción de Etileno. México, por su colocación geográfica compite en mercados en donde tiene como competidores directos a los estados Unidos y Japón y si se desea mantenerse en el mercado y tener un buen margen de ganancia, es necesario hacer las modificaciones necesarias a los procesos para reducir los costos de producción y así ofrecer precios competitivos y no perder participación en el mercado, ya que sobre todo, los países de oriente, tienen planeada un aumento en su producción que puede afectar directamente a la producción del país.

En el siguiente apartado se mostrará cómo está la producción nacional de Etileno así como las tendencias a seguir para nuestro país.

EL ETILENO EN MÉXICO.

En nuestro país, después de la última reestructuración de los productos petrolíferos hechas por el gobierno, el Etileno está considerado como uno de los petroquímicos secundarios de los cuales, el Estado, se reserva el derecho de producir, ya que es considerado como un producto estratégico para la nación. Esto trae como consecuencia que el único productor de Etileno en el país sea el estado, por medio de una de sus empresas: PEMEX.

Por esta razón, PEMEX es la única empresa que produce Etileno en nuestra nación y se encarga de satisfacer el consumo interno de Etileno, así como es la única que puede ofrecer este producto al exterior por nuestro país.

En la actualidad PEMEX cuenta con 5 plantas productoras de Etileno dentro de sus complejos petroquímicos. La historia de PEMEX en la producción de Etileno se remonta al año de 1966, cuando entró en operación la primera planta en Reynosa Tamaulipas, con una capacidad nominal de 27,210 toneladas métricas al año. Más adelante, durante la década de los 70's, en la que México comenzó a consolidarse como un país petrolero, se construyeron dos plantas más con una capacidad nominal de 182,000 t/año cada una, una de ellas se construyó en el complejo petroquímico de Pajaritos en 1972 y la otra quedó ubicada en Poza Rica (1978).

A finales de la década de los 70's se preveía que, a principios de la década de los 80's, la demanda y el precio del Etileno tendrían una alza muy atractiva, lo cual impulsó a la construcción de dos plantas más, pero ahora con una capacidad superior. De este modo, en 1982 entró en operación la planta de la Cangrejera con una capacidad de 500,000 t/año y posteriormente en 1989 entró en operación la última de las plantas, la del complejo petroquímico de Morelos, con una capacidad igual a la de Cangrejera.

En la actualidad, con la capacidad instalada, el país es autosuficiente en lo que respecta a este producto e incluso, en los últimos 6 años se han tenido niveles modestos de exportaciones que fluctúan entre el 6.5-12% de la producción nacional.

Tabla 1.

AÑO	1988	1989	1990	1991	1992	1993
Producción	916	1188	1370	1365	1482	1304
Importación						
Exportación	59	80	171	151.1	160.4	108
Cons. Aparente	857	1108	1199	1214	1321	1196
Incto. C.A.(%)	7	29.3	8.2	1.2	8.9	-9.5
Cap. Instalada	932	1418	1391	1391	1391	1391

México no está entre los principales productores de Etileno del mundo, sin embargo representa aproximadamente el 1.8-2% de la producción mundial, con lo cual está a la altura de países como Italia, España o Taiwan, este último caracterizándose por su rápido crecimiento.

De la tabla anterior puede observarse que el consumo de Etileno ha crecido en los últimos 5 años, mostrando un comportamiento similar al del consumo mundial. También puede apreciarse que el consumo presentó una reducción sensible en 1993, el cual tiene su origen en el bajo crecimiento que tuvo el país en ese año, sin embargo, si los síntomas pequeños de crecimiento que se mostraron a partir del mes de Junio de 1994 permanecen, se espera que se reactive positivamente la demanda, con lo cual será necesario trabajar cerca del 100% de la capacidad instalada de aquí y hasta 1998, ya que en la actualidad las plantas mexicanas están trabajando a un 93% de su capacidad y a que durante este periodo se prevé que se habrá un alza constante, y de permanecer este comportamiento, se deberá planear un aumento en la capacidad de producción por medio de modificaciones al proceso que permitan aumentar su capacidad a la que fueron diseñadas. Sin embargo, la tarea no queda sólo en aumentar la producción, sino también en observar que los costos de producción de las plantas impacten lo menos posible en el margen de ganancias para ser más atractivos en los mercados.

De esta forma, este trabajo se enfocará sobre la reducción de costos de producción en una de las plantas de PEMEX, la del complejo petroquímico de "La Cangrejera" y en particular, sobre los costos por el consumo de energía; además, al final del trabajo se darán recomendaciones para modificar el proceso de forma que se pueda reducir aún más el consumo de energía y se aumente la capacidad de producción de la misma.

LA PLANTA DE ETILENO DE “LA CANGREJERA” VER.

En la actualidad, la principal forma de producción de Etileno a nivel mundial y prácticamente la única, es la vía de la pirólisis de hidrocarburos en un reactor tubular instalado dentro de calentadores a fuego directo, la única diferencia entre los procesos existentes es la “severidad” de la pirólisis, esto es, la temperatura final a la que se llega en el reactor tubular, lo cual hace que la distribución de productos y subproductos varíe.

La materia prima para este proceso puede ir desde mezclas simples de Etano-Propano, mezclas de hidrocarburos ligeros como el LPG o incluso la pueden llegar a ser destilados medianos o pesados del crudo como el gasóleo a las naftas. Cabe señalar que en la mayoría de los casos se da la situación de que una parte de la alimentación se utiliza como combustible para la pirólisis y la otra es la alimentación al reactor, a éste tipo de procesos se les denomina autotérmicos.

En los países que tienen reservas de gas natural o que sus crudos poseen una buena proporción de componentes ligeros, la producción de Etileno es por la vía de la pirólisis de mezclas de estos hidrocarburos y aquí, la severidad de los procesos es baja y esto es fácilmente explicable por las cadenas pequeñas que representan este tipo de alimentaciones. Este es el caso de países como los Estados Unidos, México o los países de Oriente Medio, los cuales utilizan corrientes de Etano, Propano o mezclas de éstos. Por otro lado, los países que carecen de estas reservas, su producción de Etileno es por la vía de pirólisis de destilados intermedios y pesados; este es el caso de las plantas de Etileno europeas y de los países asiáticos.

A pesar de que la materia prima es diferente para estos países, el proceso, en general, es el mismo, todos poseen un horno de pirólisis en el cual se dan reacciones de descomposición térmica de la materia prima y posteriormente esta corriente de productos y subproductos es

comprimida y pasada a un tren de separación (esencialmente destilación), en el cual se recuperan los productos y subproductos.

Es importante resaltar que la distribución de productos y subproductos varía fuertemente en función de la materia prima así como de las condiciones de reacción que se utilicen. De este modo, se puede lograr que el proceso sea más selectivo hacia la producción de Etileno y olefinas ligeras cuando se utilizan mezclas más ligeras de hidrocarburos como alimentación o cuando el reactor se trabaja en un rango de temperaturas entre los 750 y 900°C, con tiempos de residencia que van de 0.1 a 0.6 s y se trabaja con presiones parciales de hidrocarburos bajas; para conseguir esto último se adiciona vapor de agua a la corriente de alimentación, lo cual, además de reducir la presión parcial de los hidrocarburos en la corriente impide la coquización de los mismos. Ejemplos de cómo afectan estas condiciones sobre la selectividad se dan en la Tabla 2.

Tabla 2.
Rendimientos hacia olefinas en función de la alimentación.

Rendimiento de la pirólisis %	ALIMENTACIÓN						
	Etano	Propano	Nafta Ligera	Nafta Pesada	Querosina	Gasóleo Ligero	Gasóleo Pesado
Hidrógeno.	3.70	1.31	0.98	0.86	0.65	0.60	0.51
Metano.	2.80	25.20	17.40	15.30	12.20	10.60	8.82
Acetileno.	0.26	0.65	0.95	0.75	0.35	0.40	0.21
Etileno.	50.50	38.90	32.30	29.80	25.00	24.00	21.36
Etano.	40.00	3.70	3.95	3.75	3.70	3.10	4.54
Metil acetileno y propadieno.	0.03	0.60	1.25	1.15	0.75	1.05	0.19
Propileno.	0.80	11.50	15.00	14.30	14.50	14.70	13.25
Propano.	0.16	7.00	0.33	0.27	0.40	0.45	0.86
1,3 butadieno.	0.85	3.55	4.75	4.90	4.40	4.80	6.15
Butileno.	0.20	0.95	4.55	4.15	4.20	4.40	5.54
Butanos.	0.23	0.10	0.10	0.22	0.10	0.10	0.05
C5s	0.22	1.60	3.85	2.35	2.00	3.30	2.18
C6-C8 no arom.			2.02	2.05	1.55	1.50	2.51
Benceno.	0.20	2.20	5.60	6.00	6.20	5.70	5.43
Tolueno.	0.05	0.40	1.65	4.60	2.90	3.00	3.27
Xileno y Etilbenceno.			0.72	1.65	1.20	1.20	0.74
Estireno.			0.65	0.85	0.70	0.70	0.50
C9+		1.00	0.65	3.10	3.10	2.30	3.08
Combustóleo.		1.34	3.30	3.95	16.10	18.10	20.81
Total	100	100	100	100	100	100	100
t/año alimentación p/producir 450,000 t/año de Etileno.	531,978	1,054,776	1,230,538	1,335,121	1,580,514	1,665,862	1,771,268

Las reacciones de descomposición que se llevan a cabo para producir olefinas a partir de las mezclas de hidrocarburos son altamente endotérmicas y esta es la razón por la cual se trabaja en hornos a fuego directo. Los mecanismos por los cuales se llevan a cabo estas reacciones ha sido bien estudiados para componentes ligeros que van desde CH₄ hasta componentes más pesados como C4s o C5s, sin embargo, para mezclas más pesadas como naftas o gasóleos, a los

cuales es más difícil determinar su composición exacta se han desarrollado predicciones de la cinética en función de su contenido de C4s y C5s, lo cual lo hace un tanto inexacto. De este modo, para hacer una buena descripción del comportamiento cinético del reactor es aconsejable buscar una buena colección de datos de las reacciones que se llevan a cabo en función de los componentes de la mezcla que se esté utilizando. En las referencias 11, 12, 13 y 14 se puede encontrar una buena colección de datos de la cinética de las reacciones de pirólisis para componentes ligeros, (hasta C5s).

En los artículos mencionados se muestran los dos diferentes tipos por los cuales se ataca el problema de representar la cinética de la pirólisis:

- Por la vía de formación de radicales libres, reacciones de propagación y terminación.
- Representación por especies moleculares.

Es recomendable, que si se desea hacer una buena representación del reactor, se desarrolle un modelo particular para este, ya que los simuladores de proceso generales existentes aún tienen deficiencias para su modelado.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

La descripción del proceso se hará por medio de bloques funcionales, esto es, por medio de una división del proceso que nos muestre las principales operaciones del proceso en base a un equipo principal, así, los bloques que se mencionarán son los siguientes:

- Zona de Reacción.
- Zona de Apagado.
- Zona de Compresión.
- Zona de Lavado Cáustico.
- Zona de Demetanización.
- Zona de Deetanización.
- Zona de fraccionamiento de Etileno
- Zona de Depropanización.
- Zona de Debutanización.
- Zona de fraccionamiento de Propileno.

El orden en el que se presentaron los bloques anteriores es el mismo que se presenta en la planta, así que esta descripción se hará de tal forma que se muestre la secuencia real que tiene cada sección dentro del proceso.

Zona de reacción.

En esta sección se lleva a cabo la descomposición térmica (pirólisis) de la alimentación para obtener los productos deseados (Ver Tabla 2). En esta sección la alimentación pasa por un tren de precalentamiento que aprovecha parte de la energía que debe desechar el agua de la torre

de apagamiento. Esto se hace con la finalidad de reducir los consumos de energía en el reactor, que de otro modo, tendría que gastar una mayor cantidad de energía para llevar a la corriente de proceso a las condiciones de reacción.

Posterior al tren de precalentamiento y antes de su ingreso al reactor, la corriente de proceso debe ser acondicionada para las condiciones tan severas a las que será sometida; este acondicionamiento consiste en la inyección de vapor de agua para reducir la presión parcial de los hidrocarburos, lo cual impedirá que éstos tengan reacciones de degradación severos que los lleve a su conversión hasta coque (carbón), lo cual sería perjudicial para el proceso, ya que se perdería parte de la alimentación y aumentaría el consumo de energía en el reactor, ya que los depósitos de carbón reducirían notablemente el valor del coeficiente global de transferencia de calor. Posteriormente, la corriente de proceso ya acondicionada se divide en diez corrientes, las cuales son enviadas al mismo número de calentadores a fuego directo los cuales fungen como los reactores de pirólisis, en donde permanecerán por períodos que oscilan entre los 0.1 y 0.6s y llegará a una temperatura promedio de 1500°F, temperatura a la cual se darán las descomposiciones térmicas.

Las condiciones de operación deben ser controladas para que se consiga un mayor rendimiento hacia la producción de olefinas y una vez que se alcanza el rendimiento deseado, no se puede permitir que los hidrocarburos se mantengan a temperaturas tan elevadas, ya que esto provocaría que la formación de subproductos no deseables aumentara, reduciendo el rendimiento hacia la producción de olefinas. Para evitar esta situación, se debe enfriar rápidamente la corriente de proceso, para lo cual se tiene un tren de enfriamiento que además de cumplir la función mencionada genera vapor, con lo cual se aprovecha la energía que desecha la corriente que sale del reactor.

En la mayoría de las plantas, y esta no es la excepción, esta energía sirve para producir vapor de alta presión, así que la temperatura promedio a la cual se deja la corriente de proceso una vez que abandona la zona de generación de vapor es de aproximadamente 600°F. A esta temperatura todavía es posible que se lleven acabo las reacciones de descomposición térmica, además, la corriente de proceso todavía no tiene una temperatura adecuada para su posterior manejo; de tal modo se utiliza una torre de apagamiento para cumplir con esta tarea. Aquí no se presenta ningún diagrama de esta sección, ya que como se mencionó en la definición del alcance del trabajo, este bloque está fuera de los objetivos de este estudio.

Zona de apagado.

Aquí la corriente de proceso se pasa a una torre en la cual se pone en contacto directo con agua hasta dejarla a una temperatura de 110°F aproximadamente. Esta torre de apagado cumple dos funciones principalmente:

- Reducir la temperatura de la corriente de proceso a niveles en los cuales las reacciones de descomposición térmica sean despreciables.
- Condensar la mayor parte del vapor que se adicionó a la alimentación para evitar su coquización, así como la mayoría de los componentes de la gasolina de pirólisis.

En el tanque de recuperación de la torre de apagado se separan dos fases, una acuosa y una orgánica. Parte de la fase acuosa es utilizada como fuente de calor para la fraccionadora de Propileno y otros requerimientos de calentamiento, en tanto que la fase orgánica se manda a la sección de estabilización de gasolinas.

Esta zona es altamente intensiva en el consumo de agua de enfriamiento, ya que las cargas necesarias para enfriar el agua de apagado son muy grandes debido al gran volumen de agua que se utiliza. Esta sección está representada en la figura 4.

Zona de compresión.

Después de que la corriente es enfriada se procede a su fraccionamiento, para lo cual debe comprimirse hasta 560 psi en cuatro etapas; esto puede variar de proceso a proceso. Entre cada etapa de compresión se tienen cambiadores que aseguran que la temperatura de entrada de la corriente a la siguiente etapa de compresión sea igual que la de la etapa anterior; esto hace que la temperatura de la corriente que se comprime permanezca relativamente baja y no disminuya la eficiencia de estos equipos. Esto implica un alto consumo de servicios de agua de enfriamiento.

Entre la tercera y cuarta de compresión, se retiran los componentes ácidos como CO_2 y H_2S por medio de una absorción con reacción, en la cual se utilizan soluciones de NaOH ; en otros procesos llegan a utilizarse soluciones de etanolaminas. Las primeras son utilizadas en los casos en que la concentración de gases ácidos en la corriente es baja o en los diseños más viejos, en tanto que las segundas se utilizan en el caso de que la concentración de estas especies sobrepase las 500 ppm; esto es debido a que las soluciones cáusticas generan una gran cantidad de desechos básicos pero son más baratas y pueden ser utilizadas para remover pequeñas cantidades ya que el tratamiento de los efluentes no es muy costoso debido a volúmenes más reducidos, sin embargo, si la concentración es alta los costos de tratamiento de efluentes es mayor, de tal modo que se justifica la inclusión de soluciones que puedan ser regeneradas como es el caso de las aminas. Esta sección está representada en la figura 5.

Zona de demetanización.

En las interetapas de la zona de compresión se retira el resto del vapor de agua que no haya podido condensarse en la torre de apagado, pero para asegurarse de que no pase agua a la zona de fraccionamiento, la cual comienza con una zona de fraccionamiento de tipo criogénica, se pasa la corriente por desecantes como mallas moleculares o silicatos. Esto se hace con el propósito de evitar que se lleguen a formar depósitos de hielo en la tuberías y cambiadores que pudieran traer como consecuencia la ruptura de alguno de los equipos.

De aquí en adelante se tiene la zona de fraccionamiento de la corriente de proceso por medio de varias torres de destilación, las cuales, por la naturaleza del proceso de destilación, son altamente intensivas en el consumo de energía.

La primera sección de fraccionamiento trabaja a temperaturas bajas, (la más baja es de -250°F aproximadamente), y su función es la de separar el hidrógeno así como retirar el metano producido durante la reacción.

La serie de enfriadores y tanques "flash" que anteceden a la torre de demetanización sirven para retirar la mayor cantidad posible de hidrógeno, ya que dejarlo llegar a la torre, con toda la corriente de hidrocarburos, produciría que las cargas del rehervidor y el condensador fueran aún más grandes. La torre Demetanizadora recupera por el domo la mayor parte del metano de la corriente de productos en tanto que por el fondo se recupera el resto de la corriente para seguir siendo fraccionada. Esta sección se muestra en la figura 6.

Zona de Metanación.

Una parte del Hidrógeno despuntado es utilizado para hidrogenar el Acetileno que lleva la corriente, en tanto que la otra parte se usa como combustible para los hornos de pirólisis. Para poder utilizar el Hidrógeno en la Hidrogenación del Acetileno es necesario retirar el CO que lo acompaña. Para esto se hace pasar por un reactor que convierte el CO a CH_4 por medio de su reacción con H_2 . Una vez retirado el CO, esta corriente rica en hidrógeno, se lleva a la planta de Deetanización para hidrogenar el Acetileno. Esta sección se muestra en la figura 7.

Zona de Deetanización.

Los fondos de la torre Demetanizadora son enviados a otra torre de destilación en donde se retiran principalmente por el domo el Etano y el Etileno; por el fondo de la torre se retiran los componentes más pesados para seguir siendo separados.

El producto del domo de la torre Deetanizadora lleva principalmente Etano, Etileno y Acetileno. Hay que remarcar que el Acetileno que se produce durante la pirólisis, y que acompaña al Etano y Etileno después de la Deetanización, debe ser removido de esta corriente para alcanzar las especificaciones que se desean para el Etileno, esto es, un grado polimérico (99.9% de pureza). Para conseguir las especificaciones deseadas se hidrogena el Acetileno hasta Etano.

La cantidad que se produce de acetileno, en función de las diferentes alimentaciones, puede hacernos pensar que sería recomendable separar el Acetileno en la mayoría de los procesos, sin embargo su separación del Etileno, debido a las fuertes interacciones moleculares que tiene con esta especie, hacen que su separación no sea muy sencilla por lo cual no se justifica fácilmente su recuperación, ya que esto representaría un costo mayor al beneficio que se podría obtener. Quizás sólo en el caso de plantas con volúmenes de producción altos se podría dar el caso de su recuperación. Esta sección se representa en la figura 8.

Zona de fraccionamiento de Etileno.

Una vez retirado el Acetileno se procede a fraccionar la corriente de Etano y Etileno de tal modo que el Etileno se recupere con la pureza deseada (99.7% mínimo para un grado polimérico).

La torre fraccionadora de Etileno recupera el Etileno con las especificaciones deseadas por el domo, en tanto que en el fondo se recupera el Etano que es reciclado al reactor. Existe una recirculación entre esta sección y la zona de Deetanización, la cual es una extracción líquida de la torre de fraccionamiento que se envía a un absorbedor en la zona de Deetanización para asegurar que sólo pasen a la zona de fraccionamiento los dos componentes mencionados. La figura 9 muestra esta sección.

Zona de Depropanización.

Los fondos de la torre Deetanizadora son enviados a la torre Depropanizadora, la función de esta torre es separar por el domo el propano y el Propileno para ser separados posteriormente y por el fondo se separan los componentes más pesados: de C_4 's en adelante.

Zona de Debutanización.

El producto de fondos de la Depropanizadora se envía a la Debutanizadora, en donde el producto de domos es una mezcla de componentes C_4 's y el producto de fondos es una gasolina de pirólisis que se mezcla con la gasolina de pirólisis de la zona de apagamiento. Tanto la zona de depropanización como la de Debutanización se muestran en la figura 10.

Zona de fraccionamiento de Propileno.

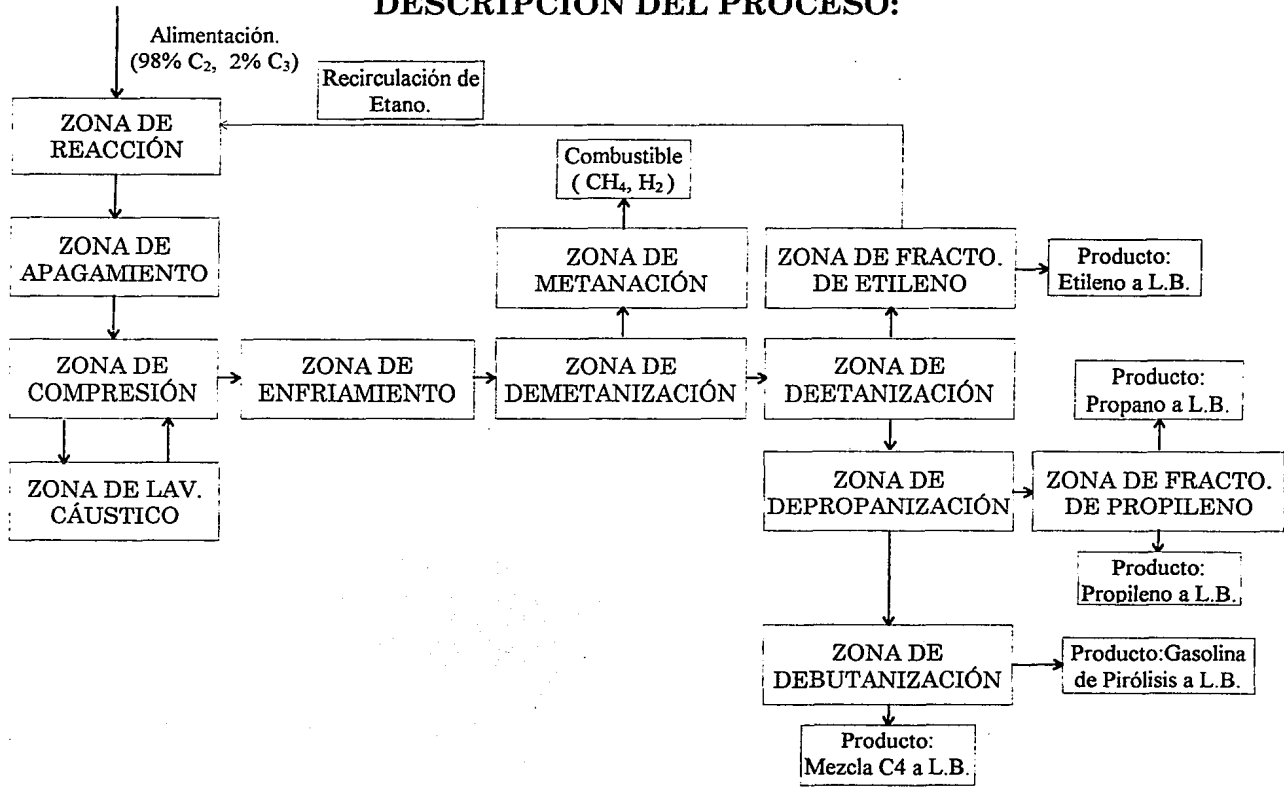
El producto de domos de la Depropanizadora, que esencialmente lleva Propano y Propileno, se envía a una torre fraccionadora, en donde se obtiene por el domo Propileno de grado polimérico y Propano por el fondo. Estos dos productos se envían a límites de batería. Esta última sección del proceso se muestra en la figura 11.

Ciclos de refrigeración:

Este es el esquema del proceso de producción de la planta de Etileno de La Cangrejera, pero también es importante resaltar que este proceso tiene asociadas dos plantas de refrigeración que suministran los servicios de enfriamiento que no pueden satisfacerse con agua debido a las bajas temperaturas que esto implica. Estos dos ciclos de refrigeración asociados, a los cuales se hace mención, son los ciclos de Etileno y de Propileno, que están altamente integrados con el proceso de tal modo que remueven energía del proceso y también lo descargan a él.

Cada uno de estos ciclos de refrigeración posee su compresor, lo cual hace que sean altamente intensivos en el consumo de vapor de alta presión para movilizar estos equipos. Esta situación hace que el impacto de estas dos secciones sobre el consumo total de energía de la planta sea muy grande, ya que estamos hablando de compresores con potencias de 35,000 y 10,000 HP en los dos compresores, que comparados con el compresor de la corriente de proceso de 9,000. HP, representan más del 80% del consumo total de potencia de la planta. En las figuras 12 y 13 se presentan los diagramas de estas dos secciones.

Figura 3.
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO:



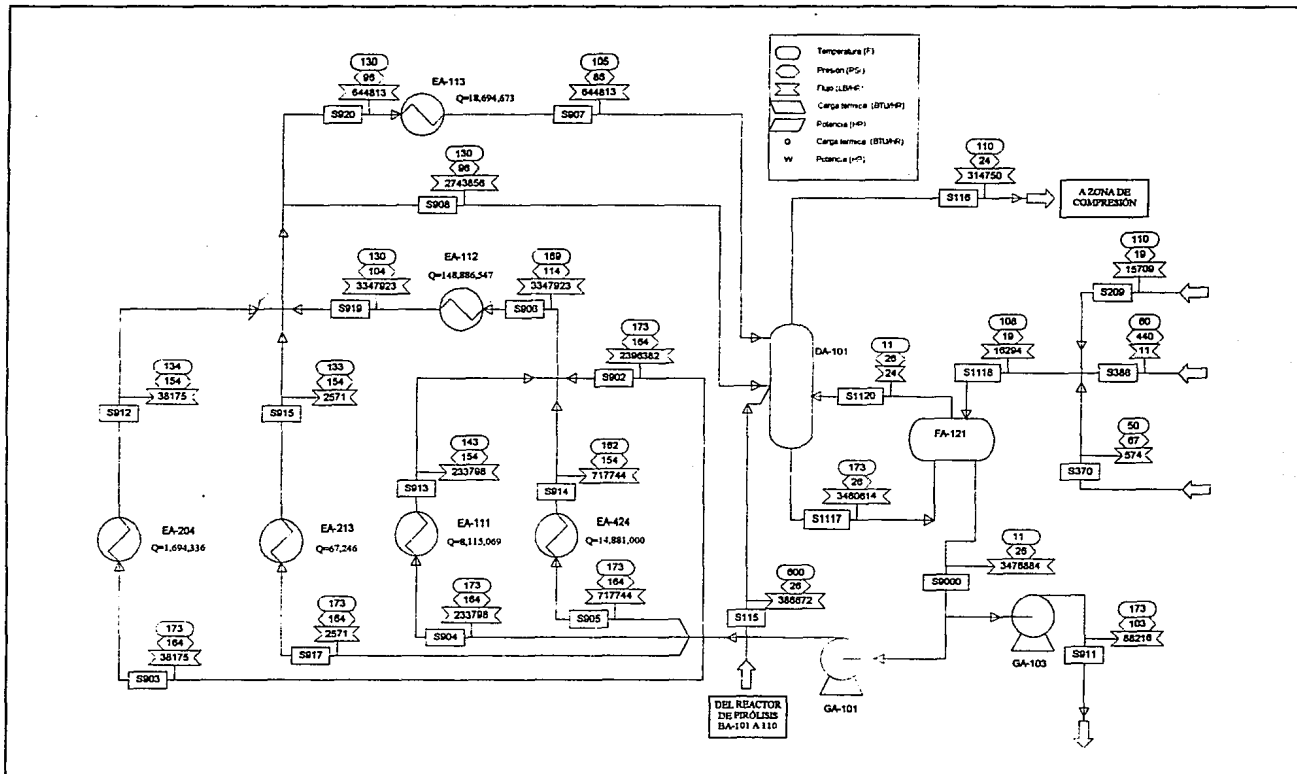


FIGURA 4: Diagrama de Flujo de Proceso de la Sección de Apagado
Planta de Etileno de "La Cangrejera", Ver.

Escala: Ninguna.
Noviembre 1994.

Facultad de Química U.N.A.M.
Edgar Perea López.

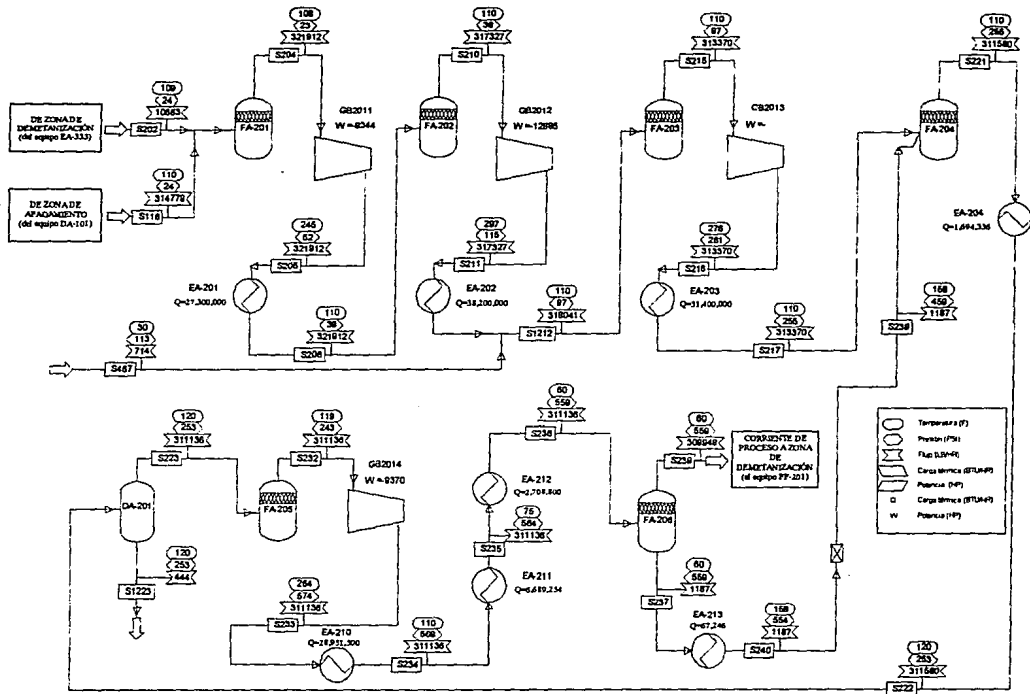


FIGURA 5: Diagrama de Flujo de Proceso de la Sección de Compresión
Planta de Etileno de "La Cangrejera" Ver.

Escala: Ninguna.
Noviembre 1994.

Facultad de Química U.N.A.M.
Edgar Perea López.

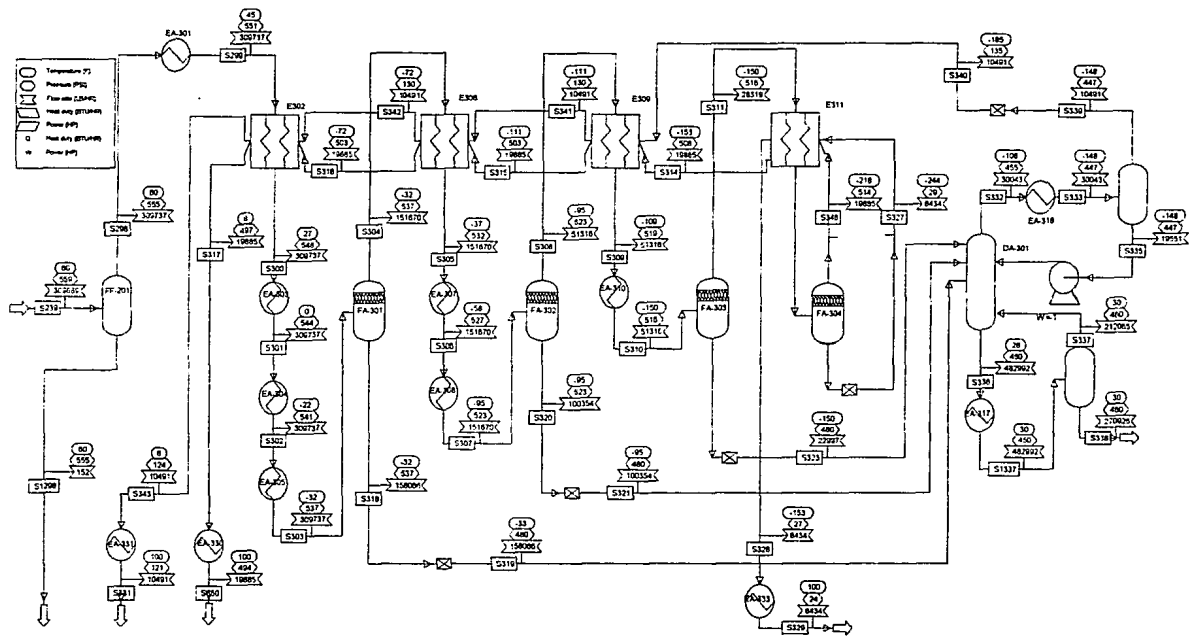


FIGURA 6: Diagrama de Flujo de Proceso de la Sección de Demetanización
 Planta de Etileno de "La Cangrejera", Ver.

Escala: Ninguna.
 Noviembre 1994.

Facultad de Química U.N.A.M.
 Edgar Perea López

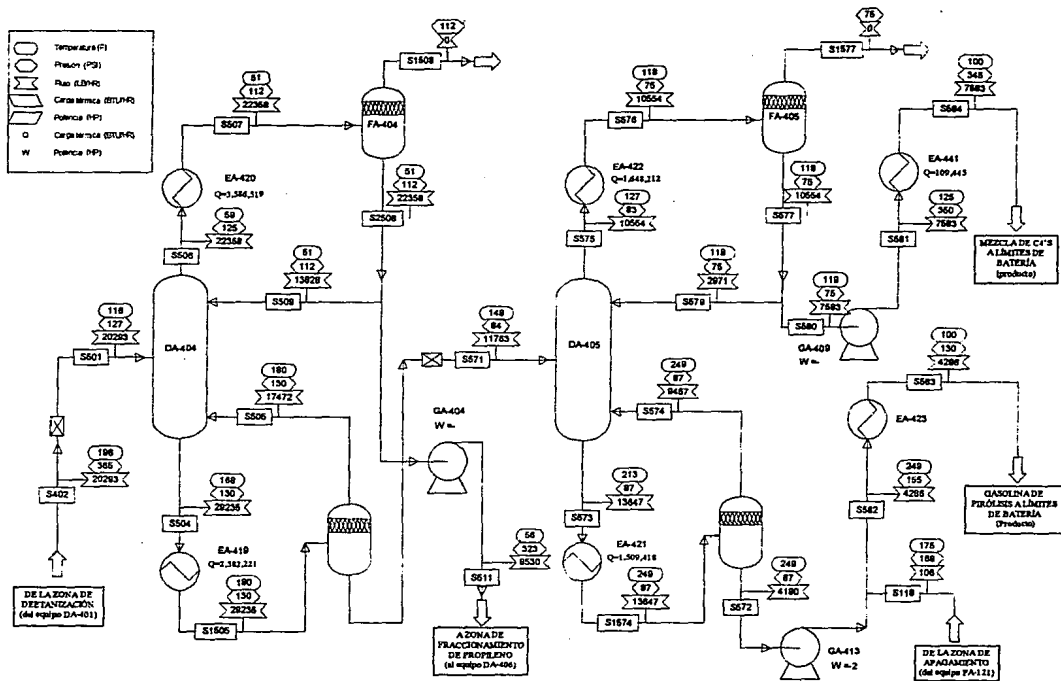
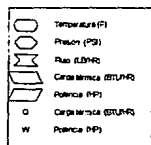


FIGURA 10: Diagrama de Flujo de Proceso de las Secciones de Depropanización y Debutanización.
Planta de Etileno "La Cangrejera" Ver.

Escala: Ninguna.
Noviembre 1994.

Facultad de Química U.N.A.M.
Edgar Perea López

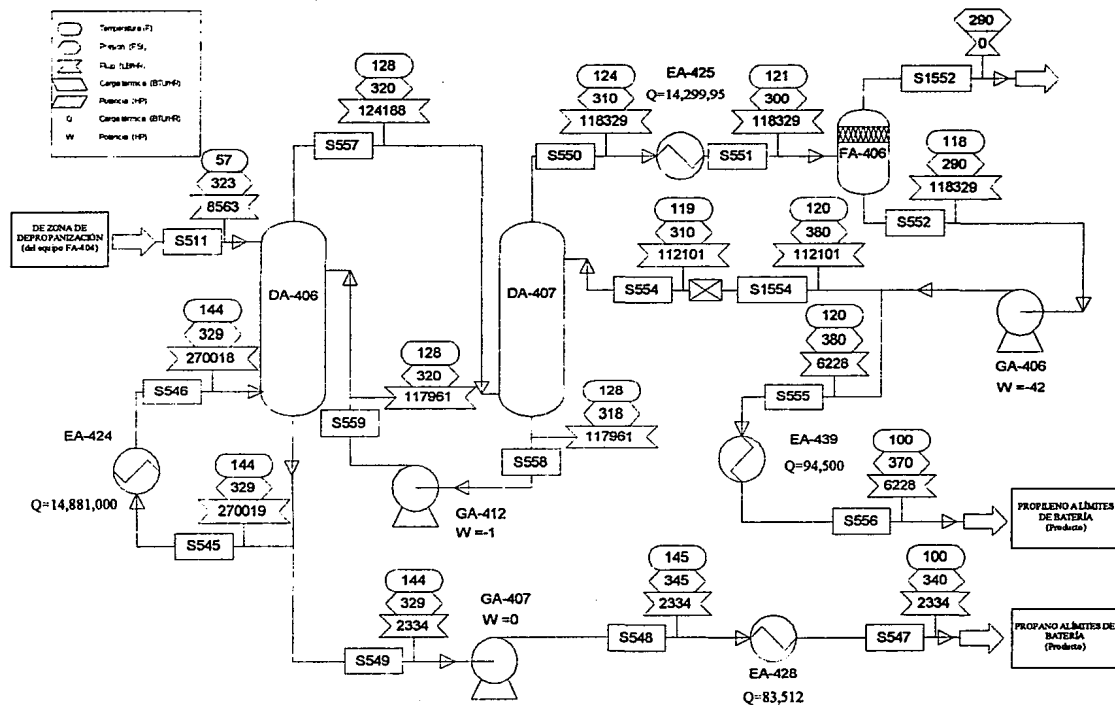
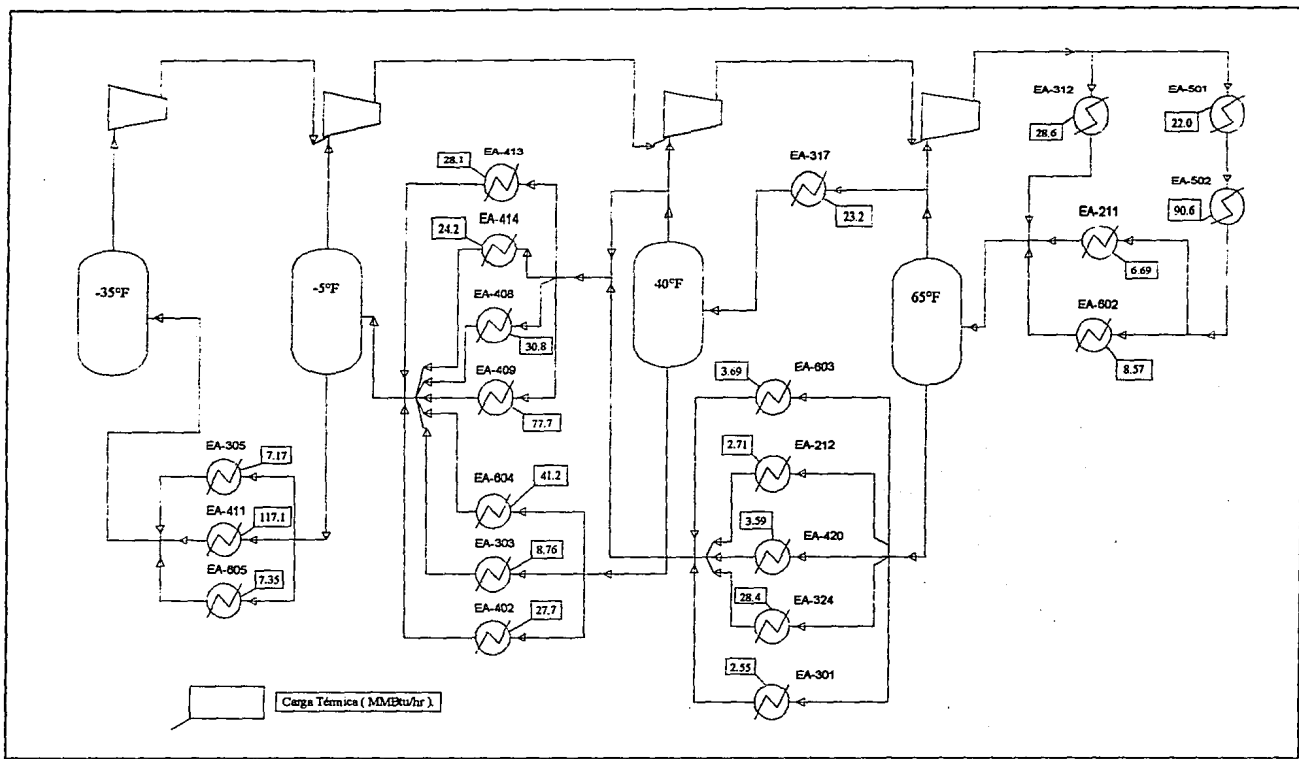


FIGURA 11: Diagrama de Flujo de Proceso de las Secciones de Fraccionamiento de Propileno
 Planta de Etileno "La Cangrejera" Ver.

Escala: Ninguna.
 Noviembre 1994.

Facultad de Química U.N.A.M.
 Edgar Perea López



**FIGURA 12: Diagrama de Flujo de Proceso del Ciclo de Refrigeración de Propileno.
Planta de Etileno "La Cangrejera" Ver.**

Escala: Ninguna.
Noviembre 1994.

Facultad de Química U.N.A.M.
Edgar Perea López

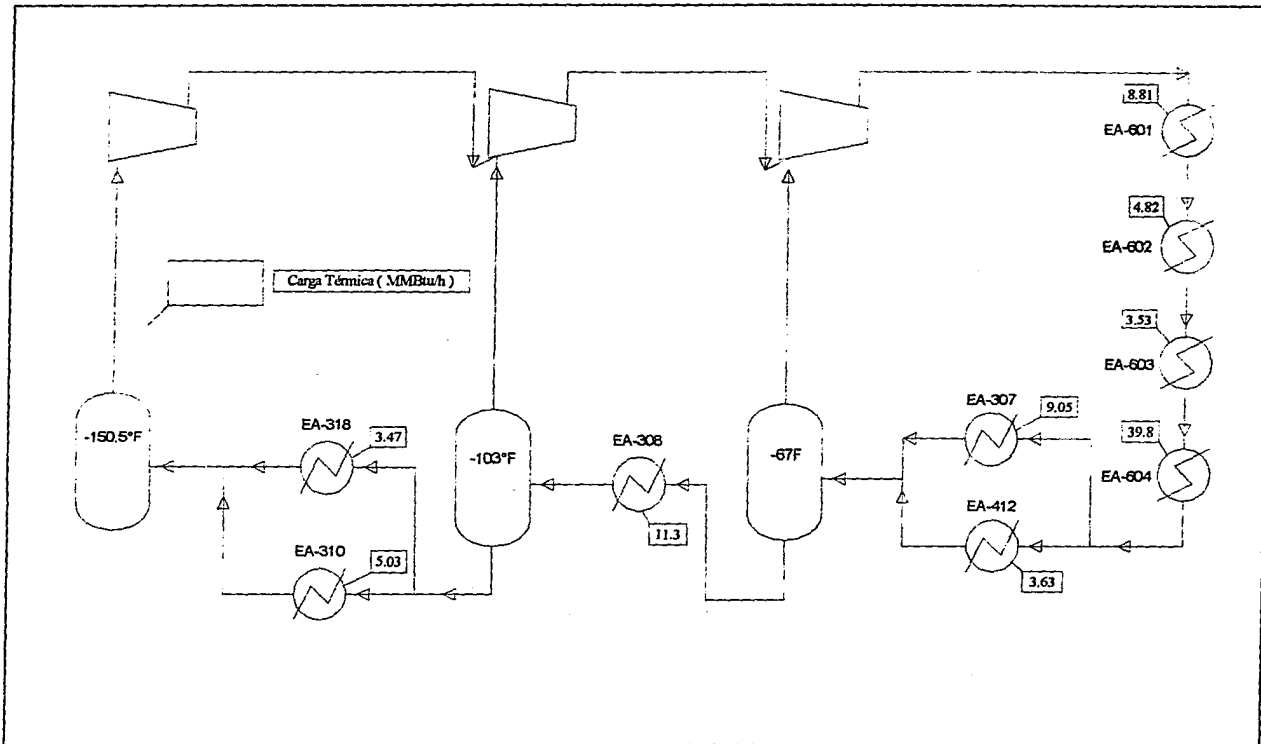


FIGURA 13: Diagrama de Flujo de Proceso del Ciclo de Refrigeración de Etileno
Planta de Etileno "La Cangrejera" Ver.

Escala: Ninguna.
Noviembre 1994.

Facultad de Química U.N.A.M.
Edgar Perea López

Este proceso, como puede observarse por su descripción, es altamente intensivo en el consumo de servicios, tanto de tipo térmico como de potencia. Esto es debido a que todo el tren de separación se basa en la separación por diferencia de volatilidades (destilación), la cual representa un alto consumo de energía para los rehervidores y los condensadores, los cuales son los responsables del suministro y eliminación de calor para fomentar la separación. Por otro lado, el hecho de que la corriente de proceso deba comprimirse para su posterior separación y que deba enfriarse por medio de dos ciclos de refrigeración, representa un alto consumo de vapor para mover los compresores responsables de dichas tareas.

No es extraño entonces, que la mayor parte de los costos de operación de estas plantas estén representados por el consumo de servicios, esto es, por el consumo de energía. Así, los puntos principales para poder mejorar este tipo de procesos se encuentran principalmente en las medidas de ahorro de energía para poder mantenerlas a niveles competitivos.

De este modo, para poder identificar los puntos potenciales de mejora, se tuvo que desarrollar un modelado y simulación de la planta que nos permitiera determinar las condiciones actuales de la misma así como conocer en qué secciones del proceso se pueden aplicar medidas que conduzcan a la reducción de costos de operación así como a aumentar la capacidad de la planta. En las dos secciones posteriores se describirán la simulación del proceso y el análisis térmico que son los dos puntos en los que se basó este estudio.

SIMULACIÓN DE LA PLANTA.

METODOLOGÍA.

Para facilitar la representación, simulación y manejo de la planta, ésta se dividió en los bloques funcionales que ya se mencionaron en la descripción del proceso y una vez que estas secciones fueron representadas satisfactoriamente en el simulador, tomando como referencia los datos de diseño de la planta, se procedió a unir todas las secciones para tener un modelo completo de la planta.

La metodología seguida en la simulación del proceso fue la siguiente:

- Seleccionar una ecuación de estado para la representación de los equilibrios líquido vapor. En este caso se seleccionó la ecuación de estado de REDLICH-KWONG-SOAVE, basándose en el hecho de que los componentes que se tienen son sólo hidrocarburos no polares y poco polares. Para la situación en que se tiene la presencia de agua en la corriente de proceso, como fue la sección de apagado, se utilizó una opción simplificada de ASPEN en la que considera que existe una fase acuosa libre de hidrocarburos y calcula rigurosamente las fases vapor y líquida orgánicas. La selección final de esta ecuación de estado estuvo basada en una prueba de varios modelos, de los cuales esta ecuación resultó ser la que mejor representó los equilibrios líquido-vapor, sobre todo en la zona de demetanización, la cual fue la que presentó mayores problemas de propiedades en sus separadores de hidrógeno.
- Dividir la planta en secciones funcionales (las que se mencionaron en la descripción del proceso).
- Realizar una representación modular de las secciones del proceso, esto es, representar cada una de las operaciones unitarias del proceso por un modelo de ASPEN. Aquí se omitieron las válvulas en donde la caída de presión es despreciable. En la primera parte se representó a las torres de destilación con su condensador y su rehedidor como un solo módulo.

- Seleccionar, para cada módulo, el mejor conjunto de corrientes de corte , los cuales fueron conjuntos no redundantes y con el menor número de corrientes de corte, para minimizar el número de variables a converger.
- Tomar como iniciados iniciales, para las corrientes de corte seleccionadas, los datos de diseño que se poseían.
- Definir si los ciclos de convergencia se harían converger simultáneamente o se harían de forma anidada.
- Tomar la primer sección del proceso y simularla, teniendo como referencia, para la comparación de resultados, los datos de diseño de la planta. A estas se les llamarán las secciones cerradas (con el condensador y rehervidor unidos a la torre).
- Separar, si aplica, el condensador y el rehervidor de las torres de destilación y generar un módulo de cálculo para cada uno de ellos (estas serán las secciones abiertas).
- Simular de nuevo la sección tomando como estimados iniciales los resultados de las secciones cerradas hasta que se obtengan los resultados deseados. (Esto se hace con la finalidad de tener información correcta de las corrientes que van de la torre a estos equipos, así como de las corrientes que regresan de ellos a la torre, para poder utilizarla durante la integración térmica del proceso.
- Tomar las corrientes de salida de esta sección como las entradas de la siguiente sección.
- Repetir los cuatro pasos anteriores para las secciones subsecuentes.
- Una vez que todas las secciones han sido simuladas se procede a generar un módulo completo con todas las secciones unidas, de tal forma que se represente a la planta por completo. Los estimados iniciales para las corrientes de corte deberán ser los resultados de las secciones por separado, ya que estos valores facilitarían la convergencia del módulo completo.

Nota: La separación de la planta en secciones permite reducir los tiempos de máquina así como la convergencia del proceso al unir toda la planta, así como facilita el análisis y el manejo del proceso.

- Especificar los niveles de refrigeración de los dos ciclos de refrigeración indicando las cargas térmicas de cada uno así como las de sus economizadores.
- Determinar cuales son las interconexiones entre los ciclos de refrigeración.
- Simular o representar los ciclos de refrigeración de la planta en los modelos que posee ADVENT para evaluar los consumos energéticos de estas plantas de refrigeración.
- Realizar el análisis de las condiciones de proceso e identificar los puntos potenciales de mejora.
- Hacer el análisis de cuales son las corrientes frías y calientes del proceso y generar la interfase para ADVENT.

Dentro de la simulación del proceso se presentaron varias situaciones importantes que deben resaltarse. Una de ellas fue la selección del método de convergencia que permitiera alcanzar la solución en el menor tiempo posible, ya que las dimensiones de la planta no permiten que cada sección tome mucho tiempo, ya que al final, al unir todas las secciones, el tiempo total resultaría muy grande.

Como se mencionó en la descripción de la metodología seguida en la simulación, todas las secciones de la planta fueron simuladas por separado y en dos modalidades, una a la que se le

denominó como secciones cerradas y otras abiertas. En el primer caso, el método utilizado para todas las secciones fue el método de Wegstein el cual dio resultados favorables en tiempos moderados, sin embargo, en el momento de trabajar con las secciones abiertas, se generaron dos nuevos ciclos de convergencia en todas y cada una de las secciones que presentaban una torre de destilación; estos nuevos ciclos surgieron por las corrientes que van de los condensadores y los rehervidores y cada una de las torres. Por esta razón se tuvo que cambiar de método de convergencia para todas las torres de destilación, ya que la aceleración aplicada por el método de Wegstein no era suficientemente rápida y existían oscilaciones fuertes en los resultados obtenidos entre cada iteración.

La razón de esto fue que las corrientes de proceso son mezclas con puntos de ebullición muy amplios lo cual es una consecuencia directa de que las mezclas que se manejan poseen componentes que van desde gases prácticamente incondensables como hidrógeno, y CO, hasta hidrocarburos más pesados como mezclas de C6's. Por esta razón, para la segunda modalidad, esto es, secciones abiertas, se utilizó el método de Broyden, el cual es más estable cuando la función que se trabaja tiene una fuerte dependencia de muchas variables a la vez, como se presenta en las temperaturas de rocío y burbuja bajo las composiciones de una mezcla.

Este método permitió tener tiempos de convergencia de alrededor de 300 s a 400 s en cada sección, (utilizando una computadora con un procesador 80486 DX2 a 66 MHz), lo cual era bueno, pero estos tiempos aún podían representar un problema en el momento en que se unieran todas las secciones (8 secciones en total) y por esta razón se trabajó aún más para reducir estos tiempos.

Para esta tarea se tomó en cuenta lo siguiente: sabiendo que el método de Broyden es altamente dependiente de los estimados iniciales, una opción para reducir los tiempos de convergencia era mejorar estos estimados. Los mejores estimados que se poseían eran los últimos resultados obtenidos. De este modo, una vez que se llegaba a la solución en los 300s o 400s, se tomaban los resultados de esa última "corrida" y se utilizaron como los estimados iniciales para una "corrida" posterior. Esto redujo a menos de 100 s los tiempos de convergencia para cada sección, lo cual confirmó la alta dependencia de este método de los estimados iniciales y permitió que el tiempo de convergencia en el momento de unir todas las secciones para simular la planta completa no pasara de los 600s (utilizando la misma computadora 80486 DX2 a 66 MHz).

En lo que respecta a la selección de los conjuntos de corte, la complejidad del proceso dificultó un poco esta tarea en el momento de determinar las corrientes de corte para todo el proceso, sin embargo, la división por secciones, una vez más, facilitó esta tarea.

Otro de los puntos importantes que se tuvo que cuidar minuciosamente fue la decisión entre hacer converger los ciclos de convergencia simultáneamente o de forma anidada. Cuando se trabajó en la modalidad de las secciones "cerradas", por medio de un análisis somero se decidió que la dependencia de las variables sobre la convergencia no sería muy fuerte, de modo que se resolvieron los ciclos de forma simultánea, sin embargo, cuando se trabajó bajo la modalidad de las secciones abiertas, se tuvo que tomar la decisión de anidar, esto

particularmente en los ciclos de las torres en las que todavía habían muchos componentes, como el caso de la Demetanizadora y la Deetanizadora. Esto quizás podría hacer pensar que en el momento de unir toda la planta sería un problema fuerte el decidir entre converger todos los ciclos simultáneamente o anidarlos, sin embargo, como la simulación por secciones se dejó con tiempos de convergencia muy cortos, además que se utilizaron las salidas de una sección como la alimentación de la subsecuente y el volumen de las recirculaciones con respecto al de las corrientes a las que se integraban eran pequeños, se decidió hacerlos converger simultáneamente y utilizar como estimados iniciales los valores ya obtenidos, ya que los valores finales de las corrientes no podrían diferir mucho de los que ya se tenían. Esta suposición fue correcta y se logró la convergencia en un tiempo relativamente corto.

Estos fueron los puntos más sobresalientes del desarrollo de la simulación del proceso, que como se verá más adelante, tuvo una buena precisión, ya que no se permitió que los errores superaran el 10% para las variables más importantes.

El siguiente capítulo presentará la parte medular del trabajo y se apreciará claramente la importancia de la simulación hecha para el desarrollo de este análisis.

ANÁLISIS TÉRMICO DEL PROCESO.

Esta es la parte más importante dentro del trabajo, ya que es la que reporta los ahorros al proceso. Para el análisis se hizo uso de un paquete comercial de software desarrollado por ASPEN Tech. Inc. llamado ADVENT. Este programa acepta datos a partir del simulador de procesos ASPEN Plus, por medio de una interfase generada por el mismo simulador de procesos y esta fue la forma en que se suministraron los datos a ADVENT para desarrollar la integración térmica del proceso.

Para poder realizar la integración térmica ADVENT se deben identificar primero las corrientes calientes y frías del proceso, definiendo a las corrientes frías como aquellas a las cuales se les debe disminuir su temperatura y las frías como aquellas a las que se les debe elevar. Esto se hizo por inspección de las corrientes en los diagramas de flujo del proceso. Una vez identificadas, se debe suministrar la información básica sobre las corrientes al paquete, esta información consta del flujo, la temperatura de suministro, la temperatura objetivo y la carga térmica. Esta es la información mínima que requiere ADVENT para su funcionamiento, y esto es debido a que ADVENT aproxima la representación de las corrientes, en el diagrama temperatura-entalpía (T-H), como si fueran líneas rectas en todo el rango de temperaturas de la corriente, sin embargo, si se desea realizar un mejor análisis, sobre todo en lo que respecta a la representación de las corrientes, es necesario suministrar más información sobre la curva de calentamiento o enfriamiento de la corriente, y aún más, si se desea hacer un diseño detallado de los cambiadores de calor debe suministrarse datos sobre viscosidad, tensión superficial y conductividad de las corrientes; todo esto no es problema, ya que ASPEN hace todo esto en la interfase. Una vez que se ingresa la interfase a ADVENT y con ella toda la información de las corrientes, se procede a la "segmentación", esto es, hacer una aproximación lineal por secciones de las curvas reales de calentamiento o enfriamiento de cada corriente, de tal forma que en el diagrama T-H estas rectas representen de la mejor manera estas curvas. La información básica de las corrientes está en la siguiente tabla.

Información básica de las corrientes calientes y frías del proceso. (Tabla 3)

Corriente	Nombre ADVENT	Del Equipo	Al equipo	Tipo	Tsum °F	Tfin °F	Q BTU/hr-R
25 (5)	COMP1	GB2011	FA-202	CALIENTE	244	110	27,300,000
26 (5)	COMP2	GB2012	FA-203	CALIENTE	245	110	38,200,000
27 (5)	COMP3	GB2013	FA-204	CALIENTE	245	110	31,400,000
28 (5)	COMP4	GB2014	FA-206	CALIENTE	252	60	38,349,580
29 (6)	FA301	FF-201	FA-301	CALIENTE	60	-32	37,684,540
30 (6)	FA302	FA-301	FA-302	CALIENTE	-32	-95	22,077,220
31 (6)	FA303	FA-302	FA-303	CALIENTE	-95	-145	7,028,830
32 (6)	FA304	FA-303	FA-304	CALIENTE	-150	-218	4,474,400
33 (6)	COND DEM	DA-301	EA-318	CALIENTE	-105	-147	3,469,690
34 (7)	PRODR2	DC-301	FA-306	CALIENTE	637	60	315,821
35 (8)	COND DEE	DA-401	FA-401	CALIENTE	13	10	18,900,000
38 (9)	COND FC2=1	DA-402	FA-403	CALIENTE	-22	-31	117,000,000
39 (9)	COND FC2=2	FA-403	EA-412	CALIENTE	-32	-55	3,633,000
40 (10)	COND DEP	DA-404	FA-404	CALIENTE	60	51	3,586,700
41 (10)	COND DEB	DA-406	FA-406	CALIENTE	127	118	1,648,200
43 (11)	COND FC3	DA-407	FA-406	CALIENTE	124	118	14,300,000
36 (8)	PRODR1	DC-401	DA-403	CALIENTE	286	35	33,035,000
19 (4)	QW1	GA-101	EA-204	CALIENTE	174	137	1,694,330
20 (4)	QW2	GA-101	EA-111	CALIENTE	174	144	8,121,560
21 (4)	QW3	GA-101	EA-424	CALIENTE	174	163	14,881,400
22 (4)	QW4	GA-101	EA-213	CALIENTE	174	130	67,246
23 (4)	QW5	EA-112	EA-112	CALIENTE	168	130	148,886,000
24 (4)	QW6	EA-113	EA-113	CALIENTE	130	105	18,694,700
42 (10)	C4 LB	EA-441	L.B.	CALIENTE	125	100	109,446
44 (11)	C3= LB	EA-439	L.B.	CALIENTE	120	100	94,499
45 (11)	C3 LB	EA-428	L.B.	CALIENTE	145	100	83,512
3 (6)	I12 COMB	FA-304	E302	FRÍA	-218	6	8,659,400
11 (8)	FEEDR12	FA-401	DC-401	FRÍA	75	250	23,233,900
6 (9)	C1 REC	FA-410	EA-304	FRÍA	-31	-31	15,633,100
4 (6)	C2= RECY1	FA-304	E311	FRÍA	-243	-153	1,949,400
37 (6)	REB DEM	DA-301	EA-317	FRÍA	28	30	23,219,300
8 (8)	ALIM DEE	DA-301	DA-401	FRÍA	13	30	30,800,000
9 (8)	REB DEE	DA-401	EA-401	FRÍA	170	196	20,707,500
12 (9)	REB FC2=	DA-402	EA-409	FRÍA	20	20	77,700,000
15 (10)	REB DEP	DA-404	EA-419	FRÍA	168	180	2,591,660
16 (10)	REB DEB	DA-405	EA-421	FRÍA	214	249	1,507,270
17 (11)	REB FC3=	DA-406	EA-424	FRÍA	144	144	14,879,500
2 (5)	S237	FA-206	FA-204	FRÍA	60	110	67,246
7 (7)	FEEDR21	EA-322	DC-301	FRÍA	100	578	253,540
1 (5)	S221	FA-204	DA-201	FRÍA	110	120	1,694,330
5 (6)	CH4 COMB	FA-304	E302	FRÍA	-183	6	1,181,110
13 (9)	C2= LB	EA-414	L.B.	FRÍA	-18	30	24,200,000
18 (9)	C2= RECY2	EA-413	FA-203	FRÍA	-82	30	28,146
10 (8)	FEEDR11	FA-401	EA-403	FRÍA	6	75	9,425,400

Los datos mostrados en la tabla anterior muestran la información mínima requerida por ADVENT para el análisis, sin embargo la interfase utilizada en el análisis incluye un mayor

número de datos de las corrientes. Es importante resaltar que todas las corrientes mostradas en la tabla anterior se pueden identificar dentro del proceso refiriéndose a los diagramas presentados en la descripción del mismo (fig de la 4 a la 11). Las corrientes calientes están marcadas en color rojo en tanto que las frías en color azul; el número que aparece entre paréntesis en cada una de las corrientes indica la figura en la cual puede encontrarse.

El análisis realizado es más amplio que los análisis convencionales, ya que incluye a los servicios de refrigeración como si fueran parte del proceso, de tal modo que se aproveche al máximo la energía en todas sus secciones. De esta forma, para el análisis completo se requiere de más información de la que ya se mostró, así, las siguientes tablas completarán el conjunto de datos necesarios.

Tabla 4.
Ciclo de refrigeración: **ETILENO**

Características del ciclo:					Descarga térmica del ciclo:		
Nombre del nivel	Temperatura °F	Carga térmica BTU/hr	Econom.	Carga Econom. BTU/hr	Nombre del Cambiador	Descarga a	Nivel
R-150.5	-150.5	8,502,320	No	-	EA-601	Agua enfriam.	
R-103	-103	11,273,300	No	-	EA-602	Ciclo Propileno	R+65
R-67	-67	12,682,800	No	-	EA-603	Ciclo Propileno	R+40
					EA-604	Ciclo Propileno	R-5

Ciclo de refrigeración: **PROPILENO**

Características del ciclo:					Descarga térmica del ciclo:		
Nombre del nivel	Temperatura °F	Carga térmica BTU/hr	Econom.	Carga Econom. BTU/hr	Nombre del Cambiador	Descarga a	Nivel
Descarga del ciclo			Si	28,574,597			
R-35	-35	131,863,800	No	-	EA-5012	Agua enfriam.	
R-5	-5	67,413,021	No	-			
R+40	40	12,402,217	Si	132,711,946			
R+65	65	11,508,664	Si	23,218,000			

Con los datos de esta tabla, así como con los diagramas presentados en la descripción del proceso (figuras 12 y 13), se tiene la información necesaria para modelar estos ciclos de refrigeración en ADVENT. A continuación sigue una tabla con las características de los servicios empleados así como de los compresores.

Tabla 5.

Características de los servicios:

Características de los compresores:

Servicio	T ent °F	Tsal °F	Ent. de vap. BTU/lb	Cp BTU/(lbR)	Costo USD/lb	Ciclo:	Eficiencia mecánica	Eficiencia politrópica
VAP	700	700	910		0.0036900	Etileno	0.8	0.70975
VBP	275	275	950		0.0027700	Propileno	0.8	0.7902
Agua Enfr.	90	115		1	0.0000348			

Con toda la información necesaria presentada en las tablas anteriores se procedió a realizar el análisis en ADVENT. El estudio consistió de dos partes, el caso base o condición actual de la planta y el caso de modificación o reestructuración, en el cual se proponen los cambios para reducir el consumo energético. Cada una de estas partes está constituida por dos tipos diferentes de estudios: el primero es un análisis detallado de las curvas compuesta y gran compuesta, en tanto que el segundo es un análisis de la red de intercambio de calor para identificar la factibilidad de las combinaciones así como los problemas existentes en la red.

El primer paso en la reestructuración de la red de intercambio de calor consistió en la generación de lo que se denominó el caso base, el cual es la representación de las condiciones actuales bajo las que trabaja la planta.

Para esto se construyeron las Curvas Compuestas (CC) y la Gran Curva Compuesta (GCC) del proceso. En el caso de las CC estas fueron graficadas bajo dos modalidades: la primera no incluye a los servicios en el trazado y en la segunda si están considerados. El trazado de la GCC fue hecho bajo una sola modalidad: tomando únicamente las corrientes del proceso, ya que los servicios fueron trazados junto a la GCC pero como una curva aparte; esta modalidad facilita la identificación de consumos excesivos de energía, la colocación adecuada de los servicios así como el análisis global del proceso incluyendo a los servicios como parte del mismo, lo cual es el objetivo de este estudio. En el trazado de la GCC del proceso bajo las condiciones actuales, la curva de servicios que se trazó junto a la GCC incluye todos los consumos reales de servicios de la planta. Otra de las ventajas de no graficar los servicios dentro de la GCC y hacerlo como una gráfica separada es que ADVENT tiene la capacidad de conectar los consumos de servicios que se colocan gráficamente en estas curvas, ya sea de vapor, agua o refrigeración, a modelos que permiten evaluar el desempeño de ciclos de refrigeración así como de consumo de otros servicios y evaluar el costo que esto implica.

En el caso base se calculó el costo total de los servicios para la planta indicándole al modelo los consumos reales, de modo que el costo total así calculado se tomó como el punto de referencia para hacer una comparación con el arreglo resultante de las modificaciones propuestas. La parte final de este caso base consistió en generar el diagrama de la red de intercambio de calor real, de tal forma que en la reestructuración del proceso pudiera ser analizada y modificada si era necesario. Los datos de los cambiadores que se obtuvieron a partir de esta construcción sirvieron para determinar el área existente y así poder reutilizar al máximo este equipo.

Con el análisis de estas curvas se detectó que el consumo energético de la planta podía ser reducido notablemente así como los puntos que deben atacarse para conseguir este objetivo, sin embargo faltaba más información para atacar el problema. Por esta razón se procedió a la generación del caso "Reestructurado".

Una de las partes de esta reestructuración consistió en la colocación adecuada de los servicios, lo cual implica retirar los servicios innecesarios y ajustar los ya existentes. Dentro de esta tarea se modificaron las cargas de los niveles de refrigeración así como las de los

economizadores, cuidando siempre que el costo total, calculado a partir del modelo de ADVENT, fuera el menor.

Antes de la reestructuración no había forma de modificar la red existente ya que no había puntos de pliegue y no se podía ver en el intercambio de qué corrientes se estaba generando el exceso en el consumo de energía. Una vez que se colocaron adecuadamente los servicios se generaron los puntos de pliegue y se pudo detectar cuales cambiadores eran los responsables. Sin embargo, al intentar acercar al proceso hacia el mínimo consumo de energía surgió un problema: al recombinar las corrientes de la zona de demetanización, dos de esas corrientes tenían que intercambiar calor con un número grande de corrientes diferentes y debían abandonar y regresar a esa sección más de dos o tres veces, además que debería combinarse con una, separarse y recombinarse con la primera, en fin, implicaba cambios radicales y poco factibles, así que se decidió que esas corrientes deberían mantener su esquema de combinación así como las cargas que transfieren. Con esto se sacrificó un poco el consumo mínimo de servicios pero facilitó la recombinación de las corrientes e hizo factible el proyecto. Por esta razón se presentaron 3 casos de reducción de costos: el base, el ideal, que hubiera resultado de la recombinación total de las corrientes, y el caso reestructurado, que es la propuesta hecha con las restricciones mencionadas.

Antes de proceder con la descripción detallada del análisis, se mencionarán ciertos rasgos importantes del paquete utilizado de forma que se tenga una idea general de la forma en que se trabajó con él.

ADVENT tiene varias modalidades de trabajo de las cuales se utilizaron 3; una de ellas está encargada del modelado de los ciclos de refrigeración, otra se encarga en si de la integración térmica, la cual está basada en la construcción de las CC's y las GCC's del proceso, y la última modalidad utilizada es la de diseño de redes de intercambio de calor, la cual utiliza el concepto de la red de intercambio y permite observar gráficamente la combinación entre corrientes.

Una característica importante del paquete cuando se trabaja bajo la modalidad de "Objetivos" es que, una vez que se ha hecho la colocación de los servicios y satisfizo los requerimientos del proceso, evalúa los costos que esto implica a partir de la cantidad de servicios utilizados. Esta característica se utilizó para evaluar los costos por el consumo de energía de la planta.

Otra característica importante de este paquete es que bajo la modalidad de los ciclos de refrigeración se puede trabajar de dos maneras. La primera permite simular el comportamiento de un ciclo de refrigeración así como evaluar los costos que implica satisfacer unos requerimientos de refrigeración dados una vez que se definen dentro del modelo las características principales del ciclo como son los niveles de refrigeración, las cargas térmicas de estos niveles, la presión de descarga de los compresores así como las eficiencias de los mismos, la presión o temperatura de saturación del ciclo, las cargas de los economizadores si es que existen, etc. La otra forma, que es la más interesante y la utilizada en el estudio, puede conectar este modelo con la modalidad de "Objetivos". Para usar esta característica es necesario definir

los niveles de refrigeración y los economizadores del ciclo como servicios. Una vez que se ha realizado esto, se procede a trabajar con la modalidad de "Objetivos". Aquí se trabaja normalmente con el proceso, se establecen los consumos mínimos y se colocan los servicios de la mejor manera una vez que se tiene la GCC.

La característica importante es que, una vez que se satisfizo al proceso en sus requerimientos energéticos, el modelo de refrigeración toma los datos del consumo de los niveles de refrigeración evaluados dentro de la modalidad de "Objetivos" y simula el comportamiento del ciclo bajo estas condiciones, determinando así los consumos de servicios de este ciclo o ciclos y suma los costos que esto implica a los costos de los demás servicios del proceso, lo que da como resultado un costo total que no es necesario estar recalculando cada vez que se modifiquen los ciclos de refrigeración. Esta característica fue de gran utilidad para el desarrollo de este trabajo.

A continuación se detallará el análisis hecho tanto para el caso base como para el caso reestructurado.

CASO BASE.

Para comenzar a construir el caso base se ingresaron todos los datos a ADVENT por medio de la importación de la interfase generada por ASPEN. Con la información de las corrientes de proceso se trazaron las CC y la GCC. Una vez hecho esto, se procedió a representar los ciclos de refrigeración y a ingresar la información de los consumos de servicios que actualmente tiene la planta. Con esta información se trazó la curva de servicios que se graficó junto a la GCC con la finalidad de conectar el modelo de ciclos de refrigeración y de evaluación de costos al modelo de "objetivos", de modo que cualquier modificación a la gráfica de servicios permitiera tomar la información de la misma y así se evaluara nuevamente el desempeño de los ciclos, el consumo de servicios y el costo total que esto implicaba.

El trazado de estas curvas se hizo a partir de las corrientes del proceso y la situación actual de consumo de servicios. El ΔT utilizado para estas gráficas fue de 3°F , que es el acercamiento mínimo que presenta el proceso, el cual se da en el condensador de la torre de Demetanización entre el producto del domo de esta torre y el ciclo de refrigeración de Etileno.

Las gráficas 1, 2, 3 y 4 muestran las gráficas correspondientes al trazado de estas curvas:

Gráfica 1.

Para la construcción de esta gráfica se hizo uso únicamente de las corrientes de proceso, de modo que los servicios no aparecen en esta gráfica. Esto permite evaluar los requerimientos de servicios que tiene el proceso. En esta gráfica es importante señalar las siguientes características:

- Se muestran dos curvas, una (en color azul) que representa la "suma" de las corrientes frías y la otra (en color rojo) que representa a las corrientes calientes.

- Una gran parte del proceso se lleva a cabo a temperaturas que están por debajo de la temperatura ambiente (89°F), lo cual nos dice que una parte importante del proceso trabajará en conjunto con los ciclos de refrigeración. Por esta razón, una parte considerable del análisis debe enfocarse a esta región utilizando uno de los últimos desarrollos de esta tecnología: el análisis de procesos de bajas temperaturas.
- El proceso muestra un punto de pliegue en la parte superior derecha de las CC, en donde prácticamente ambas se unen. A partir de aquí se terminan estas curvas y no vuelven a separarse, esto implica que el proceso sólo tiene una zona: la que está por “abajo” del PINCH.
- La carencia de una zona por arriba del PINCH implica que no hay necesidad de utilizar servicios de calentamiento por lo cual, el proceso, por medio de la correcta combinación de sus corrientes, debe ser capaz de satisfacer sus requerimientos de calentamiento.
- La magnitud de los requerimientos mínimos de enfriamiento está dada por la separación que existe entre las curvas compuestas del proceso en el extremo inferior izquierdo de la gráfica. Como puede apreciarse, esta magnitud es muy grande, ya que, simplemente esta carga térmica, es mayor que la carga térmica conjunta de todas las corrientes frías del proceso. De esta gráfica puede apreciarse que los servicios mínimos de enfriamiento para este proceso están alrededor de los 480 MMBTU/hr.
- La curva caliente del proceso muestra cuatro secciones relativamente planas, lo cual nos habla de partes del proceso con altas cargas térmicas y con variaciones pequeñas en la temperatura. Esto podría ser atribuido a equipos como condensadores y rehedidores en los cuales se da esta situación, sin embargo no todas estas secciones son producidas por este tipo de equipos. Se numeraron las secciones planas de la curva caliente de izquierda a derecha. Las 2 primeras, marcadas como 1 y 2, están al rededor de los 0°F y son las más planas. Estas dos secciones son el resultado de dos condensadores, la más grande del condensador de la Fraccionadora de Etileno y la otra al condensador de la torre Deetanizadora. Las dos siguientes secciones “planas”, marcadas 3 y 4, presentan una mayor pendiente, lo cual indica que existe una mayor variación en la temperatura de las corrientes que en los casos anteriores. La tercera zona es producida principalmente por los condensadores de las demás torres y la cuarta, que es muy grande, al rededor de 250 MMBTU/hr, es producida en su mayoría por las corrientes de agua de la zona de apagado y por las corrientes de proceso que deben enfriarse entre cada una de las etapas de compresión.
- La última sección de la CC caliente de la que se habló en el punto anterior, posee una carga térmica grande, sin embargo la calidad de esta energía no es muy alta debido a su baja temperatura. Esto es debido a que la mayor parte de esta zona está formada por las corrientes de agua de la zona de apagado, que son las de mayores flujos, más altas cargas térmicas pero las de más bajas temperaturas. Debe ponerse mucha atención sobre estas corrientes en el momento que se proceda a realizar la recombinación, ya que puede pensarse erróneamente en utilizar estas corrientes para satisfacer a muchos equipos del proceso, con lo cual, de colocarse mal, sería menor el beneficio obtenido. Se presenta una mejor alternativa para su uso en las recomendaciones hechas al proceso.
- En la curva fría se señalaron 3 regiones planas, las cuales son producidas por los rehedidores del proceso. La zona 2, que es la más grande, es producto del rehedidor de la Fraccionadora de Etileno. Este equipo, así como el rehedidor de la misma torre, tiene una carga térmica

muy elevada, así que si se piensa reducir los consumos de energía debe pensarse también en una reducción de las cargas de estos equipos.

Gráfica 2.

Esta gráfica presenta dos curvas, una es la GCC del proceso (en color verde) y la otra es la curva de servicios (en color rojo). La construcción de la GCC del proceso se hizo a partir de la diferencia de las CC de la gráfica 1 y forma parte de un análisis convencional, sin embargo, la inclusión de la curva de servicios es una aportación importante que permitirá detectar anomalías y gastos excesivos de energía en las condiciones actuales y posteriormente, servirá para la colocación adecuada de servicios. El trazado de la curva de servicios se hizo a partir de los consumos reales de estos. Los servicios que se tomaron en cuenta fueron: el agua de enfriamiento, el vapor de calentamiento y además, como una de las partes más importantes, se incluyeron los ciclos de refrigeración con sus diferentes niveles, así como sus economizadores y cambiadores en donde los ciclos desechan la energía necesaria para su funcionamiento, con lo cual también se evaluó el consumo de vapor para las turbinas que mueven los compresores de los ciclos, así como el agua de enfriamiento usada por los mismos. La inclusión de todos estos servicios en dicha curva permite que los niveles de refrigeración sean considerados como parte integral del proceso y puedan entrar al análisis térmico global y aún más, al conectar esta información gráfica de la colocación de servicios al modelo de refrigeración, se puede evaluar completamente el desempeño de los ciclos de refrigeración y además obtener un informe completo del costo de los servicios directos utilizados por la planta, así como de los servicios indirectos de vapor y agua que se deben utilizar para los ciclos de refrigeración, de modo que si se modifica esta información gráfica, los cambios y los costos son evaluados automáticamente.

En esta gráfica la curva de servicios está construida con la información real con la que trabaja la planta actualmente y por lo tanto se puede observar que el consumo de servicios es superior al mínimo, esto permitirá proponer modificaciones al proceso. Estas curvas muestran varias características que es importante señalar:

- Se colocaron los servicios tal y como se están utilizando en la planta de tal forma que se tiene un consumo de servicios superior al mínimo.
- La curva de servicios está integrada de la siguiente forma: existe una línea horizontal, (marcada como 1), que representa al vapor de alta presión empleado por el proceso, sin embargo por su pequeña magnitud, no puede ser apreciada en el diagrama; la segunda línea horizontal, (marcada como 2), representa al vapor de baja presión utilizado actualmente por el proceso; la tercera línea, (marcada como 3), es el agua de enfriamiento, que como se ve, es el servicio más utilizado; las líneas marcadas como 4 y 5, que parecen traslaparse en una sección, son el nivel de refrigeración de 65°F y su economizador respectivamente; las líneas 6 y 7, que también parecen traslaparse en una zona, son el nivel de 40°F y su economizador respectivamente; por último, las líneas marcadas como 8, 9, 10, 11 y 12 son los niveles de refrigeración de -5°F, -35°F, -67°F, -103°F y -150.5°F respectivamente.
- La GCC confirma que el proceso no tiene una zona por arriba del Pinch y que no existen requerimientos de calentamiento dentro del proceso, ya que la cascada formada por el proceso hace que él mismo pueda satisfacerse en este concepto. Esto se observa en la forma que tiene la curva, la cual nace en la zona de temperaturas mas bajas y comienza a subir a

hasta llegar a una región en la que ya no se despegar de un plano ubicado aproximadamente en una abscisa de 50 MMBTU/hr y de ahí ya no se despegar. Esta gráfica llegaría a tocar el eje de las ordenadas, como se observa en la gráfica 6, si no fuera por una parte de la curva de los servicios que se lo impide. Si existiera una zona por arriba del Pinch la curva debería despegarse del plano mencionado de tal forma que pudiera recibir la energía de alguna fuente térmica por arriba de ella.

- Debido a que el proceso no requiere de servicios de calentamiento, todo el vapor que se utiliza para calentamiento está de sobra. Esto es debido a que se está violando una de las reglas principales del análisis, la cual dice que no deben utilizarse servicios de calentamiento por debajo del Pinch, ya que esto repercutiría en un aumento de igual magnitud en los requerimientos de los servicios de enfriamiento.
- El uso de vapor como medio de calentamiento hace que se estén desperdiciando alrededor de 50 MMBTU/hr de este servicio y que a su vez, se desperdicie la misma carga pero en agua de enfriamiento, ya que debe contrarrestarse la “sobrecarga” introducida por el vapor. Esto se muestra en la gráfica por medio del círculo marcado con la letra A. Este doble desperdicio puede evitarse eliminando el uso de vapor en la planta y encontrando una recombinación con las corrientes de proceso que supla las cargas de calentamiento que proporciona el vapor.
- El pliegue que presenta la GCC indica que el excedente de energía de las corrientes que constituyen la parte superior del mismo puede ser absorbido por las corrientes que forman la parte inferior del mismo. Estos pliegues son un buen lugar para colocar los economizadores de los ciclos de refrigeración, ya que al introducirse en ellos, reducen la pérdida de exergía producida por un alto gradiente entre las corrientes que se combinan, además que al colocarlos se reduce el área entre la GCC y la curva de servicios y por lo tanto disminuye la pérdida de energía de los compresores de los ciclos de refrigeración.
- El proceso localiza sus economizadores en esta región (40°F y 65°F marcados como 5 y 7), lo cual dice que el proceso no es tan viejo y que su diseño debió desarrollarse a mediados de la década de los 70, ya que tiene incluida cierta filosofía de ahorro de energía bajo los preceptos del Pinch, sin embargo, la colocación de estos economizadores no es la correcta, lo cual da un indicio de que esta tecnología estaba en sus inicios. La razón por la cual estos equipos no están bien localizados es que parte de la energía que desecha el ciclo por medio de estos equipos es recibido por otros niveles de refrigeración, con lo cual la energía sólo va de un lado a otro en el ciclo y se pierde una gran parte de la energía suministrada a los ciclos de refrigeración.
- De lo anterior puede decirse que los niveles de refrigeración 40°F y -5°F, (marcados como 6 y 8 respectivamente), se están desperdiciando totalmente, ya que toda la carga del nivel de 40°F está siendo utilizada para recibir parte de la energía del economizador de 65°F (ver círculo marcado como B), y el nivel de -5°F está sirviendo sólo para recibir parte de la descarga del economizador de 40°F (ver círculo marcado como C). Por esta razón los economizadores deben ser colocados adecuadamente, ya que sólo así se aprovechará al máximo la energía que se suministra a los ciclos de refrigeración y se conseguirá la mayor reducción de los costos por el consumo de energía.
- Por el análisis de la GCC la mejor colocación de servicios se conseguirá eliminando el vapor, utilizando el agua de enfriamiento llevándola al interior del pliegue hasta conseguir un Pinch con la GCC, colocar los niveles de refrigeración de 65°F y 40°F así como sus economizadores de tal forma que reporten el menor consumo de energía para el ciclo de

compresión de Propileno y finalmente, completar los niveles de refrigeración desde -5°F hasta -150°F , en orden decreciente de temperaturas, formando un punto de pliegue entre la GCC y cada uno de estos niveles de refrigeración. Esto llevará a la colocación apropiada y uso racional de los servicios.

Gráfica 3.

La gráfica 3 es la CC del proceso sólo que en este caso se integraron los consumos de servicios que tiene actualmente la planta. Para su construcción no sólo se consideraron las corrientes de proceso sino que los servicios empleados fueron considerados como corrientes del proceso y se hizo el mismo diagrama Temperatura vs Entalpía. Las características más importantes que deben señalarse en esta gráfica son las siguientes:

- Aparecieron un número grande de zona planas que se sumaron a las ya existentes. En la curva fría aparecieron 8 zonas, las cuales tienen su origen en la introducción de los niveles de refrigeración y a la gran cantidad de agua de enfriamiento que utiliza el proceso (ver líneas marcadas de la 2 a la 9), en tanto que la zona plana que apareció en la parte más alta de la curva caliente tiene su origen en el vapor de media presión que se utiliza (ver línea marcada como 1).
- A pesar de que se introdujeron los servicios de la planta, estos no están tan cerca de la curva del proceso como para generar un punto de pliegue por lo cual no es posible hacer un análisis de la red de intercambio existente, ya que todas las combinaciones aparentarían ser correctas ya que todas estarían en la misma región y no se observaría ninguna anomalía. No será sino hasta que se haga una colocación adecuada de los servicios que se generen diferentes puntos de pliegue en las CC y se puedan detectar violaciones a los principios del análisis y así mejorar al proceso. Esta es lo que se persigue con el siguiente análisis.

Gráfica 4.

La gráfica 4 es un diagrama que presenta a la eficiencia de Carnot de la GCC del proceso y de la curva de los servicios contra la entalpía. Esta gráfica se construye a partir de la información que proporciona la gráfica 2. Para cada una de las dos curvas que aparecen en dicha gráfica se calcula puntualmente la eficiencia de Carnot y se gráfica contra la entalpía. De aquí podemos resaltar lo siguiente:

- Bajo esta tipo de gráfica (η_c vs H) el área sombreada entre la GCC y la curva de servicios representa la pérdida de exergía en el proceso y por lo tanto de trabajo útil (Ver apéndice D). En el caso particular de los niveles de refrigeración representa una pérdida proporcional de la energía suministrada a los compresores. Este tipo de gráfica ofrece una información más valiosa que la de la GCC simple mostrada en la gráfica 2. En dicha gráfica no se pueden observar ciertas características importantes de los diferentes tipos de energía, esto es la calidad y las pérdidas de exergía o trabajo útil. En esta gráfica el círculo marcado como A nos muestra un área proporcional a la exergía perdida en la utilización de vapor, los círculos B y C confirman la pérdida de trabajo en los compresores de los ciclos de refrigeración al utilizar inútilmente los niveles de 40°F y -5°F y en las zonas 10, 11 y 12 nos muestra que como estos niveles de refrigeración no están formando un punto de pliegue con la GCC del proceso, el área entre estas zonas y la GCC es más grande de lo que debería ser y por lo tanto

se pierde una cantidad de exergía proporcional al área entre las curvas. De este modo, si se reduce esta área se estará disminuyendo el consumo inútil de vapor para generar trabajo.

- En la gráfica 2 se puede observar que el área que hay entre la curva de los servicios en la zona 10 es más grande que el área entre las curvas en la zona 11 y a su vez también más grande que la zona 12, sin embargo, al graficar la eficiencia de Carnot en cada una de estas zonas, vemos que el área de la zona 11 es ahora la más grande, que el área en la zona 12 es la que más crece y es la segunda en tamaño, en tanto que ahora el área en la zona 10 es la más pequeña. Este cambio en las áreas se debe a que a medida que el nivel de refrigeración es de menor temperatura la calidad de esta energía crece y la eficiencia del ciclo aumenta. Esto trae como consecuencia que cada vez sea más caro enfriar a menores temperaturas y por lo tanto las pérdidas existentes son cada vez más onerosas y por lo tanto eso se refleja en el área sombreada entre las curvas.

Las curvas anteriores mostraron el uso que el proceso da actualmente a sus recursos energéticos, que como puede verse, no es el más adecuado. Una vez que se representaron totalmente las condiciones en las que trabaja la planta, se procedió a evaluar el costo total por el consumo de energía en que incurre este caso base. Los resultados que dio ADVENT se presentan en la tabla que se encuentra en el capítulo de resultados bajo el nombre de rentabilidad del proyecto. Estos valores se tomaron como referencia para evaluar la efectividad de las mejoras propuestas por la reestructuración.

El último paso en la construcción del caso base consistió en hacer uso de la tercera modalidad mencionada de ADVENT: la representación gráfica de la red. Esta modalidad muestra, por medio de un diagrama en el que se grafican las curvas calientes y frías por medio de líneas horizontales, cuáles son las corrientes que se combinan y además calcula las áreas para cada cambiador. Las áreas calculadas se utilizaron como referencia para la reestructuración, ya que representan el área real disponible, a la cual debía dársele siempre el mayor uso.

Gráfica 5.

La red generada se presenta en la gráfica 5 y aparentemente todos los cambiadores están dentro de la misma zona y no hay violaciones al PINCH, sin embargo, como se explicó en el análisis de la gráfica 4, esto es debido a que no se ha hecho una colocación correcta de los servicios y por lo tanto, a menos que se coloquen adecuadamente los servicios, no se podrá hacer un análisis de la red para proponer mejoras. Lo que puede observarse en esta gráfica es únicamente la conexión entre corrientes. Las características de la red actual se presentan en el Apéndice E.

CASO REESTRUCTURADO.(Modificación y ajuste del Proceso).

Para poder hacer un análisis de la red de intercambio actual, el primer paso fue colocar adecuadamente los servicios de la planta, de modo que quedaran satisfechos los requerimientos mínimos de energía establecidos por la CC del proceso (Ver Gráfica 1), pero al menor costo. A continuación, como una antesala hacia la reestructuración del proceso, se presentarán las gráficas en las que se muestra la colocación correcta de los servicios así como su justificación.

Gráfica 6.

La gráfica 6 muestra la GCC del proceso una vez que se hizo la colocación adecuada de los servicios. Para la construcción de esta gráfica se hace uso de la GCC del proceso, trazada en la gráfica 2, se eliminan todos los servicios reales y se procede a colocar uno por uno los servicios que requiere la planta. Puede comenzarse con la colocación de los niveles de refrigeración y los economizadores en el pliegue. Estos niveles de refrigeración se colocan a la temperatura correspondiente y se traza una línea hasta conseguir un punto de pliegue con la GCC del proceso. Esto también se hace en el caso de los economizadores. Finalmente se ajusta el agua de enfriamiento necesaria para cumplir el balance de energía. En esta gráfica deben remarcarse las siguientes características:

- Comparada con la gráfica 2, se eliminó el uso de servicios de calentamiento, los cuales, como se mostró en la gráfica 1, no son necesarios.
- La nueva curva de servicios, (nueva si se le compara con la curva presentada en la gráfica 2), está integrada por 8 segmentos horizontales. El marcado con un 1 es el agua de enfriamiento, el 2 es el nivel de refrigeración de 40°F, el 3 es el economizador de 40°F, el 4 es el nivel de refrigeración de -5°F, el 5 es el nivel de -35°F, el 6 es el nivel de -67°F, el 7 es el de -103°F y el 8 es el de -150.5°F.
- Si no se consideran los ciclos de refrigeración dentro de la integración térmica, la colocación final de los servicios quedaría como se muestra en la figura 6, siguiendo la curva de servicios pero sin entrar al pliegue de la GCC, esto es, siguiendo la línea punteada que va del agua de enfriamiento, (marcada como 1), al nivel de -5°F (marcado como 4). Sin embargo, este no es el caso del estudio y se puede ahorrar energía como lo hace el proceso actual, incluyendo economizadores en el pliegue de la GCC.
- Por el rango de temperatura en el que se encuentra el pliegue, el único ciclo al que pueden adicionársele economizadores es al de Propileno y sólo en los niveles de 65°F y 40°F.
- El caso base, (Ver Gráfica 2), muestra que existe un excedente en las cargas de los economizadores e incluso esta situación hace que niveles completos de los ciclos de refrigeración sean desperdiciados totalmente. Por lo tanto, la colocación adecuada de estos economizadores se presenta en la gráfica 4 (siguiendo la línea continua). Se llegó a esta situación modificando las cargas de los economizadores y se encontró que eliminar el economizador de 65°F daba como resultado el menor costo total por servicios en el proceso.
- Se eliminó el nivel de refrigeración de 65°F ya que resultaba innecesario así como sus economizadores.
- Se conservó el nivel de 40°F y se aumentó la carga de sus economizadores, con lo que se logra “pegar” más la curva de servicios a la del proceso, se reduce la pérdida de exergía y por lo tanto, se aprovecha mejor la energía en los compresores de los ciclos.
- Se redujo sensiblemente el consumo de vapor y de agua de enfriamiento en los ciclos de refrigeración, lo cual tiene como causas las siguientes: la primera es que al introducir un economizador se desvía parte del flujo de vapor que iría hacia los niveles superiores, y se mantiene circulando sólo en los niveles inferiores; con esto se evita que el flujo total del refrigerante circule por todas las etapas de compresión y se ahorra trabajo ya que sólo se comprime el volumen de refrigerante necesario; otra razón es que al disminuir el flujo hacia la última etapa de compresión, la carga térmica de los cambiadores en los que el ciclo desecha

su energía baja ya que no es necesario condensar la totalidad del volumen del refrigerante que utiliza el ciclo.

- Las cargas térmicas de los niveles de -5°F y -35°F disminuyeron como consecuencia de un uso racional de este recurso.
- El consumo de agua de enfriamiento se mantuvo prácticamente igual, sólo que ahora se hará un uso racional de ella, sin embargo el consumo de agua en el ciclo de refrigeración de Propileno disminuyó en más de un 20% (Ver tabla de Rentabilidad del proyecto en el capítulo de resultados)..

Como consecuencia de la colocación adecuada de los servicios, las curvas compuestas del proceso, así como la gráfica de pérdida de exergía, cambiaron para quedar finalmente como se muestra en las figuras 7 y 8.

Gráfica 7.

Esta gráfica se construyó de igual forma que la gráfica 3, sólo que en este caso se hizo uso de la información obtenida de la colocación adecuada de los servicios. En esta gráfica debe señalarse lo siguiente:

- Como consecuencia lógica de la colocación adecuada de los niveles de refrigeración, se generó un punto de pliegue de servicio por cada uno de los servicios que permanecieron. Estos puntos de pliegue se señalan en la gráfica con líneas verticales que cruzan ambas curvas.
- Los puntos de pliegue dividieron al proceso en 8 secciones y restringen la combinación entre corrientes, ya que si se desea combinar corrientes entre estas secciones se violará el principio del Pinch que dice que no debe transferirse calor a través de los puntos de pliegue, ya que esto traería como consecuencia un aumento en el consumo de los servicios de la planta.
- Las divisiones generadas se denominarán Pinch # 1 para la zona con la temperatura más alta (a la extrema derecha) y se numeraron progresivamente hacia la izquierda.
- Esta división creada por los niveles de refrigeración permitirá determinar las principales violaciones al Pinch en que incurren los cambiadores del proceso y así proponer una mejora. Esta es la principal diferencia entre esta gráfica y la número 3, lo cual le da una gran utilidad de la cual la otra carece.

Gráfica 8.

Esta gráfica está construida de igual manera que la gráfica 4 sólo que esta es la correspondiente a la gráfica 7. Los puntos importantes de esta gráfica son:

- Se redujo el área entre la GCC y la curva de servicios, (las reducciones más importantes fueron la desaparición de las zonas A, B y C de la gráfica 4. Con esto se redujo la cantidad de exergía perdida en el proceso con lo que se da un uso más eficiente a la energía dentro del proceso y se pierde menos trabajo útil. Buena parte de la reducción fue directo al consumo de potencia y por lo tanto de vapor en los compresores, (ver tabla de Rentabilidad del proyecto en el capítulo de resultados). La reducción del área entre las curvas de servicios y la GCC hizo también que los gradientes de temperatura en los cambiadores disminuyeran con lo cual se redujo un poco uno de los factores que generan irreversibilidades en los procesos.

Una vez que se corrigió la colocación de los servicios, se procedió a calcular los nuevos costos para la planta. Estos costos se muestran también en el capítulo de resultados, en la tabla de rentabilidad del proyecto, bajo el nombre de caso ideal.

Los resultados para este caso ideal son el consumo mínimo de energía así como el menor costo por concepto de energía para la planta, sin embargo esta situación se podrá alcanzar sólo si la recombinación del proceso es posible, esto es, sólo si físicamente, bajo las restricciones de espacio del proceso, se pueden dar todas las combinaciones resultantes del análisis. En el caso de que se pudieran dar, que es difícil, se dejaría al proceso tal y como si se hubiera diseñado desde el principio con la tecnología, sin embargo esta situación es poco probable. Es por esto que se le denominó como el caso ideal. Más adelante se mencionarán todas las restricciones existentes que hicieron que el análisis no pudiera alcanzar este caso, sin embargo se verá que se trató de ajustarlo lo más posible a esta situación.

Una vez hecho todo lo anterior, se debe analizar la red de intercambio de calor actual para saber si los cambiadores existentes presentan violaciones a las reglas del Pinch y en caso de que existan proponer modificaciones factibles que eliminen o minimicen estas situaciones y así acercarnos lo más posible al consumo mínimo de energía. Para esto se hará uso de las gráficas 9, 10, 11 y 12 así como de la tabla siguiente.

Tabla 6.
Cambiadores en la red actual que transfieren calor a través del PINCH.
(Unidades de las violaciones al PINCH)

Nombre del Cambiador	Pinch # 1 Ti=635.5°F	Pinch # 2 Ti=91.5°F	Pinch # 3 Ti=41.5°F	Pinch # 4 Ti=11.94°F	Pinch # 5 Ti=-3.5°F	Pinch # 6 Ti=-33.5°F	Pinch # 7 Ti=-65.5°F	Pinch # 8 Ti=-101.5°F
EA-321 (1)	69,120	---	---	---	---	---	---	---
EA-406 (2)	---	2,021,650	---	---	---	---	---	---
EA-403 (3)	---	1,791,690	3,278,960	58,695	---	---	---	---
EA-213 (4)	---	40,347	---	---	---	---	---	---
EA-211 (5)	---	3,249,060	---	---	---	---	---	---
EA-317 (6)	---	---	23,215,600	---	---	---	---	---
EA-324 (7)	---	9,655	---	---	---	---	---	---
E302 (8)	---	---	396,124	3,565,190	3,074,970	1,738,030	311,951	---
EA-413 (9)	---	---	---	23,235	19,358	11,824	3,789	---
EA-414 (10)	---	---	---	14,320,500	6,521,020	---	---	---
EA-303 (11)	---	---	---	4,399,270	---	---	---	---
EA-304 (12)	---	---	---	---	1,421,340	---	---	---
E306 (13)	---	---	---	---	---	---	1,754,080	449,777
EA-412 (14)	---	---	---	---	---	15,425	---	---
EA-308 (15)	---	---	---	---	---	---	1,828,100	---
E309 (16)	---	---	---	---	---	---	---	907,349
EA-401 (17)	20,728,000	---	---	---	---	---	---	---
EA-421 (18)	1,509,400	---	---	---	---	---	---	---
EA-419 (19)	2,582,200	---	---	---	---	---	---	---
Suma	24,888,720	7,112,400	26,890,700	22,366,900	11,036,700	1,765,280	3,897,920	1,357,130

Las corrientes y los cambiadores involucrados en violaciones al Pinch son señalados en las gráficas que se presentan por medio de líneas punteadas o continuas que cruzan entre las zonas de Pinch, en tanto que las magnitudes de las violaciones se muestran en la tabla anterior.

Antes de comenzar la descripción del análisis que dio como resultado la propuesta del caso Reestructurado, deben mencionarse las restricciones tomadas y el motivo de ellas. Cuando se realizó el análisis de la red de intercambio por primera vez, el objetivo era ver si se podía alcanzar fácilmente el consumo mínimo de servicios por medio de un ajuste en la combinación de corrientes. Para conseguir esto era necesario eliminar todos los cambiadores que transfirieran calor a través de los puntos de pliegue, sin embargo, al hacer esto se encontró un problema algo serio que impidió que se llegara al mínimo. El problema consistía en lo siguiente:

De los 4 cambiadores múltiples que hay en el proceso, 3 transfieren calor a través del Pinch, por lo cual, lo ideal sería eliminarlos y reacomodar las cargas térmicas de las corrientes que toman parte en ellos. Sin embargo, cuando se trató de hacer esto, la recombinación de dos de estas corrientes no resultó ser tan sencilla, la razón: el tratar de reacomodar estas dos corrientes, las cuales están representadas por el producto de domo de la torre Demetanizadora, así como por el producto gaseoso del último separador de Hidrógeno, implica hacer cambios poco prácticos a la red de intercambio, ya que estas corrientes deben entrar y salir de la sección de Demetanización hasta en 3 o 4 ocasiones, además que era necesario combinar y separar estas corrientes varias veces con otras; esto hace que el proyecto pierda factibilidad ya que implica que la red de tuberías sea muy compleja.

De esta manera se tuvieron que aceptar ciertas violaciones al Pinch, lo que hizo que la propuesta difiriera del llamado caso ideal, ya que se sacrificó el consumo y costos mínimos en el consumo de energía por un arreglo físicamente factible.

Por esta razón se decidió que todos los cambiadores múltiples así como las corrientes que están involucradas en ellos permanecieran sin cambio alguno a pesar de que se aumentara el consumo de servicios y los costos con respecto al caso ideal, ya que esta decisión permitiría facilitar la combinación entre las demás corrientes y haría físicamente factible el proyecto. Esto trajo como consecuencia que las corrientes que están involucradas en dichos equipos quedaran intactas en el análisis.

Debido a ésto, las corrientes que se mantuvieron sin cambio fueron las siguientes: primer segmento de las corrientes FA301, FA302 y FA303 así como las corrientes completas FA304, CH4COMB, H2COMB y C2=RECY1, esto implicó sacarlas del análisis en el paquete y reajustar los servicios para satisfacer las nuevas necesidades. Una vez hecho esto, se evaluó una vez más el costo total por el consumo de energía. De esta evaluación surgió la tercera columna de resultados de la tabla de rentabilidad del proyecto que se presenta en el capítulo siguiente. Como puede verse en esta tabla, los costos para el caso "Reestructurado" no están muy alejados del caso ideal, sin embargo son mayores, pero el aumento que se observa es debido a que se permitió la existencia cambiadores que transfieren energía a través de los puntos de pliegue con la finalidad de facilitar el intercambio entre corrientes.

A partir de aquí iniciará la descripción de la reestructuración propuesta a la red. El análisis realizado está estructurado de la siguiente manera: como la colocación de los servicios dividió al proceso en regiones, se irá mostrando zona por zona, de las más frías a las más calientes, de tal forma que se expliquen los cambios hechos en cada sección y se evalúen los costos que las modificaciones implican.

Zona de Pinch # 8.

Esta región aparece en la figura 9 y aquí pueden observarse 5 cambiadores. En esta región de éstos cinco, dos son responsables de violaciones al Pinch: el cambiador E309 marcado con el número (16) en el diagrama y el E306 marcado con el número (13). Ambas transferencias de calor a través del Pinch son parciales, esto es, una parte de la carga está en su zona y el resto se transfiere a otra; esto, así como la magnitud de las cargas transferidas puede verse en la tabla 6. Las cargas de estas violaciones son relativamente altas y para alcanzar el caso ideal hay que removerlos, sin embargo, como ya se mencionó anteriormente estos cambiadores permanecerán intactos.

Los otros 3 cambiadores son el E311, el EA-318 y el EA-310. Como puede verse en la gráfica 9 no hay líneas punteadas que indiquen que estos cambiadores transfieren calor a través del Pinch, ni aparecen en la tabla 6 en donde están todos los cambiadores en los que se da esta situación. Esto implica que estos cambiadores no tienen ningún problema y que pueden permanecer sin cambio. En esta zona ya se satisficieron las cargas de todas las corrientes y se cumplió el balance de energía. La estructura final para esta sección es la mostrada en la gráfica 13, en esta última gráfica ya no aparecen los cambiadores que se decidió mantener sin cambios. Ahora se puede pasar a la reestructuración de la siguiente zona.

Zona de Pinch # 7.

En esta zona existen 2 cambiadores. Uno de ellos, el marcado con el número 8 en la gráfica 10, es uno de los cambiadores que se decidió mantener por la situación de la recombinación complicada y es el E302, así que este ya no será tratado. El otro cambiador es el EA-308, marcado con el número 15 en la gráfica 9. En esta gráfica puede observarse que el cambiador transfiere parte de su carga a través del Pinch a la zona de Pinch #6, ya que en este cambiador se enfría la corriente FA302 desde -58°F , temperatura que se encuentra dentro del Pinch # 6 y la lleva hasta -95°F en la zona # 7. La decisión tomada para eliminar este problema fue hacer que la corriente FA302 sólo intercambiara calor con el nivel de refrigeración de -103°F dentro de la Zona # 7, llevándola de -64°F hasta los -95°F establecidos. Esta medida hace que la carga del cambiador se reduzca debido a que se elimina el calor transferido a través del Pinch. Debido a esto, se debe calcular el área que se requiere para satisfacer la nueva carga. El área fue calculada por el programa y lógicamente resultó que el área necesaria para los nuevos requerimientos era ligeramente menor al área actual (aproximadamente 310 ft^2 menor), por lo que se decidió utilizar el mismo cambiador a pesar de que sobrara área.

En esta sección se han satisfecho todos los requerimientos térmicos y se cumple el balance de energía, sin embargo esto se consiguió gracias a que no hubo que satisfacer los

requerimientos de calentamiento de una corriente, la C2=RECY2, la cual satisfizo sus requerimientos al combinarse fuera de esta sección con el economizador de 40°F por medio del cambiador EA-413. Esta situación implica una violación pequeña al Pinch, pero como la magnitud de ésta es muy pequeña se decidió conservar esta combinación. La situación final en la que quedó esta zona puede observarse en la gráfica 13. Debe resaltarse que dicha gráfica ya no presenta las violaciones que se observaban en la gráfica 9 por medio de líneas punteadas, salvo aquella violación pequeña del cambiador EA-413 que ya se mencionó.

Nota: Debe señalarse que los cambiadores que no sufrieron modificaciones mantuvieron su nombre original; que en los intercambios en donde sólo varió la carga térmica, pero las corrientes que se combinaban eran las mismas, el equipo asociado recibió el nombre que tenía el cambiador original pero fue modificado agregándosele una M al final y por último, en las situaciones en las que se propusieron nuevas combinaciones, el cambiador respectivo recibió el nombre de EA precedido de números consecutivos según como se iban agregando.

Zona de Pinch # 6.

Esta zona puede observarse en la gráfica 9. Aquí aparecen 3 cambiadores, uno de los cuales es el E306, que es uno de los que se decidió conservar, por lo que ya no será tratado. Los otros dos son el EA-307 y el EA-412. En la gráfica 9 puede observarse que este último es responsable de violaciones al Pinch, (Ver la línea punteada que sale del cambiador hacia la zona de Pinch # 5 en el cambiador marcado con el # 14). Como se ve en la tabla 6, la carga térmica de la violación en la que incurre este equipo es muy pequeña, de tal forma que se decidió mantener éste cambiador sin cambios.

Hasta ahora sólo se ha satisfecho la carga de una de las corrientes, la CONDFC2=2, y sólo falta completar la carga de la FA302, la cual quedó incompleta debido a la disminución en la carga del cambiador EA-308. Las demás corrientes que aparecen en el diagrama o están fuera del análisis como la CH4COMB y la H2COMB o se conservaron fijas como la C2=RECY2 debido a que su violación al Pinch es pequeña. De esta forma, se procedió a completar la carga de la FA302 con el servicio de refrigeración R-67. Este ajuste dio como resultado que la carga aumentara y que el área necesaria para este servicio también lo hiciera. El resultado fue que el cambiador anterior no era capaz de transferir por completo la nueva carga, ya que su área es de 3400 ft² en tanto que ahora se requieren 6099 ft². Por esta razón, el área del cambiador queda disponible para ser utilizada mas adelante en la reestructuración del proceso (ya que puede darse el caso de que surja una combinación que requiera de un área similar), en tanto que el área para esta nueva carga, ya sea que se compre el cambiador o que más adelante se deje de utilizar alguno y sea emplee aquí. Este fue el caso para esta combinación de corrientes y el cambiador utilizado será el que actualmente es el EA-405, que como se verá más adelante no servirá para su servicio actual. El cambiador recibió el nombre de EA-307M.

En esta sección se cumple ya con el balance de energía y no quedan más corrientes por combinar. La nueva estructura de esta sección se muestra en la gráfica 13.

Nota: Los resultados de cómo quedó integrada finalmente la red, así como la información de los cambiadores que se dejaron de usar y de los que se reutilizaron se encuentra en el siguiente capítulo. Ahí mismo se indican todos los cambiadores nuevos que deben comprarse así como el costo que esto implica.

Zona de Pinch # 5.

Esta sección puede ser observada en la gráfica 10. En esta zona se tuvieron que hacer cambios más fuertes a la red, tanto para eliminar las violaciones de los cambiadores al Pinch, como para satisfacer las cargas de todas las corrientes que se encuentran en ella.

En la región existe un cambiador que transfiere calor a través del Pinch, el EA-304 (marcado como 12), en el cual se combinan la corriente FA301 y la corriente C2RECY. En este equipo la magnitud de la transferencia es aproximadamente el 20% de la carga del cambiador, la cual, como puede observarse en la tabla 6, es muy grande. Esta situación apuntaba a que el cambiador debería ser removido. Después de varios intentos para cumplir con el balance de energía en la zona, se llegó a la conclusión de que era necesario reestructurar la combinación de varias corrientes dentro de la zona. Esta reestructuración obligó a eliminar el cambiador EA-304 y generó la necesidad de combinar la corriente FA301 con la corriente C2=LB, lo cual dio origen al cambiador EA-1. Esta combinación satisfizo totalmente a la corriente C2=LB en esta zona pero sólo parte de la energía de la corriente FA301 en la misma, por lo cual el resto de la energía de esta corriente tuvo que ser absorbida por el nivel de refrigeración de -35°F . Esta combinación de corrientes ya existía pero con este ajuste aumentó la carga térmica transferida entre las corrientes. Esto hizo que aumentara el área requerida para el servicio y el cambiador original (EA-305) no pudo satisfacerla, razón por la cual debe removerse este cambiador y queda libre para poder ser utilizado posteriormente. El nuevo requerimiento de área fue sufragado con el cambiador que originalmente se denominaba EA-403, que como se verá en la siguiente sección tuvo que ser retirado de su servicio porque tampoco pudo cumplir con los nuevos requerimientos de área. El cambiador ahora se llamará EA-305M.

Esta reestructuración eliminó la transferencia de calor a través del Pinch, pero dejó libre la parte de la energía de la corriente FA301 en la zona # 4 que antes se satisfacía con una corriente de esta sección.

La última corriente que falta por completar su carga es la CONDFC2=1 la cual, para cumplir con el balance de energía, no aumentar el consumo mínimo del refrigerante de esa zona y no violar las reglas del Pinch, tuvo que disminuir la carga que transfería al servicio de refrigeración R+35 y se combinó con la corriente C2RECY que quedó libre después de recombinar la FA301. De esta modificación resultaron los siguientes cambiadores: el EA-2 para la nueva combinación, con un área de $37,100\text{ ft}^2$ la cual debe ser comprada, y del ajuste de la carga térmica entre las corrientes CONDFC2=1 y R+35 resultó el EA-411M. Este último cambiador tiene un área mayor al nuevo requerimiento, sin embargo, por el tamaño del cambiador se decidió mantenerlo. Las demás corrientes que aparecen en la región ya fueron combinadas y el balance de energía se cumple. La estructura final de la zona se observa en la gráfica 13.

Zona de Pinch # 4.

En esta zona, mostrada en la gráfica 10, sólo existen 3 cambiadores: EA-303 (marcado como 11), EA-402 y EA-403 (marcado como 3). Dos de estos tres infringen la reglas del análisis (el EA-403 y el EA-303). El primero transfiriere su carga totalmente a la zona de Pinch # 1 (Ver cambiador marcado con el # 3 en la gráfica 12 y la tabla 6). Por esta razón, la carga térmica de la corriente FEEDR11, que participa en este equipo, tuvo que ser reacomodada. Al analizar la distribución de la carga de esta corriente se encontró que la parte que está dentro de la zona 4 es muy pequeña, por lo cual se tomó la decisión de combinarla junto con la carga que esta dentro de la zona 3 a pesar de que esto diera resultado una pequeña violación al Pinch; esta situación se explicará en la siguiente sección. Lo anterior hizo que el cambiador EA-403 fuera retirado de su servicio actual, afortunadamente este equipo fue reutilizado en la zona # 5 como se mencionó anteriormente.

El segundo cambiador que rompe las reglas del Pinch y debe ajustarse para evitar esta violación es el EA-303 (marcado como 11). Este equipo combina las corrientes FA301 y el nivel de refrigeración de -5°F . El ajuste que debe realizarse sobre él debe incluir la eliminación de la carga que se transfiere a través del Pinch hacia la zona # 3, así como la absorción de la energía que quedó libre de la corriente FA301 al realizar el ajuste en la sección anterior. Con este reacomodo se liberará la parte de la energía de la corriente FA301 que se encuentra en la sección # 3 y que se transfería al nivel de -5°F en esta sección y por otro lado, el nivel de refrigeración R-5 deberá absorber la energía que liberó en esta sección el reajuste realizado en la zona anterior (Zona # 5); esto último aumentará la carga transferida entre estas dos corrientes debido que la energía que se liberó en la sección # 3 resultó ser menor que la energía que se liberó en la sección # 5. De esta forma, los nuevos requerimientos de carga y área hacen que el cambiador actual no sea suficiente para esta tarea, así que debe retirarse y dejarlo a disposición de otras combinaciones. Desafortunadamente no se encontró una combinación que lo utilizara ni un cambiador de los que se dejaron de usar para esta combinación, así que el nuevo cambiador EA-303M tiene que ser comprado.

Para evitar se tuviera un consumo de servicios mayor al mínimo se tuvo que reacomodar la carga de la corriente CONDDDEE y se tuvo que satisfacer la fracción de la carga de la corriente C2=LB que se encuentra en esta zona. Este ajuste trajo como consecuencia una reducción de la carga transferida entre el nivel de refrigeración de -5°F y la corriente CONDDDEE, lo cual hizo que el área requerida (4955 ft^2) por el nuevo servicio fuera mucho menor a la del cambiador original (8107 ft^2). Por esta razón y como no se encontró ningún equipo desocupado que sirviera para estos nuevos requerimientos se decidió adquirir un cambiador nuevo y el equipo original se dejó a disposición del siguiente servicio.

Para satisfacer la fracción de la corriente C2=LB en esta zona se combinó con el resto de la corriente CONDDDEE. De esta combinación surgió el cambiador EA-3, con un área de 8006 ft^2 . Esta necesidad fue cubierta por el cambiador que actualmente es el EA-402, que como se mencionó en el párrafo anterior, quedó desocupado cuando se hizo el ajuste de la carga entre la corriente CONDEE y el refrigerante de esta zona.

En la figura 13 se muestra como quedó la estructura final para esta zona. Las nuevas combinaciones no representan mucho problema ya que prácticamente están dentro de la misma zona.

Zona de Pinch # 3.

Esta zona es la segunda en número de cambiadores y está dominada principalmente por corrientes que deben calentarse, esta es la razón por la cual se reestructuró básicamente para ajustar la carga del economizador de 40°F.

Como puede observarse en las gráficas 10 y 11, existen 3 cambiadores que son responsables de violaciones a los principios del análisis, estos son el EA-413 y el EA-414 (#9 y #10 respectivamente en la gráfica 10) y el EA-317 (#6 en la gráfica 11). El EA-413, como puede observarse en la tabla 4, incurre en violaciones pequeñas, así que se decidió conservarlo. Otro equipo que también permaneció intacto fue el EA-408.

Por otro lado, en la tabla 4 puede verse que bajo las condiciones actuales el cambiador EA-414 (marcado como 10) transfiere cargas grandes a través del Pinch, sin embargo, con los ajustes hechos en la corriente C2=LB en las dos secciones anteriores se han eliminado estas transferencias y ahora solo hay que ajustar la combinación entre el economizador de 40°F y la corriente mencionada para cumplir con el balance de energía. Este ajuste hizo que el calor transferido entre estas corrientes se redujera sensiblemente y se limitara a transferir sólo una parte de la energía de esta corriente en la zona. Esto dio como resultado que el nuevo servicio tuviera un requerimiento de área mucho menor que la que se usaba (menos de la tercera parte), por lo que el cambiador anterior, el EA-414 con 3746 ft² se retiró y quedó a disposición de cualquier otro servicio en tanto que se decidió comprar un equipo (EA-414M) con los nuevos requerimientos (1392 ft²). El resto de la energía de la corriente mencionada se tuvo que mezclar con la FA-301, lo que dio como resultado el cambiador EA-5, con un área de 7500 ft². Esta área se satisfizo con el que era el cambiador EA-305, que como se vio en la zona 5 dejó de ser utilizado.

El otro cambiador (EA-317) transfiere toda su carga hacia el Pinch # 2 y la descarga en el economizador de 65°F, sin embargo como este servicio debe desaparecer, la carga de esta corriente se asignó al economizador de 40°F. Esta nueva combinación requiere de un área de 6200 ft², la cual es superior al área que tenía el cambiador anterior, por lo cual se tomó la decisión de comprar otro cambiador con esas características. El cambiador EA-317 no pudo ser reutilizado para otro servicio.

Como en la sección anterior se eliminó el cambiador EA-403 que satisfacía la carga de la corriente FEEDR11, ahora en esta sección es necesario recombinarla. Para esto se combinó con el economizador de 40°F y su recombinación dio origen al cambiador EA-4, el cual tiene una pequeña violación al Pinch que es un tanto despreciable. El área requerida para este equipo fue de 2006 ft² y fue satisfecha con el que era el cambiador EA-212, que como se verá más adelante dejará de ser utilizado. Las últimas corrientes que faltan por combinar son la PRODR1 y la REBFC2=. La combinación de estas corrientes dio origen al cambiador EA-6, para el cual el

área calculada fue de 770 ft². Para este servicio se decidió utilizar el que actualmente es el cambiador EA-401 que como se verá en la zona 1 quedará libre debido a que utiliza vapor como medio de calentamiento.

Por último, las condiciones finales en que quedó esta zona pueden ser observadas en la gráfica 13.

Zona de Pinch # 2.

Esta región por el alto número de corrientes que presenta se decidió trabajarla de manera diferente. Lo primero fue eliminar todos los cambiadores que infringían las reglas del Pinch y después se buscaron las combinaciones que permitieran minimizar el consumo de servicios.

De la inspección del diagrama de red se encontró que tres equipos transfieren calor a través del Pinch (Ver gráficas 11 y 12). Uno de ellos, el EA-317 se discutió en la sección anterior y ya fue arreglado, los otros dos son el EA-211(5) y el EA-324(7). El primero de estos dos últimos cambiadores se eliminó por la alta carga que transfiere entre zonas y el segundo se mantuvo intacto debido a que su violación es muy pequeña. Otros dos equipos que también se mantuvieron intactos fueron el EA-301 y el EA-420.

Como resultado de la eliminación del EA-211, la parte de la corriente COMP4 que está en esta zona se tuvo que recombinar. El resultado final para esta corriente fue su combinación con la FEEDR12, lo que dio como resultado un cambiador nuevo: el EA-7. Este equipo debe tener un área de 13,543 ft² y por su magnitud y la ausencia de equipos desocupados de ese tamaño, se tomó la decisión de adquirir uno nuevo. El resto de la carga de la corriente fue satisfecha con un reajuste con el servicio de refrigeración de 40°F con el que ya se combinaba. El resultado de este reacomodo fue el cambiador reestructurado (EA-212M), el cual tuvo un requerimiento de área de 2790 ft², valor que fue un poco mayor al anterior (EA-212 con 2046). Esto condujo a la utilización el cambiador que originalmente era el EA-414 para satisfacer el área requerida (En el análisis de la zona 3 se vio que este equipo fue desocupado).

La última corriente que se ajustó en esta zona fue la PRODR1. Esta corriente se combinaba con la FEEDR11 en el cambiador EA-403, sin embargo, como se vio en la sección 3, esta combinación transfería una fuerte carga a través del Pinch, por lo que la corriente FEEDR11 fue reestructurada desde la zona anterior. Este ajuste provocó que la única carga que debía transferirse entre estas corrientes era la que está presente en esta zona, y así se hizo. Con esta nueva estructura el área necesaria es mayor debido a que el gradiente de temperaturas disminuyó drásticamente, de tal forma que el nuevo requerimiento (39,801 ft²) tuvo que ser sufragado con un equipo nuevo, en tanto que el equipo anterior fue empleado en la zona 5.

Como la carga de la corriente FEEDR11 en esta zona es menor a la de la corriente PRODR2, aún queda una parte de esta última por combinar. Esto se hizo por medio de la compra de un nuevo equipo (el EA-8), el cual necesita de un área de 620 ft². Después de todas las modificaciones mencionadas, la estructura final de esta zona se muestra en la gráfica 14.

Zona de Pinch # 1.

Esta zona es la que más cambiadores presenta y la que más cambios reportó en su estructura. Para la descripción de las modificaciones realizadas primero se mencionarán los equipos que no sufrieron modificaciones y posteriormente se mencionarán los cambios realizados en las combinaciones así como los cambiadores que fueron adicionados.

La serie de cambiadores que no sufrieron cambios es la siguiente: EA-424, EA-111, EA-112, EA-113, EA-422, EA-425, EA-323, EA-441, EA-322, EA-439, EA-204, EA-201, EA-428, EA-202. Estos cambiadores no tienen problemas de violaciones al Pinch, por lo que se mantuvieron intactos, sin embargo, existen dos equipos que permanecieron sin cambios debido a que las violaciones que presentaban eran mínimas, estos equipos fueron el EA-321 y el EA-213. Debe señalarse que el primero utiliza vapor de alta presión para acondicionar la alimentación al reactor de Metanación y que se mantuvo únicamente por razones de control.

De esta forma, si se compara el diagrama de esta sección antes y después de la reestructuración en las gráficas 11 y 14, puede verse que se hicieron pocos cambios y que los cambios más fuertes se hicieron sobre la corriente del producto del reactor de hidrogenación de acetileno (PRODR1). Ahora se describirán los cambios hechos y los nuevos equipos.

En el diagrama de esta región puede apreciarse, que la corriente que sufrió los cambios más drásticos en todo el análisis fue la PRODR1. Esto fue debido a que muchos cambiadores estaban utilizando vapor como servicio de calentamiento y era necesario eliminarlo, además, como la única fuente de energía de alta temperatura que se dispone en el proceso es esta corriente, tuvo que ser utilizada como el sustituto del vapor. Los cambios que se propusieron para esta corriente implican que vaya a varias secciones, sin embargo como todas las secciones son áledañas a la zona de Deetanización, no será necesario trazar muchas líneas.

Con el nuevo arreglo para esta corriente se hizo que participara en 4 cambiadores nuevos (EA-10, EA-11, EA-12 y EA-14), así como en uno modificado (EA-405M). El EA-10 la combina con la corriente FEEDR12 y requiere de la adquisición de un cambiador con un área de 614 ft². Debe señalarse que con la introducción de este equipo también se eliminó uno de los cambiadores responsables de violaciones al Pinch en esta zona (el EA-406 que se muestra en la gráfica 11 marcado con el número 2).

El EA-11 la hace transferir parte de su carga a la REBDEB; esto requiere de un nuevo cambiador de 714 ft² de área. La combinación con la corriente REBDEP implica la compra de otro cambiador (el EA-12) con un área de 615 ft² y el último cambiador nuevo en el que participa es el EA-14, en donde intercambia calor con la corriente REBDEE y demandan un área de 3329 ft², la cual se sufragó con el que anteriormente era el cambiador EA-307 que se dejó de utilizar en la zona 6. En lo que respecta al cambiador modificado (EA-405M), este resultó del ajuste para satisfacer por completo la carga de esta corriente en la zona, la cual al ser combinaria con el agua de enfriamiento demandó una nueva área de 10360 ft², que es mayor al área existente, por lo cual el cambiador original se retiró y se reutilizó en la zona 6, en tanto que para

satisfacer los nuevos requerimientos de área se tomó el cambiador EA-203, que como se verá más adelante dentro de esta misma zona, será retirado de operación.

Hasta el momento se han eliminado todas las violaciones al Pinch y sólo falta completar la carga de ciertas corrientes para lo cual se describirán los últimos cuatro cambiadores de la red.

El primero es el EA-9. Este equipo tuvo la misión de preparar la corriente de alimentación al reactor de hidrogenación aprovechando la energía de las corrientes de la zona de compresión. El área calculada para este equipo es de 27126 ft² y debe comprarse.

El segundo cambiador es el EA-13, este fue utilizado para completar la carga de la corriente REBDEE que quedó incompleta después de combinarse con la PRODR1. El área requerida por este intercambio es de 11536 y también debe ser adquirido.

Los dos últimos cambiadores surgen del reajuste de las cargas de las corrientes COMP3 y COMP4, las cuales cedieron parte de su energía en los cambiadores EA-13 y EA-9 respectivamente. Para la corriente COMP3 el reajuste con el agua de enfriamiento fue debido a que el calor que intercambiaban anteriormente era mayor, así que el área calculada por el nuevo arreglo resultó ser menor (8613 ft²). El cambiador original se retiró y, como ya se dijo, fue empleado en esta sección para satisfacer al cambiador EA-405M, en tanto que los nuevos requerimientos se sufragaron con el cambiador siguiente que dejó de utilizarse (EA-210). Por su parte, la corriente COMP4 tuvo que recalcular tanto su carga como su área después de recibir la carga que dejó de transferirse por el cambiador EA211 (que era responsable de una violación al Pinch) y de dejar de transferir la energía que cedió en el cambiador EA-9. La reestructuración hizo que la carga disminuyera pero que el gradiente de temperaturas bajara, así que el área final para este cambiador (EA-210M) aumentó. Los nuevos requerimientos fueron cubiertos por el cambiador que actualmente es el EA-210 y el cambiador original pasó a ser utilizado por el reajuste anterior.

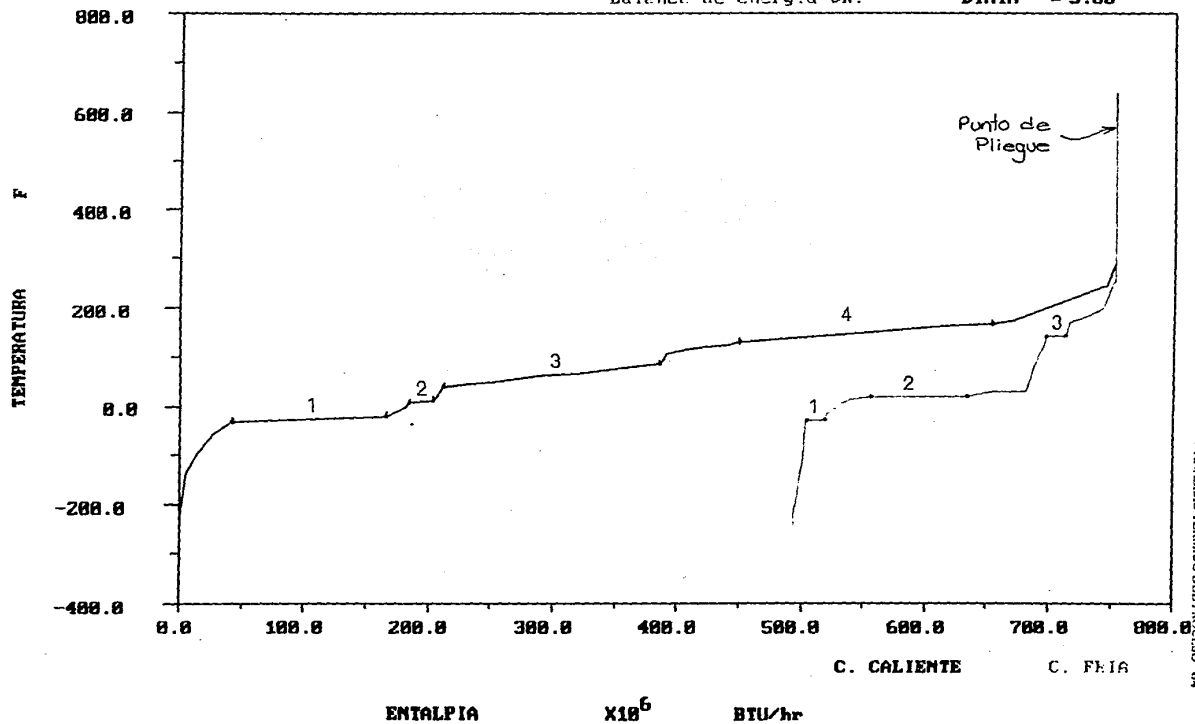
Estos son todos los cambios hechos en la red y las estructuras finales se encuentran completas en las figuras 13 y 14.

Caso BASE: ETILENO "LA CANGREJERA"
 CURVAS COMPUESTAS (Sin Servicios)

SITUACION ACTUAL DE LA PLANTA

Balace de energia OK!

DTMIN = 3.00

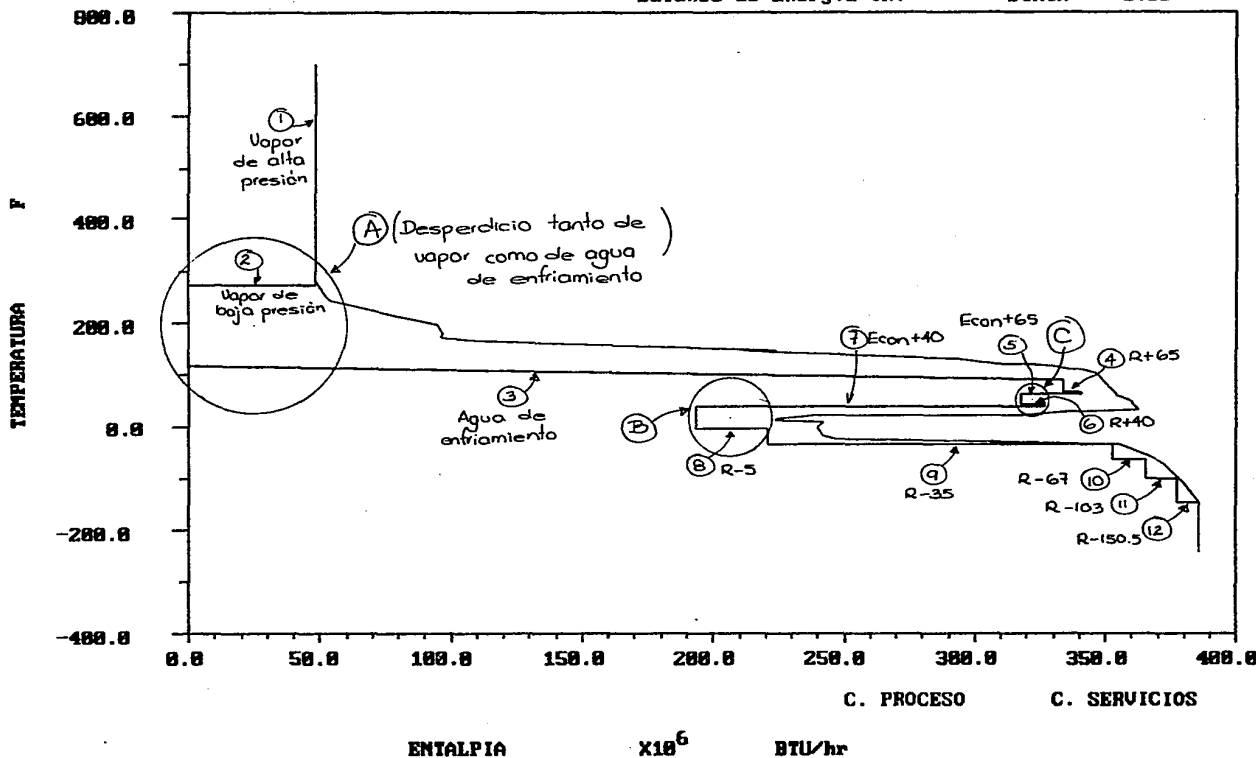


Caso BASE: ETILENO "LA CANGREJERA"
 GRAN CURVA COMPUESTA

SITUACION ACTUAL DE LA PLANTA

Balace de Energr'a OK!

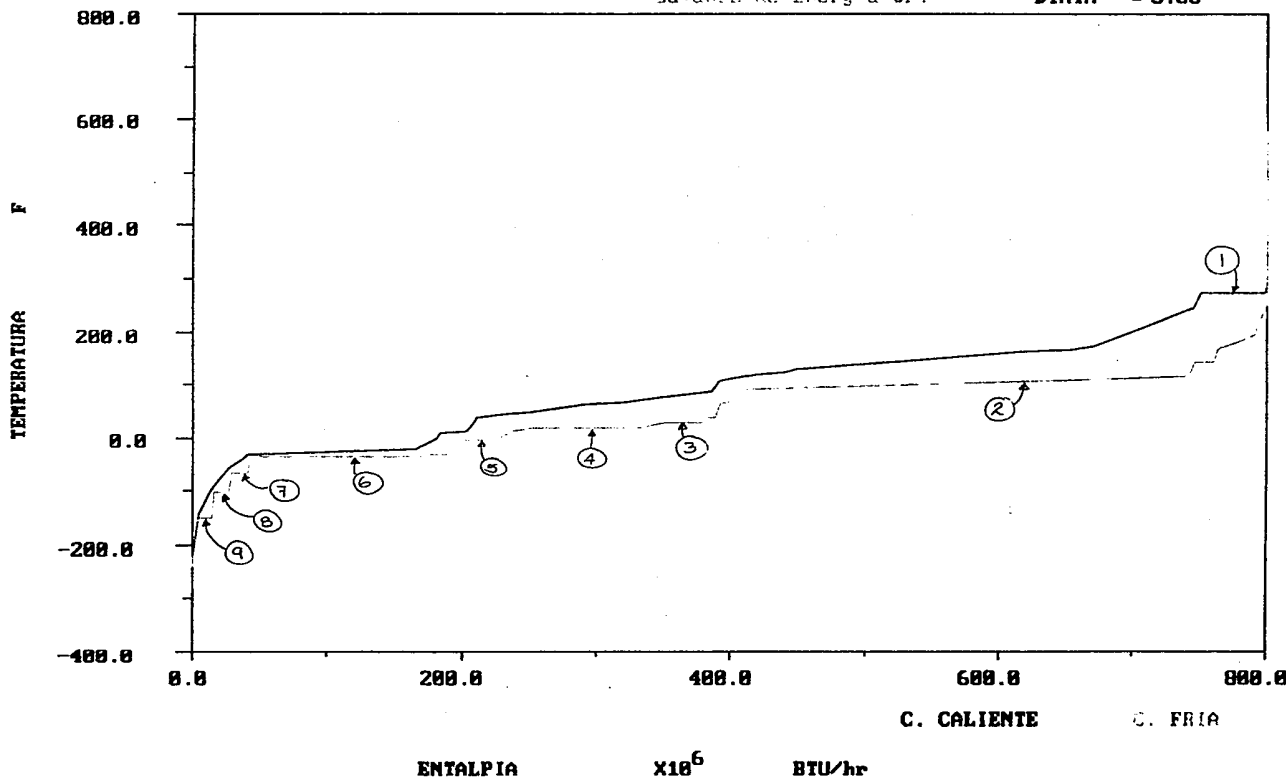
DTMIN = 3.88



Caso BASE: ETILENO "LA CANGREJERA"
 CURVAS COMPUESTAS (Con Servicios)

SITUACION ACTUAL DE LA PLANTA

Balance de Energía Or?

D_{MIN} = 3.00

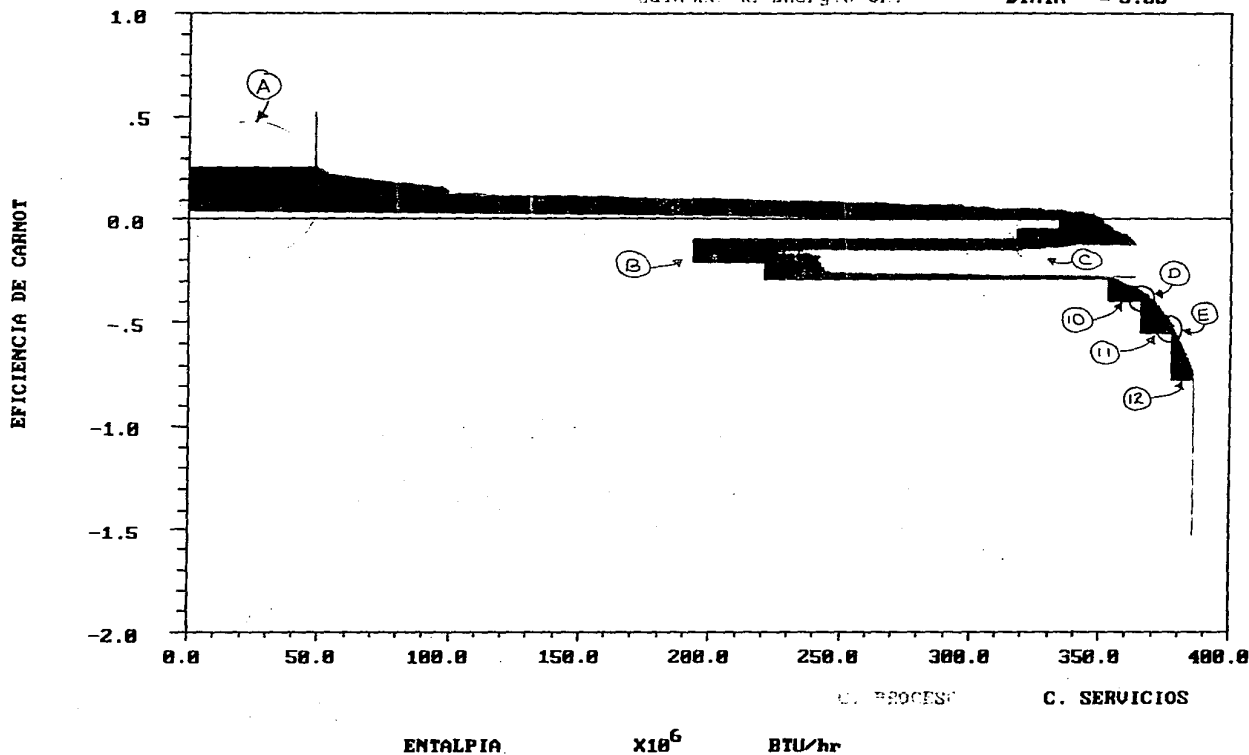
Caso BASE: ETILENO "LA CANGREJERA"
 GRAN CURVA COMPUESTA EXERGICA

SITUACIÓN ACTUAL DE LA PLANTA

Area sombreada proporcional a la Perdida de Exergía

Balance de Energía OK!

DTMIN = 3.00

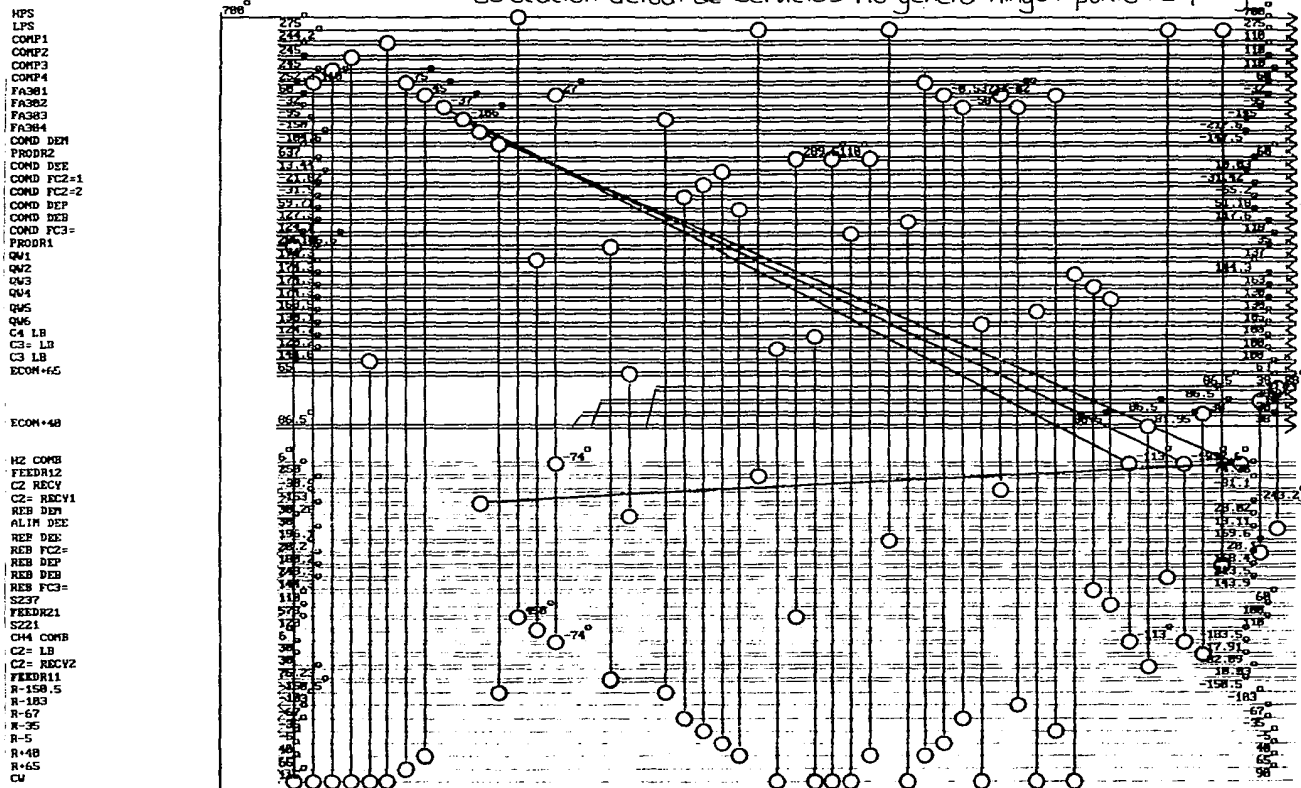


CASO BASE: ETILENO "LA CAMGREJERA"

DTHIN: 3.00

RED EXISTENTE

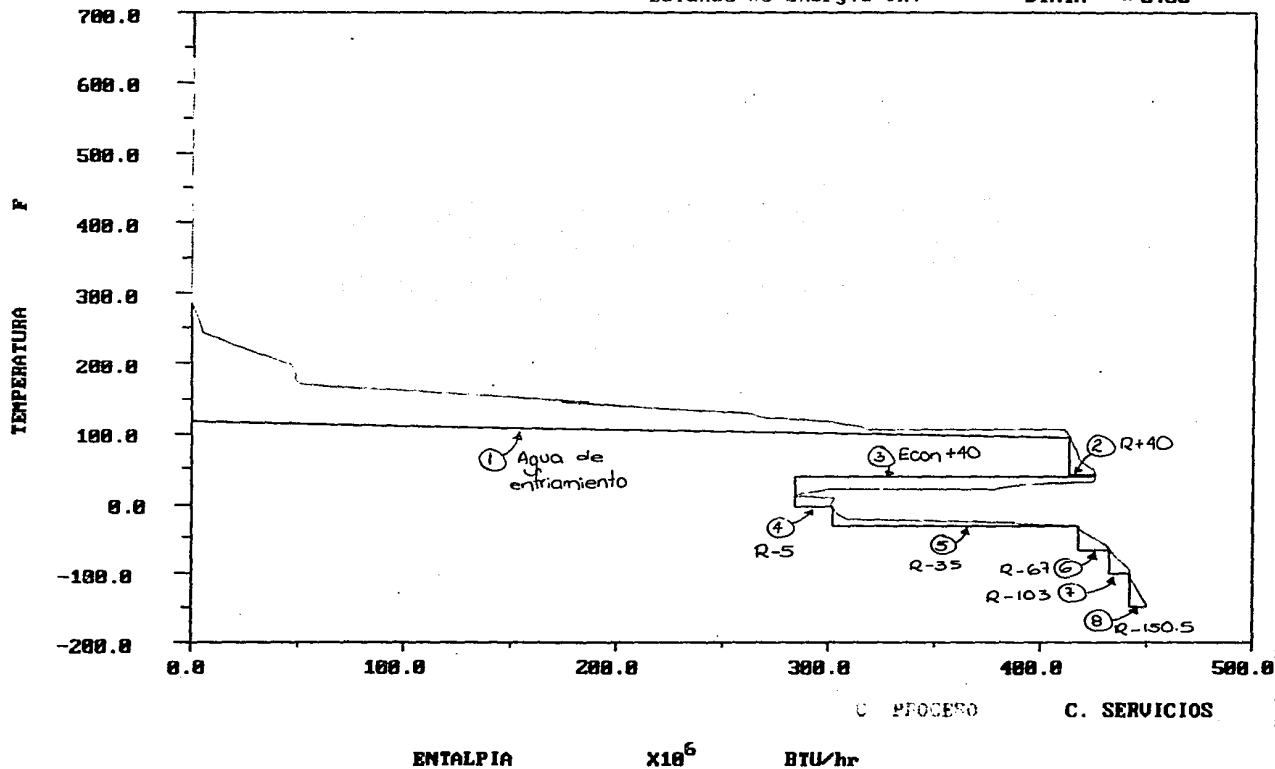
No pueden detectarse violaciones al Pinch porque la colocación actual de servicios no genera ningún punto de pliegue.



Caso REESTRUCTURADO:ETILENO "LA CANGREJERA" MODIFICACIONES PROPUESTAS POR LA INTEGRACION
 GRAN CURVA COMPUESTA

Balance de Energía OK!

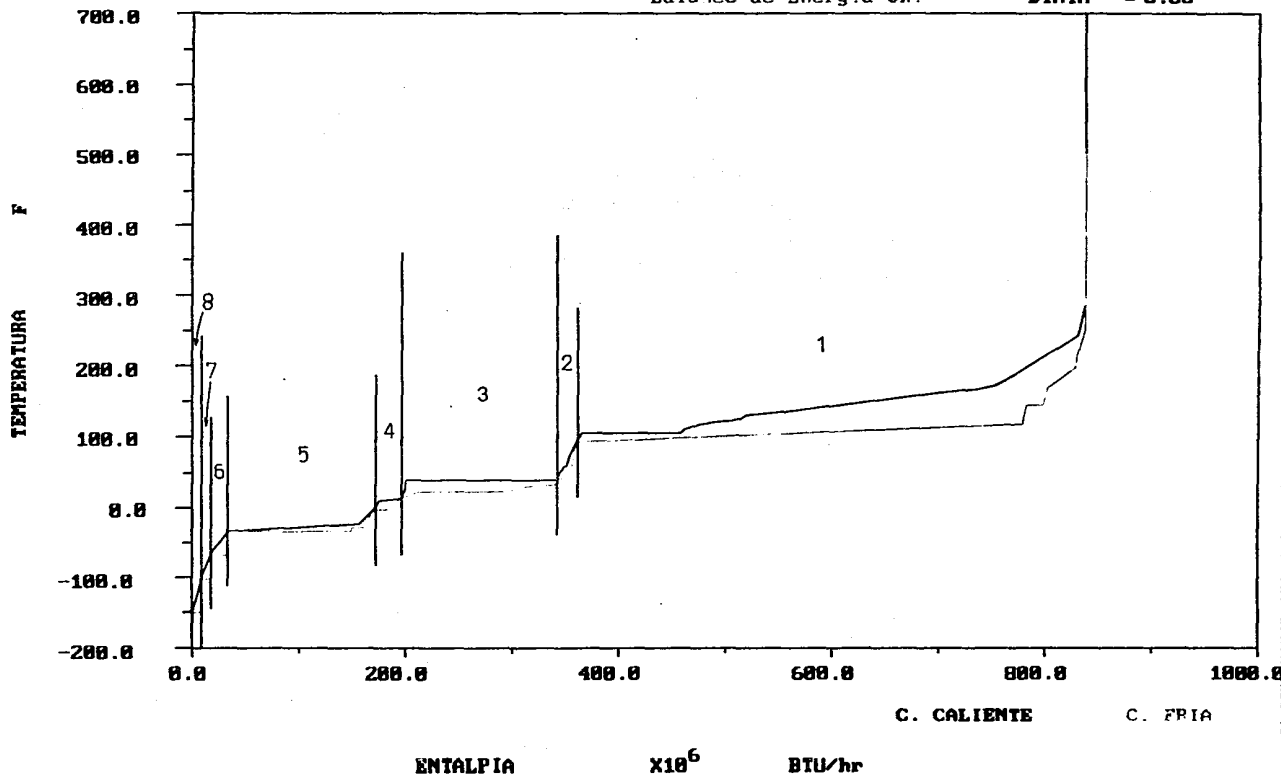
DTMIN = 3.00



Caso REESTRUCTURADO:ETILENO "LA CAMGREJERA" MODIFICACIONES PROPUESTAS POR LA INTEGRACION CURVAS COMPUESTAS (Con Servicios)

Balance de Energia OK!

DTMIN = 3.00

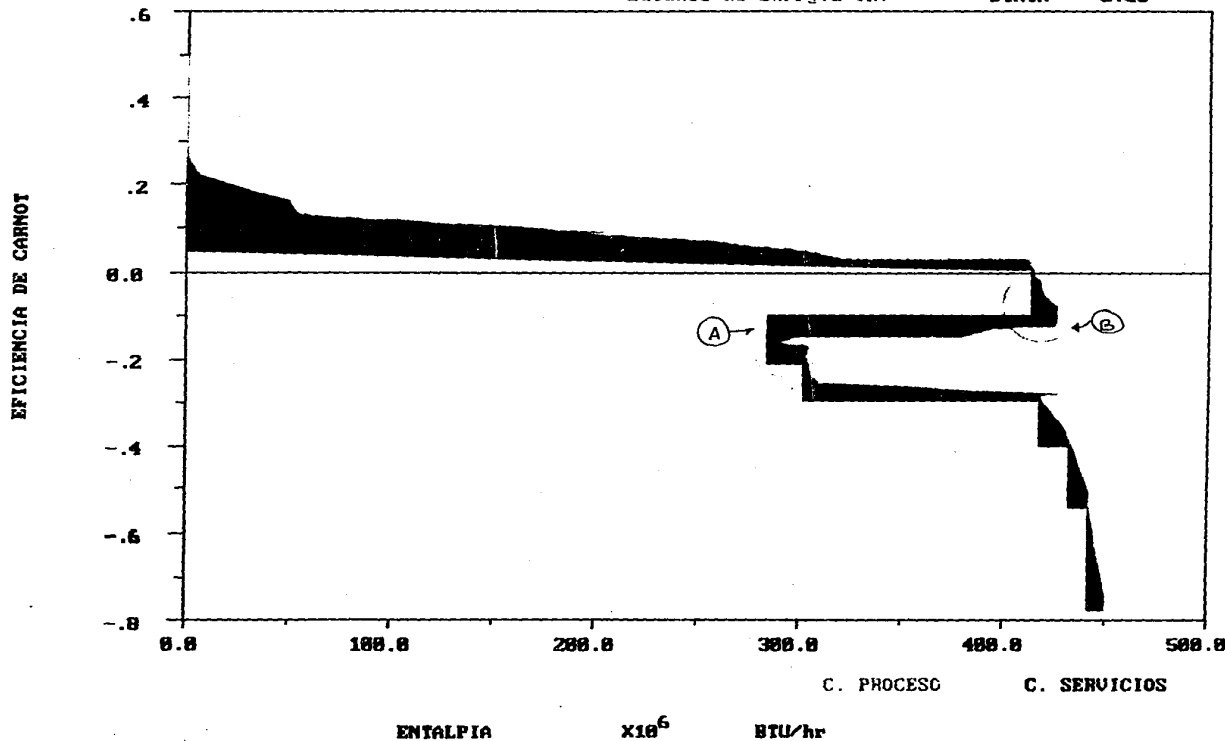


Caso REESTRUCTURADO:ETILENO "LA CANGREJERA" MODIFICACIONES PROPUESTAS POR LA INTEGRACION GRAN CURVA COMPUESTA EXERGICA

Area sombreada proporcional a la Perdida de Exergia

Balance de Energía OK?

DTMIN = 3.00



Caso BASE: ETILENO "LA CANGREJERA"

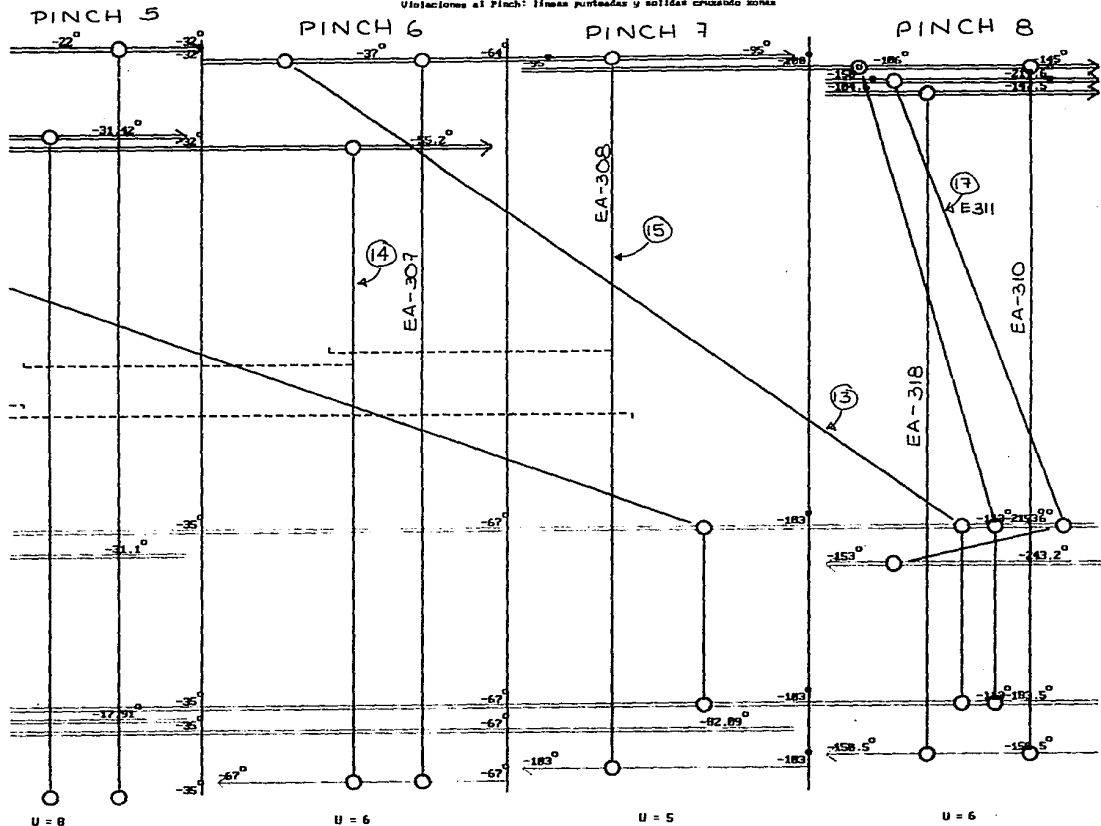
DTMIN: 3.68

Violaciones al Pinch (Red existente)

Violaciones al Pinch: líneas punteadas y sólidas cruzando zonas

ECON-68
 COMP1
 COMP2
 COMP3
 COMP4
 FA3B1
 FA3B2
 FA3B3
 FA3B4
 COND DE1
 PRODR2
 COND DE3
 COND FC2-1
 COND FC2-2
 COND DE2
 COND DE3
 COND FC3
 PRODR1
 QM1
 QM2
 QM3
 QM4
 QM5
 QM6
 C4 LB
 C3= LB
 C3 LB
 ECONC3

H2 COMB
 FEEDR12
 C2 REC
 C2= RECV1
 REB DE1
 ALIN DE3
 REB DE2
 REB FC2=
 REB DE2
 REB DE3
 REB FC3=
 SZ37
 FEEDR21
 SZ21
 CH4 COMB
 C2= LB
 C2= RECV2
 FEEDR11
 R-15B.5
 R-183
 R-67



Caso BASE: ETILENO "LA CANGREJERA"

DTHIN: 3.00

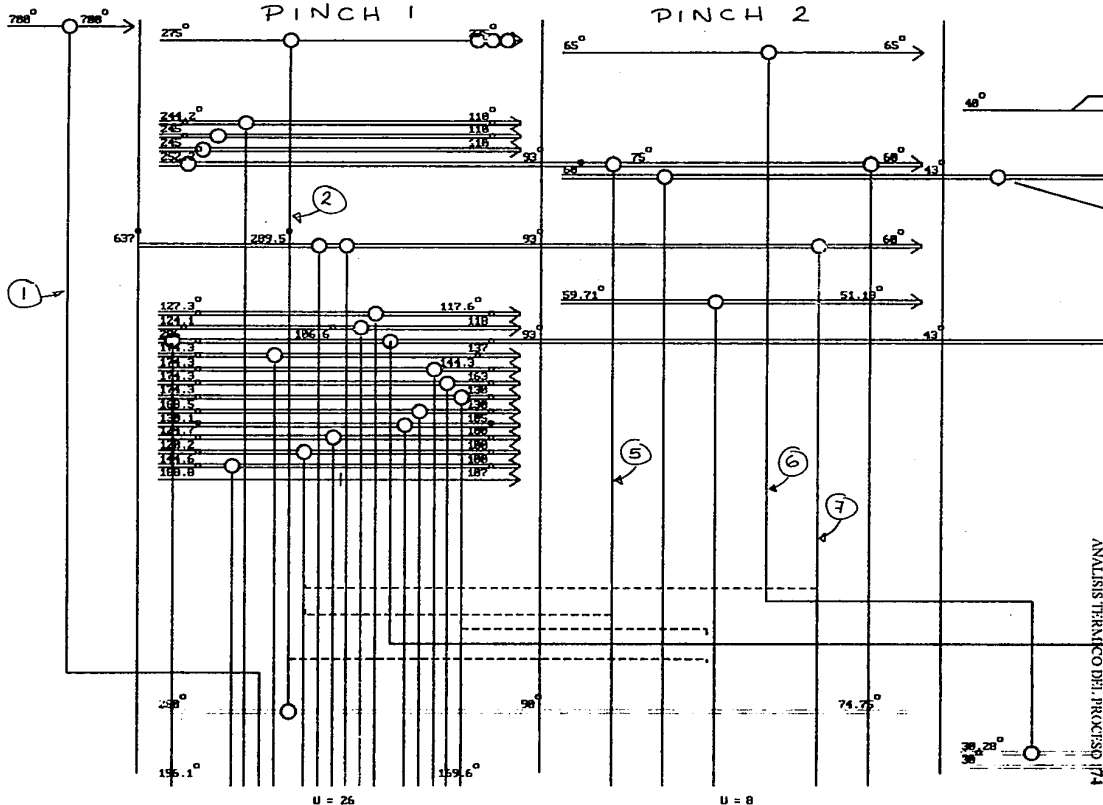
Violaciones al Pinch (Red existente)

Violaciones al Pinch: líneas punteadas y sólidas cruzando zonas

HPS
LPS
ECON+65

ECON+48
COMP1
COMP2
COMP3
COMP4
FA301
FA302
FA303
FA304
COND DEM
PRODR2
COND DEE
COND FC2-1
COND FC2-2
COND DEP
COND DEB
COND FC3
PRODR1
QH1
QH2
QH3
QH4
QH5
QH6
C4 LB
C3= LB
C3 LB
ECONC3

H2 COMB
FREDRIZ
C2 REC
C2= RECV1
REB DEM
ALIM DEE

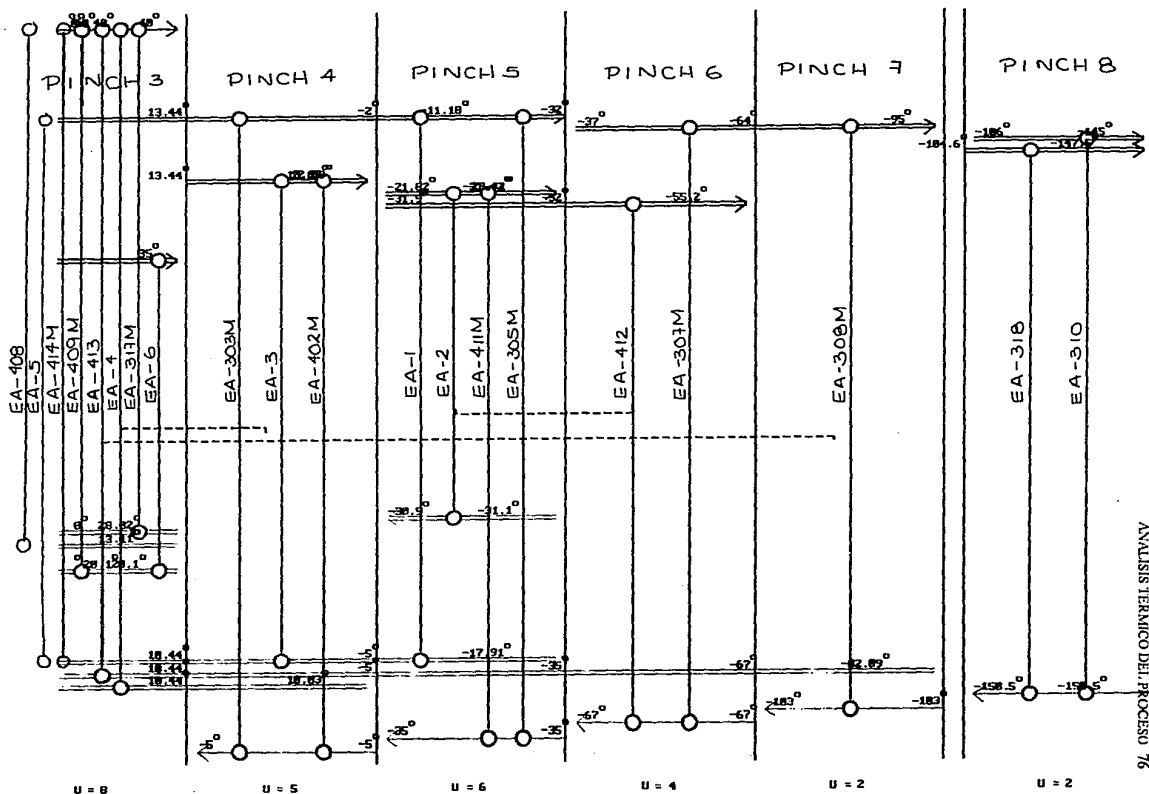


Caso REESTRUCTURADO:ETILENO "LA CANGREJERA" DITHIN: 3.88

Red modificada y violaciones al Pinch

Violaciones al Pinch: líneas punteadas y sólidas cruzando zonas

- HPS
- LPS
- ECOM+48
- ECOM+65
- COMF1
- COMF2
- COMF3
- COMF4
- FA381M
- FA381
- FA382
- FA383
- COND D6M
- PRODR2
- COND D6E
- COND FC2-1
- COND FC2-2
- COND D6P
- COND D6B
- COND FC3
- PRODR1
- QW1
- QW2
- QW3
- QW4
- QW5
- QW6
- C3 LB
- C3 LB
- C3 LB
- ECOMC3



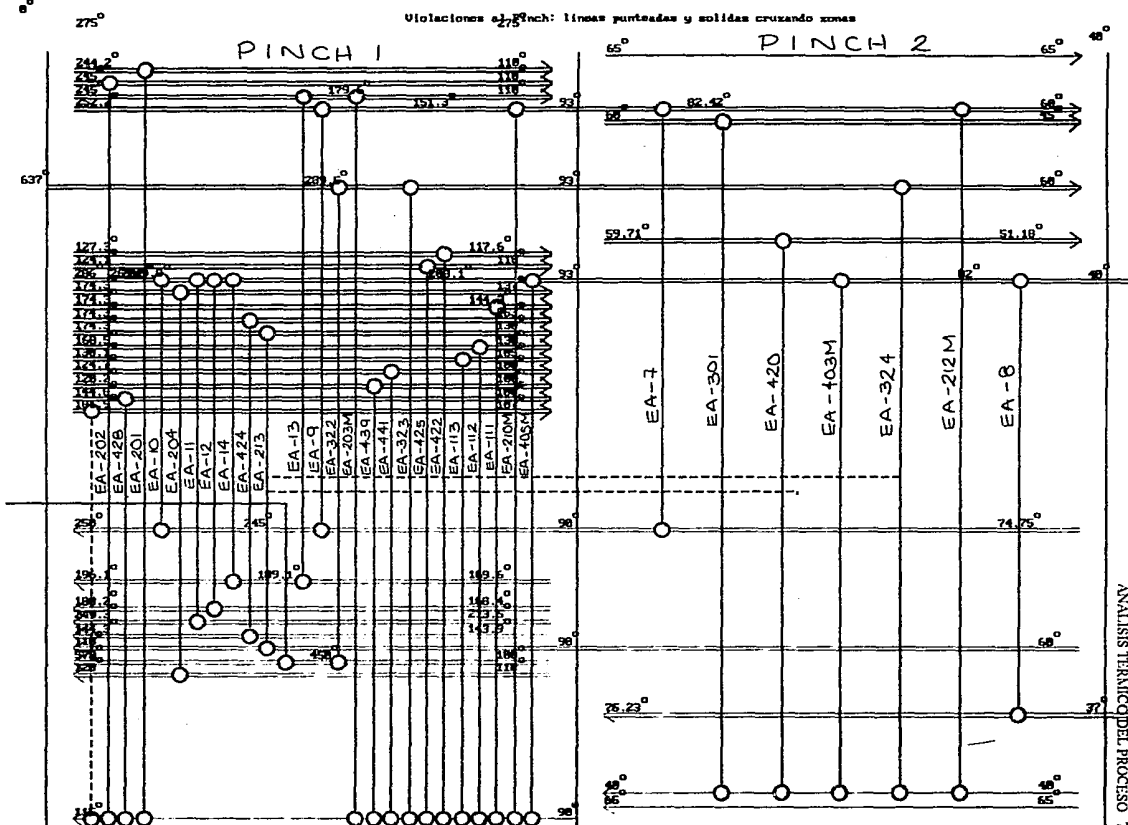
- FEEDR12
- C2 REC
- RES D6M
- ALIM D6E
- RES D6E
- RES FC2=
- RES D6P
- RES D6B
- RES FC3=
- S237
- FEEDR21
- S221
- C2 LB
- C2 REC V2
- FEEDR11
- R-158.5
- R-183
- R-67
- R-95
- R-5

Caso REESTRUCTURADO:ETILENO "LA CANGREJERA" DTMH: 3.88

Red modificada y violaciones al Pinch

- KPS
- LPS
- ECON+48
- ECON+65
- COMP1
- COMP2
- COMP3
- COMP4
- FA381H
- FA381
- FA382
- FA383
- COMP DEH
- PROK2
- COMP DEK
- COMP DEK
- COMP FC2-1
- COMP FC2-2
- COMP DEP
- COMP DEB
- COMP FC3
- PRODR1
- QU1
- QU2
- QU3
- QU4
- Q45
- Q46
- C4 LB
- C3 LB
- C3 LB
- ECONC3

- FEDR12
- C2 REC
- REC DEM
- ALIM DEE
- REC DES
- REC FC2-
- REC DEP
- REC DEB
- REC FC3-
- S237
- FEDR21
- S221
- C2 LB
- C2= RRCV2
- FEDR11
- R-158.5
- R-183
- R-67
- R-25
- R-5
- R-48
- R-65
- CV



U = 26

U = 8

CAPÍTULO

6

RESULTADOS.

A continuación se presentarán una serie de tablas con los resultados más representativos de la simulación del proceso. Estas tablas están divididas en tres grupos, el primero contiene las corrientes más importantes del proceso, esto es, los seis productos de la planta; el segundo grupo presenta los valores de las corrientes de recirculación de la planta y el tercero a las corrientes de salida de las torres hacia los condensadores y rehervidores así como sus respectivos retornos. Esta presentación se hace para mostrar la precisión alcanzada por la simulación en los ciclos más difíciles de converger: los formados entre las torres y sus condensadores y rehervidores. Aquí debe señalarse que los resultados que se presentan tienen una columna correspondiente al error entre los resultados de la simulación y los datos de diseño de la planta. Para el caso de las composiciones se registra un porcentaje de error en la fracción mol de los componentes mayoritarios de cada corriente, ya que son los componentes más importantes, en tanto que no se muestra el error para los componentes traza, ya que no son tan importantes e incluso los errores llegan a ser numéricamente grandes pero físicamente despreciables. En el caso de las temperaturas se presenta un error en forma de diferencia en °F entre los datos obtenidos y lo de diseño.

Como parte de los resultados de la simulación, también se muestran las figuras presentadas en el capítulo 3. En estos diagramas pueden observarse características importantes como los flujos, presiones, y temperaturas de las corrientes, así como las cargas térmicas de los cambiadores de la planta. Estos diagramas también muestran cuáles corrientes fueron marcadas como corrientes frías y corrientes calientes para el análisis térmico: las primeras en color azul y las segundas en rojo.

Resultados de la simulación para los productos de la Planta.

Tabla 1.

	ETILENO A.L.B.			PROPILENO A.L.B.			PROPANO A.L.B.		
	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR
CORRIENTE:	S483	S483		S556	S556		S547	S547	
DEL EQUIPO:	EA-415	EA-415		EA-439	EA-439		EA-428	EA-428	
AL EQUIPO:	—	—		—	—		—	—	
FASE:	VAPOR	VAPOR		LÍQUIDO	LÍQUIDO		LÍQUIDO	LÍQUIDO	
FRACCIÓN MOL:									
H2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
METANO	0.0001	0.0001		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ACETILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ETILENO	0.9998	0.9999	0.01%	0.0001	0.0001		0.0000	0.0000	
ETANO	0.0001	0.0000		0.0103	0.0061		0.0000	0.0000	
PROPINO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0264	0.0237	
PROPADIENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0264	0.0237	
PROPILENO	0.0000	0.0000		0.9814	0.9932	1.20%	0.1447	0.1348	6.84%
PROPANO	0.0000	0.0000		0.0082	0.0064		0.7939	0.8087	1.86%
BUTADIENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0069	0.0059	
1-BUTENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0015	0.0016	
N-BUTANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0002	0.0001	
C5S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S3	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
AGUA	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL:									
LBMOL/HR	4962.2900	4960.6500		146.1000	148.2532		52.1600	53.3497	
LB/HR	139200.0000	1.3916+05		6132.0000	6227.8570		2272.0000	2333.5427	
VAR.DE EDO:									
TEMP (_F)	100.0000	100.0000	0°F	100.0000	100.0000	0°F	100.0000	100.0000	0°F
PRES (PSIA)	370.0000	370.0000		370.0000	370.0000		340.0000	340.0000	
VFRAC	1.0000	1.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
DENSIDAD:									
LB/FT3	2.0100	2.0030		31.6810	27.5934		27.0630	27.4183	
PM PROMEDIO:	28.0500	28.0528		41.9700	42.0082		43.6800	43.7404	

ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

Resultados de la simulación para los productos de la Planta.

Tabla 2.

	GAS A QUEMADORES			MEZCLA DE C4S			GASOLINA DE PIRÓLISIS		
	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR
CORRIENTE:	S371	S371		S584	S584		S583	S583	
DEL EQUIPO:	MI-HLP	MI-HLP		EA-441	EA-441		EA-423	EA-423	
AL EQUIPO:	---	---		---	---		---	---	
FASE:	VAPOR	VAPOR		LÍQUIDO	LÍQUIDO		LÍQUIDO	LÍQUIDO	
FRACCIÓN MOL:									
H2	0.8131	0.8155	0.30%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO	0.0103	0.0104	0.97%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
METANO	0.1687	0.1693	0.36%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ACETILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ETILENO	0.0048	0.0047	2.08%	0.0000	0.0000		0.0001	0.0000	
ETANO	0.0003	0.0001		0.0000	0.0000		0.0001	0.0000	
PROPINO	0.0000	0.0000		0.0007	0.0002		0.0000	0.0000	
PROPADIENO	0.0000	0.0000		0.0007	0.0000		0.0000	0.0000	
PROPILENO	0.0000	0.0000		0.0005	0.0000		0.0000	0.0000	
PROPANO	0.0000	0.0000		0.0010	0.0000		0.0000	0.0000	
BUTADIENO	0.0000	0.0000		0.5729	0.5762	0.58%	0.0224	0.0224	0.00%
I-BUTENO	0.0000	0.0000		0.2480	0.2446	1.37%	0.0015	0.0054	
N-BUTANO	0.0000	0.0000		0.1298	0.1287	0.85%	0.0037	0.0214	
C5S1	0.0000	0.0000		0.0464	0.0501	7.97%	0.2717	0.2577	5.15%
C6S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.2272	0.2296	1.06%
C6S2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.2367	0.2296	3.00%
C6S3	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.2367	0.2335	1.35%
CO2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
AGUA	0.0028	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL:									
LBMOL/HR	4962.2900	6144.2600		146.1000	136.1900		52.1600	55.2885	
LB/HR	139200.0000	29409.0000		6132.0000	7599.7607		2272.0000	4193.4165	
VAR.DE EDO:									
TEMP (°F)	100.0000	100.0000	0°F	100.0000	100.0000	0°F	100.0000	100.0000	0°F
PRES (PSIA)	370.0000	121.0000		345.0000	345.0000		340.0000	130.0000	
VFRAC	1.0000	1.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
DENSIDAD:									
LB/FT3	2.0100	0.2896		31.6810	33.9380		27.0630	43.6951	
PM PROMEDIO:	28.0500	4.7864		41.9700	55.8026		43.6800	75.8460	

Resultados de la simulación para las recirculaciones más importantes.

Tabla 3.

	RECIRC. DE ETANO			RECIRC. DE ETILENO			RECIRC. DE ETANO ETILENO		
	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR
CORRIENTE:	S202	S202		S467	S467		S454	S454	
DEL EQUIPO:	EA-333	EA-333		EA-413	EA-413		DA-402	DA-402	
AL EQUIPO:	FA-201	FA-201		FA-203	FA-203		DA-403	DA-403	
FASE:	VAPOR	VAPOR		VAPOR	VAPOR		LÍQUIDO	LÍQUIDO	
FRACCIÓN MOL:									
H2	0.1400	0.1565	10.54%	0.0941	0.0875	7.05%	0.0000	0.0000	
CO	0.0056	0.0059	5.22%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
METANO	0.3935	0.3735	5.08%	0.2409	0.2570	6.68%	0.0001	0.0001	
ACETILENO	0.0009	0.0009	1.51%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ETILENO	0.3808	0.3885	2.02%	0.6650	0.6554	1.44%	0.5297	0.5250	0.89%
ETANO	0.0791	0.0745	5.88%	0.0000	0.0000		0.4702	0.4749	1.00%
PROPINO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
PROPADIENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
PROPILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
PROPANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
BUTADIENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
I-BUTENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
N-BUTANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C5S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S3	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
AGUA	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL:									
LBMOL/HR	506.4300	418.7715		31.4600	26.9775		1170.9300	1770.9200	
LB/HR	10663.0000	8223.9615		714.0000	615.8765		51355.0000	5.1375+04	
VAR DE EDO:									
TEMP (_F)	102.0000	100.0000	2°F	30.0000	30.0000	0°F	-4.2000	-3.3640	0.8°F
PRES (PSIA)	23.5000	23.9000		113.0000	113.0000		296.0000	296.9117	
VFRAC	1.0000	1.0000		1.0000	1.0000		0.0000	0.0000	
DENSIDAD:									
LB/FT3	0.0800	0.0784		0.5080	0.5103		26.3830	24.2394	
PM PROMEDIO:	20.2500	19.6383		22.7100	22.8292		29.0000	29.0101	

Resultados de la simulación p/corrientes entre las torres de dest. y sus cond. y rehev.

Tabla 4.

	PROD. DOMO TORRE DEMETANIZADORA			REFLUJO TORRE DEMETANIZADORA			PROD. FONDO TORRE DEMETANIZADORA		
	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR
CORRIENTE:	S332	S332		S334	S334		S336	S336	
DEL EQUIPO:	DA-301	DA-301		GA-301	GA-301		DA-301	DA-301	
AL EQUIPO:	EA-318	EA-318		DA-301	DA-301		EA-317	EA-317	
FASE:	VAPOR	VAPOR		LÍQUIDO	LÍQUIDO		LIQUID	LIQUID	
FRACCIÓN MOL:									
H2	0.1071	0.1064	0.65%	0.0079	0.0080	1.27%	0.0000	0.0000	
CO	0.0088	0.0086	2.29%	0.0042	0.0043	2.33%	0.0000	0.0000	
METANO	0.7553	0.7573	0.26%	0.7861	0.7848	0.17%	0.0003	0.0000	
ACETILENO	0.0000	0.0002		0.0000	0.0003		0.0034	0.0033	2.91%
ETILENO	0.1163	0.1248	7.31%	0.1974	0.1982	0.41%	0.5838	0.5857	0.33%
ETANO	0.0124	0.0026		0.0044	0.0044		0.3922	0.3913	0.23%
PROPINO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0001	0.0001	
PROPADIENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0001	0.0001	
PROPILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0087	0.0084	3.40%
PROPANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0022	0.0022	0.24%
BUTADIENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0047	0.0044	5.57%
I-BUTENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0009	0.0008	7.41%
N-BUTANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0010	0.0010	0.38%
CS1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0010	0.0009	8.10%
C6S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0006	0.0005	2.92%
C6S2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0006	0.0005	3.40%
C6S3	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0006	0.0006	1.49%
CO2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
AGUA	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL:									
LBMOL/HR	2056.4800	1807.9379		1187.7600	1044.2097		16513.1500	16399.0000	
LB/HR	33360.0000	29273.0000		21917.0000	19179.0000		483875.0000	480190.0000	
VAR.DE EDO:									
TEMP (_F)	-105.6000	-104.6070	1°F	-145.5000	-147.3284	1.8°F	29.4000	28.0188	1.4°F
PRES (PSIA)	455.0000	455.0000		451.0000	455.0000		460.0000	460.0000	
VFRAC	1.0000	1.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
DENSIDAD:									
LB/FT3	2.5480	2.5107		23.2420	21.9873		23.9730	21.1965	
PM PROMEDIO:	16.2200	16.1912		18.4500	18.3671		29.3000	29.2816	

Resultados de la simulación p/corrientes entre las torres de dest. y sus cond. y reherv.

Tabla 5.

	RETORNO REHERV. DEMETANIZADORA			PROD. DOMO TORRE DEETANIZADORA			REFLUJO TORRE DEETANIZADORA		
	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR
CORRIENTE:	S337	S337		S406	S406		S409	S409	
DEL EQUIPO:	EA-317	EA-317		DA-401	DA-401		FA-401	FA-401	
AL EQUIPO:	DA-301	DA-301		EA-402	EA-402		DA-401	DA-401	
FASE:	VAPOR	VAPOR		VAPOR	VAPOR		LÍQUIDO	LÍQUIDO	
FRACCIÓN MOL:									
H2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
METANO	0.0005	0.0000		0.0001	0.0000		0.0000	0.0000	
ACETILENO	0.0037	0.0033	10.81%	0.0030	0.0032	6.52%	0.0028	0.0032	
ETILENO	0.6350	0.6291	0.93%	0.5296	0.5300	0.08%	0.4738	0.4732	0.13%
ETANO	0.3541	0.3600	1.67%	0.4661	0.4665	0.09%	0.5212	0.5232	0.38%
PROPINO	0.0001	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
PROPADIENO	0.0001	0.0000		0.0012	0.0000		0.0000	0.0000	
PROPILENO	0.0042	0.0045	7.31%	0.0000	0.0002		0.0022	0.0003	
PROPANO	0.0010	0.0011	6.08%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
BUTADIENO	0.0008	0.0011		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
1-BUTENO	0.0002	0.0002	6.69%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
N-BUTANO	0.0002	0.0003		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C5S1	0.0001	0.0001		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S3	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
AGUA	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL:									
LBMOL/HR	6394.3900	7292.9548		14712.3500	14454.0000		5405.6500	4961.8217	
LB/HR	184800.0000	210820.0000		426670.0000	419010.0000		157454.0000	144420.0000	
VAR.DE EDO:									
TEMP (_F)	31.5000	30.2803	1.2°F	13.4000	13.4387	0.04°F	9.7000	10.0336	0.3°F
PRES (PSIA)	460.0000	460.0000		360.0000	360.0000		360.0000	349.0000	
VFRAC	1.0000	1.0000		1.0000	1.0000		0.0000	0.0000	
DENSIDAD:									
LB/FT3	3.9100	3.9809		2.9520	2.9645		25.5790	23.0475	
PM PROMEDIO:	28.8700	28.9076		29.0000	28.9899		29.1300	29.1062	

Resultados de la simulación p/corrientes entre las torres de dest. y sus cond. y rehev.

Tabla 6.

	PROD. FONDO TORRE DEETANIZADORA			RETORNO REHEV. DEETANIZADORA			PROD. DOMIO FRACCIONADORA C2		
	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR
CORRIENTE:	S421	S421		S422	S422		S455	S455	
DEL EQUIPO:	DA-401	DA-401		FA-GHLP	FA-GHLP		DA-402	DA-402	
AL EQUIPO:	EA-401	EA-401		DA-401	DA-401		EA-411	EA-411	
FASE:	LÍQUIDO	LÍQUIDO		VAPOR	VAPOR		VAPOR	VAPOR	
FRACCIÓN MOL:									
H2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0002	0.0002	6.18%
CO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
METANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0110	0.0118	7.44%
ACETILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ETILENO	0.0001	0.0000		0.0001	0.0000		0.9880	0.9880	0.00%
ETANO	0.0074	0.0056		0.0109	0.0060		0.0000	0.0000	
PROPINO	0.0044	0.0035		0.0049	0.0035		0.0000	0.0000	
PROPADIENO	0.0044	0.0037		0.0049	0.0038		0.0000	0.0000	
PROPILENO	0.4815	0.5437	12.92%	0.5647	0.5600	0.83%	0.0000	0.0000	
PROPANO	0.1287	0.1427	10.88%	0.1453	0.1462	0.62%	0.0000	0.0000	
BUTADIENO	0.1713	0.1529	10.74%	0.1401	0.1475	5.28%	0.0000	0.0000	
1-BUTENO	0.0740	0.0652	11.90%	0.0615	0.0630	2.36%	0.0000	0.0000	
N-BUTANO	0.0375	0.0336	10.30%	0.0256	0.0321		0.0000	0.0000	
C5S1	0.0364	0.0247		0.0202	0.0216	6.70%	0.0000	0.0000	
C6S1	0.0181	0.0083		0.0064	0.0057	10.74%	0.0000	0.0000	
C6S2	0.0181	0.0081		0.0064	0.0055		0.0000	0.0000	
C6S3	0.0181	0.0078		0.0064	0.0051		0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
AGUA	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL:									
LB/MOL/HR	6968.9200	4039.2500		3679.2700	3646.1639		30212.5500	29193.0000	
LB/HR	342027.0000	190410.0000		171013.0000	170050.0000		843080.0000	812940.0000	
VAR.DE EDO:									
TEMP (_F)	178.3000	169.6056	8.7°F	194.4000	196.0801	1.5°F	-21.0000	-21.8262	0.8°F
PRES (PSIA)	365.0000	365.0000		365.0000	365.0000		290.0000	290.0000	
VFRAC	1.0000	0.0000		1.0000	1.0000		1.0000	1.0000	
DENSIDAD:									
LB/FT3	30.3020	25.0180		3.4370	3.4440		2.2960	2.3155	
PM PROMEDIO:	49.0800	47.1392		46.4800	46.6385		27.9100	27.8472	

Resultados de la simulación p/corrientes entre las torres de dest. y sus cond. y reherv.

Tabla 7.

	REFLUJO TORRE FRACCIONADORA DE C2			PROD. FONDO FRACCIONADORA DE C2			RETORNO REHERV. FRACCIONADORA C2		
	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR
CORRIENTE:	S464	S464		S462	S462		S463	S463	
DEL EQUIPO:	FA-403	FA-403		DI-H1	DI-H1		EA-409	EA-409	
AL EQUIPO:	DA-402	DA-402		EA-409	EA-409		DA-402	DA-402	
FASE:	LÍQUIDO	LÍQUIDO		LÍQUIDO	LÍQUIDO		VAPOR	VAPOR	
FRACCIÓN MOL:									
H2	0.0001	0.0001	4.90%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
METANO	0.0116	0.0127	9.13%	0.0000	0.0000		0.0005	0.0000	
ACETILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ETILENO	0.9893	0.9873	0.20%	0.0100	0.0099	0.66%	0.0121	0.0119	1.37%
ETANO	0.0000	0.0000		0.9890	0.9899	0.09%	0.9874	0.9981	1.08%
PROPINO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0005	0.0000	
PROPADIENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
PROPILENO	0.0000	0.0000		0.0010	0.0002		0.0000	0.0002	
PROPANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
BUTADIENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
1-BUTENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
N-BUTANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C5S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S3	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
AGUA	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL:									
LBMOL/HR	30181.0400	29166.0000		39349.2600	38796.0000		39349.3800	38796.0000	
LB/HR	842374.0000	812330.0000		1182833.0000	1165900.0000		1182833.0000	1165900.0000	
VAR.DE EDO:									
TEMP (F)	-31.5000	-31.9016	0.4°F	21.1000	20.1027	0°F	21.2000	20.2006	1°F
PRES (PSIA)	265.0000	265.0000		300.0000	300.0000		300.0000	300.0000	
VFRAC	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		1.0000	1.0000	
DENSIDAD:									
LB/FT3	27.8770	25.6721		25.0860	23.3877		4.3490	4.5334	
PM PROMEDIO:	27.9100	27.8518		30.0600	30.0514		30.0600	30.0514	

Resultados de la simulación p/corrientes entre las torres de dest. y sus cond. y reherv.

Tabla 8.

	PROD. DOMO DEPROPANIZADORA			REFLUJO TORRE DEPROPANIZADORA			PROD. FONDO DEPROPANIZADORA		
	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR
CORRIENTE:	S506	S506		S509	S509		S504	S504	
DEL EQUIPO:	DA-404	DA-404		DI-J1	DI-J1		DA-404	DA-404	
AL EQUIPO:	EA-420	EA-420		DA-404	DA-404		EA-419	EA-419	
FASE:	VAPOR	VAPOR		LÍQUIDO	LÍQUIDO		LÍQUIDO	LÍQUIDO	
FRACCIÓN MOL:									
H2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
METANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ACETILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ETILENO	0.0001	0.0000		0.0001	0.0000		0.0000	0.0000	
ETANO	0.0076	0.0045		0.0076	0.0045		0.0000	0.0000	
PROPINO	0.0069	0.0064	7.10%	0.0069	0.0062	9.99%	0.0009	0.0003	
PROPADIENO	0.0069	0.0063	9.26%	0.0069	0.0063	9.26%	0.0009	0.0000	
PROPILENO	0.7613	0.7651	0.50%	0.7613	0.7651	0.50%	0.0008	0.0000	
PROPANO	0.2150	0.2154	0.19%	0.2150	0.2154	0.19%	0.0002	0.0000	
BUTADIENO	0.0018	0.0017	7.96%	0.0018	0.0017	7.96%	0.4788	0.4791	0.06%
I-BUTENO	0.0004	0.0009		0.0004	0.0009		0.2099	0.2119	0.95%
N-BUTANO	0.0001	0.0000		0.0001	0.0000		0.1039	0.1105	6.35%
C5S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0878	0.0841	4.23%
C6S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0384	0.0352	8.40%
C6S2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0384	0.0350	8.73%
C6S3	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0384	0.0353	8.14%
CO2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
AGUA	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL:									
LB/MOL/HR	536.5300	528.4461		338.2800	326.8261		634.4300	499.1613	
LB/HR	22760.0000	22442.0000		14350.0000	13880.0000		37692.0000	29308.0000	
VAR.DE EDO:									
TEMP (°F)	59.6000	59.7068	0.1°F	50.3000	51.1785	0.9°F	173.6000	168.4198	5.2°F
PRES (PSIA)	125.0000	125.0000		112.0000	112.0000		130.0000	130.0000	
VFRAC	1.0000	1.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
DENSIDAD:									
LB/FT3	1.1190	1.1203		33.3500	30.4769		35.4930	31.8981	
PM PROMEDIO:	42.4200	42.4685		42.4200	42.4685		59.4100	58.7150	

Resultados de la simulación p/corrientes entre las torres de dest. y sus cond. y reherv.

Tabla 9.

	RETORNO REHERV. DEPROPANIZADORA			PROD. DOMO DEBUTANIZADORA			REFLUJO TORRE DEBUTANIZADORA		
	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR
CORRIENTE:	S505	S505		S575	S575		S579	S579	
DEL EQUIPO:	FAHLPJ1	FAHLPJ1		DA-405	DA-405		DI-J2	DI-J2	
AL EQUIPO:	DA-404	DA-404		EA-422	EA-422		DA-405	DA-405	
FASE:	VAPOR	VAPOR		VAPOR	VAPOR		LIQUID	LIQUID	
FRACCIÓN MOL:									
H2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
METANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ACETILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ETILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ETANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
PROPINO	0.0012	0.0004		0.0007	0.0002		0.0007	0.0002	
PROPADIENO	0.0012	0.0000		0.0007	0.0000		0.0007	0.0000	
PROPILENO	0.0012	0.0000		0.0005	0.0000		0.0005	0.0000	
PROPANO	0.0022	0.0000		0.0010	0.0000		0.0010	0.0000	
BUTADIENO	0.5341	0.5425	1.57%	0.5724	0.5762	0.66%	0.5729	0.5762	0.58%
1-BUTENO	0.2304	0.2304	0.02%	0.2480	0.2446	1.37%	0.2480	0.2446	1.37%
N-BUTANO	0.1126	0.1185	5.24%	0.1298	0.1287	0.85%	0.1286	0.1287	0.08%
C5S1	0.0661	0.0679	2.76%	0.0464	0.0501	7.95%	0.0464	0.0501	7.95%
C6S1	0.0147	0.0135	7.61%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S2	0.0147	0.0133	9.02%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S3	0.0147	0.0134	8.93%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
AGUA	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL:									
LB/MOL/HR	330.1800	307.6954		193.6600	189.5520		56.5500	53.3619	
LB/HR	18846.0000	17515.0000		10810.0000	10577.0000		3157.0000	2977.7382	
VAR.DE EDO:									
TEMP (_F)	182.1000	180.2410	2°F	127.0000	127.2932	0.3°F	115.9000	117.5868	1.7°F
PRES (PSIA)	130.0000	130.0000		83.0000	83.0000		75.0000	75.0000	
VFRAC	1.0000	1.0000		0.0000	1.0000		0.0000	0.0000	
DENSIDAD:									
LB/FT3	1.2040	1.2712		0.8400	0.8328		35.9470	32.6875	
PM PROMEDIO:	57.0800	56.9242		55.8200	55.8026		55.8200	55.8026	

Resultados de la simulación p/corrientes entre las torres de dest. y sus cond. y reherv.

Tabla 10.

	PROD. FONDO TORRE DEBUTANIZADORA			RETORNO REHERV. DEBUTANIZADORA			PROD. FONDO FRACCIONADORA C3		
	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR
CORRIENTE:	S573	S573		S574	S574		S545	S545	
DEL EQUIPO:	DA-405	DA-405		FAHLPJ2	FAHLPJ2		DI-K1	DI-K1	
AL EQUIPO:	EA-421	EA-421		DA-405	DA-405		EA-424	EA-424	
FASE:	LIQUID	LIQUID		VAPOR	VAPOR		LIQUID	LIQUID	
FRACCIÓN MOL:									
H2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
METANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ACETILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ETILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ETANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
PROPINO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0264	0.0243	7.75%
PROPADIENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0264	0.0238	9.81%
PROPILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.1447	0.1348	6.84%
PROPANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.7939	0.8072	1.68%
BUTADIENO	0.0510	0.0545	6.88%	0.0770	0.0804	4.40%	0.0069	0.0062	9.80%
1-BUTENO	0.0041	0.0045	9.96%	0.0066	0.0065	1.52%	0.0015	0.0036	
N-BUTANO	0.0110	0.0120	9.09%	0.0151	0.0162	7.28%	0.0002	0.0001	
C5S1	0.4252	0.4149	2.42%	0.5607	0.5332	4.90%	0.0000	0.0000	
C6S1	0.1696	0.1723	1.62%	0.1135	0.1212	6.78%	0.0000	0.0000	
C6S2	0.1696	0.1704	0.50%	0.1135	0.1234	8.72%	0.0000	0.0000	
C6S3	0.1696	0.1713	1.03%	0.1135	0.1191	4.93%	0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
AGUA	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL:				0.9999	1.0000				
LBMOL/HR	255.0500	220.0314		132.6700	134.7548		6185.3900	6173.2030	
LB/HR	19010.0000	15693.0000		9505.0000	9499.7122		270176.0000	270020.0000	
VAR.DE EDO:									
TEMP (F)	223.1000	213.5030	9.6°F	246.1000	249.2651	3.2°F	143.9000	143.8866	0°F
PRES (PSIA)	87.0000	87.0000		87.0000	87.0000		328.8000	328.8000	
VFRAC	0.0000	0.0000		1.0000	1.0000		0.0000	0.0000	
DENSIDAD:									
LB/FT3	40.6740	36.3890		0.9390	0.9068		26.8960	23.3440	
PM PROMEDIO:	74.5300	72.0560		71.6400	70.4962		43.6800	43.7404	

Resultados de la simulación p/corrientes entre las torres de dest. y sus cond. y rehev.

Tabla 11.

	RETORNO REHEV. FRACCIONADORA C3			PROD. DOMO FRACCIONADORA C3			REFLUJO FRACCIONADORA DE C3		
	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR	REALES	SIMULACIÓN	ERROR
CORRIENTE:	S546	S546		S550	S550		S554	S554	
DEL EQUIPO:	EA-424	EA-424		DA-407	DA-407		VALVK1	VALVK1	
AL EQUIPO:	DA-406	DA-406		EA-425	EA-425		DA-407	DA-407	
FASE:	MIXED	MIXED		VAPOR	VAPOR		LIQUID	LIQUID	
FRACCIÓN MOL:									
H2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
METANO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ACETILENO	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
ETILENO	0.0000	0.0000		0.0001	0.0000		0.0001	0.0000	
ETANO	0.0000	0.0000		0.0103	0.0093	9.59%	0.0102	0.0092	9.55%
PROPINO	0.0264	0.0241	8.65%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
PROPADIENO	0.0264	0.0239	9.43%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
PROPILENO	0.1447	0.1348	6.84%	0.9814	0.9900	0.88%	0.9814	0.9833	0.19%
PROPANO	0.7939	0.8087	1.86%	0.0082	0.0006		0.0083	0.0075	9.64%
BUTADIENO	0.0069	0.0062	9.80%	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
I-BUTENO	0.0015	0.0022		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
N-BUTANO	0.0002	0.0001		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C5S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S1	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
C6S3	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
AGUA	0.0000	0.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL:									
LBMOL/HR	6185.3900	6173.2013		2775.9000	2816.8108		2629.8000	2668.5576	
LB/HR	270176.0000	270020.0000		116506.0000	118330.0000		110374.0000	112100.0000	
VAR.DE EDO:									
TEMP (_F)	144.1000	144.2833	0.2°F	125.5000	124.0969	0.5°F	119.2000	119.3353	0.1°F
PRES (PSIA)	328.8000	328.8000		310.1000	310.1000		310.3000	310.3000	
VFRAC	1.0000	1.0000		1.0000	1.0000		0.0000	0.0000	
DENSIDAD:									
LB/FT3	5.7790	5.7011		2.9140	2.9386		29.3060	25.5788	
PM PROMEDIO:	43.6800	43.7404		41.9700	42.0082		41.9700	42.0082	

La siguiente serie de tablas son el resultado del análisis térmico y en ellas se presentará desde el nuevo arreglo propuesto hasta el beneficio que implica el proyecto. Las tablas 12, 13 y 14 contienen la información de la red propuesta. En la gráfica 12 aparecen todos aquellos cambiadores que permanecieron sin cambios, así como las razones por las cuales se decidió mantenerlos igual que al principio. Estas razones pueden ser porque no violan los principios del Pinch, o porque la magnitud de la violación en la que incurrir es muy pequeña o porque se mantuvo como una de las restricciones para facilitar la combinación de corrientes.

En la tabla 13 se presenta la serie de cambiadores en los cuales las corrientes que se combinaban originalmente no cambiaron, pero que en el momento de los ajustes cambiaron su carga y sus requerimientos de área, lo cual pudo traer como consecuencia que se comprara un equipo nuevo o que se reutilizara alguno de los existentes.

En la tabla 14 se presentan todos los cambiadores nuevos que surgieron de la necesidad de realizar nuevas combinaciones de corrientes, de modo que se cumplieran los balances de energía y no se rebasaran los consumos mínimos de energía. También se muestra si se compró un equipo nuevo o menciona cual de los equipos originales se emplearon para satisfacer los nuevos requerimientos de área. En el caso de ambas tablas, 13 y 14, también se presenta al final de cada una un estimado del costo de los nuevos cambiadores que se deben adquirir.

En la tabla 15 se presenta un estimado de la inversión que necesita hacerse para el proyecto. El estimado de inversión se hizo en función del costo de los equipos nuevos y se evaluó de la siguiente forma: una vez que se tenía el tipo de cambiador según el servicio requerido, la carga del mismo y se calculaba el área requerida, se procedía a evaluar el costo individual de cada equipo nuevo en base a las correlaciones presentadas en la referencia 4. Una vez que se tenía el costo de todos los cambiadores se sumó. A esto se le denominó inversión total en equipo.

Para considerar los costos por instalación, tubería asociada, edificios y servicios, control y construcción se hizo uso de factores sobre la inversión en equipo que se tomaron de la misma referencia mencionada. Para asegurar un estimado más holgado, se tomaron los valores más grandes de los rangos recomendados para dichos conceptos. De la suma de todos estos factores surgió el factor de corrección (F.C.), el cual se debe agregar al costo de la inversión por equipo. De esta forma se obtuvo la inversión total del proyecto.

Por último, la tabla 16 muestra las bondades del proyecto. Esta tabla muestra 3 columnas de resultados, una el caso "Actual", otra el caso "Ideal" y la tercera el caso "Reestructurado". El caso Actual representa las condiciones bajo las que trabaja la planta, así como los costos que se tienen actualmente por el consumo de los servicios considerados. Estos valores sirvieron como punto de referencia para comparar con los resultados obtenidos. La columna del caso Ideal representa los costos mínimos de energía que debería tener la planta si la reestructuración de la planta se llevara a su máxima expresión dejando a la planta como si hubiera sido diseñada desde el principio bajo la metodología empleada, situación que como ya se mencionó es prácticamente imposible. Por último, el caso Reestructurado muestra el costo total que tendrá la planta por concepto de consumo de servicios al aplicar las modificaciones propuestas. Los

valores son superiores a los mínimos pero no por mucho y debe recordarse que esto es debido a las restricciones que se mencionaron.

Es importante mencionar que las principales reducciones en el consumo de vapor y agua de enfriamiento en los ciclos de refrigeración fueron el resultado de el análisis de exergía que se hizo sobre la GCC del proceso, a la eliminación de violaciones al Pinch y a la buena reestructuración lograda de la red.

Por último, la estimación del tiempo en que se paga el proyecto es sólo un estimado simple que involucra los ahorros anuales con la inversión que debe hacerse.

RED PROPUESTA.
Cambiadores que no fueron retirados. (Tabla 12)

Nombre del cambiador.	Corrientes que se combinan.	Carga térmica. (BTU/hr)	Área. (ft ²)	Razón por la que se mantiene
Pinch # 1				
EA-202	COMP2 - CW	38,200,000	13,155.30	A
EA-428	C3LB - CW	83,512	40.19	A
EA-201	COMP1 - CW	27,300,000	9,437.18	A
EA-204	QW1 - S221	1,694,340	1,694,340.00	A
EA-424	QW3 - REBFC3=	14,881,000	4,400.70	A
EA-213	QW4 - S237	67,246	8.72	A
EA-321	HPS - FEEDR21	69,120	7.16	A
EA-322	PRODR2 - FEEDRI	84,420	32.66	A
EA-439	C3=LB - CW	94,499	112.32	A
EA-441	C4LB - CW	104,440	96.73	A
EA-323	PRODR2 - CW	5	29.23	A
EA-425	CONDFC3= - CW	14,300,000	6,074.92	A
EA-422	CONDDDB - CW	1,648,210	622.22	A
EA-113	QW6 - CW	18,694,700	8,871.18	A
EA-112	QW5 - CW	148,887,000	22,915.40	A
EA-111	QW2 - CW	8,121,570	1,022.23	A
Pinch # 2				
EA-301	FA301 - R+40	2,550,870	4,773.80	A
EA-420	CONDDDB - R+40	3,586,520	1,704.02	A
EA-324	PRODR2 - R+40	28,397	5.08	A
Pinch # 3				
EA-408	ECON+40 - FEEDDEE	30,800,000	5,705.90	A
EA-413	ECON+40 - C2=RECY2	28,146	5.65	A
EA-409M	EACON+40 - REBFC2=	77,041,900	15,000.00	B
Pinch # 4				
Ninguno				
Pinch # 5				
EA-411M	CONDFC2=2 - R-35	101,370,000	104,711.00	B
Pinch # 6				
EA-412	CONDFC2=2 - R-67	3,633,040	1,214.48	A
Pinch # 7				
E302	FA301 - (H ₂ COMB, CH ₄ COMB)	3,565,200	1,823.90	C
EA-308M	FA302 - R-103	9,445,200	3,448.54	B
Pinch # 8				
E306	FA302 - (H ₂ COMB, CH ₄ COMB)	1,754,100	619.18	C
E309	FA303 - (H ₂ COMB, CH ₄ COMB)	199,620	1,256.00	C
E311	FA304 - (H ₂ COMB, C2=RECY1)	4,474,400	11,930.00	C
EA-318	CONDDDB - R-150.5	3,471,300	1,577.20	A
EA-310	FA303 - R-150.5	5,032,620	1,927.60	A

- A:** No hay violaciones al Pinch.
B: Se modificó la carga entre las corrientes y el área existente es suficiente para el nuevo requerimiento.
C: Se conservó p/facilitar la recombinación de corrientes.

RED PROPUESTA (Tabla 13)

Cambiadores que mantuvieron la combinación de corrientes pero modificaron su carga y el equipo utilizado.

Nombre del cambiador.	Corrientes que combina	Carga Nueva (BTU/hr)	Área Nueva (ft ²)	Medida tomada p/satisfacer los nuevos requerimiento de área.	Costo (USD)
Pinch #1					
EA-203M	COMP3 - CW	16,898,000	8,613.10	Se empleó el área del equipo EA-210 (9627 ft ²) que dejó de ser utilizado.	Se reutilizó equipo de la zona 1.
EA-210M	COMP4 - CW	11,651,100	17,120.00	Se decidió comprar el equipo.	156,000
EA-405M	PRODR1 - CW	21,279,500	10,361.00	Se empleó el área del equipo EA-203 (10804 ft ²) que dejó de ser utilizada.	Se reutilizó equipo de la zona 1.
Pinch # 2					
EA-403M	PRODR1 - FEEDR11	5,527,200	39,801.60	Se decidió comprar el equipo.	360,000
EA-212M	COMP4 - R+40	4,127,320	2,789.79	Se empleó el área del equipo EA-414 (3745 ft ²) que dejó de ser utilizada.	Se reutilizó equipo de la zona 3.
Pinch # 3					
EA-414M	ECON+40 - C2-LB	5,480,000	1,392.00	Se decidió comprar el equipo.	18,000
EA-317M	ECON+40 - REBDEM	23,219,000	6,200.00	Se decidió comprar el equipo.	60,000
Pinch # 4					
EA-303M	FA301 - R-5	5,782,400	5,622.01	Se decidió comprar el equipo.	52,000
EA-402M	CONDDEE - R-5	11,101,000	4,954.29	Se empleó el área del equipo EA-406 (5099 ft ²) que dejó de ser utilizada.	Se reutilizó equipo de la zona 1.
Pinch # 5					
EA-305M	FA301 - R-35	14,865,600	10,593.30	Se empleó el área del equipo EA-403 (11200 ft ²) que dejó de ser utilizada.	Se reutilizó equipo de la zona 3.
Pinch # 6					
EA-307M	FA302 - R-67	10,878,000	6,099.50	Se empleó el área del equipo EA-405 (7218 ft ²) que dejó de ser utilizada.	Se reutilizó equipo de la zona 1.
Pinch # 7					
Ninguno					
Pinch # 8					
Ninguno					
INVERSIÓN: (USD)					646,000

Tabla 14.
RED PROPUESTA

Cambiadores nuevos en la red.

Nombre del cambiador.	Corrientes que combina	Carga Nueva (BTU/hr)	Área Nueva (ft ²)	Medida tomada p/satisfacer los nuevos requerimiento de área.	Costo (USD)
Pinch # 1					
EA-10	PRODR1 - FEEDR12	662,884	614.00	Se decidió comprar el equipo.	10,500
EA-11	PRODR1 - REBDEB	1,507,270	714.00	Se decidió comprar el equipo.	12,500
EA-12	PRODR1 - REBDEP	2,591,700	615.00	Se decidió comprar el equipo.	10,500
EA-14	PRODR1 - REBDEE	5,497,000	3,329.00	Se empleó el área del equipo EA-307 (3707 ft ²) que dejó de ser utilizado.	Se reutilizó equipo de la zona 6.
EA-13	COMP3 - REBDEE	15,210,200	11,536.20	Se decidió comprar el equipo.	102,000
EA-9	COMP4 - FEEDR12	20,549,400	27,126.20	Se decidió comprar el equipo.	240,000
Pinch # 2					
EA-7	COMP4 - FEEDR12	2,021,600	13,543.70	Se decidió comprar el equipo.	124,000
EA-8	PRODR1 - R+40	1,448,300	620.00	Se decidió comprar el equipo.	10,500

Pinch # 3					
EA-5	FA301 - C2=LB	4,399,300	7,500.91	Se empleó el área del equipo EA-305 (7519 fl2) que dejó de ser utilizado.	Se reutilizó equipo de la zona 5.
EA-4	ECON140 - FEEDR11	3,898,160	2,006.00	Se empleó el área del equipo EA-212 (2046 fl2) que dejó de ser utilizado.	Se reutilizó equipo de la zona 2.
EA-6	PRODR1 - REBFC2	658,068	770.88	Se empleó el área del equipo EA-401 (1200 fl2) que dejó de ser utilizado.	Se reutilizó equipo de la zona 1.
Pinch # 4					
EA-3	CONDDEE - C2=LB	7,799,460	8,006.00	Se empleó el área del equipo EA-402 (8107 fl2) que dejó de ser utilizado.	Se reutilizó equipo de la zona 4.
Pinch # 5					
EA-2	CONDFC2=1 - C2RECY	15,633,000	37,100.60	Se decidió comprar el equipo.	320,000
EA-1	FA301 - C2=LB	6,521,000	12,283.90	Se decidió comprar el equipo.	100,000
Pinch # 6					
Ninguno					
Pinch # 7					
Ninguno					
Pinch # 8					
Ninguno					
INVERSIÓN: (USD)					930,000

Tabla 15.
ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN DEL PROYECTO.

Inversión total en equipo:	1,576,000 (USD 1990)
Índice de actualización de precios:	1.1255 (3% anual)
Inversión total actualizada:(ITA)	1,773,788 (USD 1994)
Factores de corrección: (sobre la inversión)	
Por Instalación:	0.6000
Por tubería asociada:	0.6600
Por edificios y servicios:	0.0200
Por Instrumentos de control:	0.0500
Por construcción:	0.0700
	FC: 1.4000
INVERSIÓN:	4,257,091 (USD 1994)
IT = ITA * (1 + FC)	

Tabla 16.
RENTABILIDAD DEL PROYECTO.

CASO:	ACTUAL		IDEAL		REESTRUCTURADO	
	CARGA (BTU/HR)	COSTO (USD/AÑO)	CARGA (BTU/HR)	COSTO (USD/AÑO)	CARGA (BTU/HR)	COSTO (USD/AÑO)
SERVICIO:						
HPS	69,120	2,242	-	-	-	-
LPS	48,044,970	1,169,932	-	-	-	-
CW	334,098,600	3,720,308	300,506,940	3,346,254	300,507,000	3,346,254
CICLO C2						
R-150.5	8,502,320	-	7,145,183	-	8,502,320	-
R-103	11,273,300	-	8,732,472	-	9,441,409	-
R-67	12,682,800	-	14,815,540	-	14,487,490	-
CW	8,812,016	98,125	7,416,024	82,580	8,501,900	94,673
POTENCIA (HP)	10,682	2,228,713	9,589	2,000,590	10,473	2,185,159
CICLO C3						
R-35	131,863,800	-	114,903,600	-	116,240,600	-
R-5	27,651,970	-	16,330,050	-	16,820,270	-
R+40	8,874,777	-	12,126,670	-	11,691,690	-
R+65	6,689,270	-	-	-	-	-
ECON+40	132,711,950	-	137,255,700	-	140,385,900	-
ECON+65	23,218,000	-	-	-	-	-
ECON C3	28,574,597	-	28,574,597	-	28,574,597	-
CW	111,141,370	1,237,599	81,922,853	912,241	83,993,433	935,297
POTENCIA (HP)	31,641	6,601,747	25,833	5,389,941	26,327	5,492,968
TOTAL:		15,058,686		11,731,605		12,054,351
AHORRO: (USD/año)				3,327,081 22.09%		3,004,336 19.95%
INVERSIÓN : (USD/año)						4,257,091
TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN:						1.42 Años (17 MESES)

ANÁLISIS DE RESULTADOS.

Como puede observarse en los resultados de la simulación para los seis productos de la planta, el error máximo entre los datos de diseño y los obtenidos durante la simulación no sobrepasan el 8% para las composiciones y 5°F para las temperaturas, lo cual indica que el modelado hecho para la planta fue correcto, y que si se desea realizar modificaciones al proceso se pueden hacer con la certeza de que se posee un buen modelo de la planta, que además resulta ser muy potente, ya que está separado por secciones para facilitar un estudio particular de cada una de ellas, además de un modelo global de toda la planta que permite observar el resultado final de alguna modificación propuesta sobre todo el proceso.

El error obtenido, menor al 8% en los resultados para las corrientes más representativas del proceso, nos confirma que la selección de la ecuación de estado utilizada es la adecuada para este proceso, sin embargo, los errores se podrían reducir más si se trabajara con una ecuación capaz de ajustar mejor para las condiciones por arriba de las condiciones críticas de la mezcla, ya que los errores más grandes, de 11% en las composiciones de algunas corrientes de recirculación son debidos a esto.

En el caso de las recirculaciones del proceso el error fue un poco mayor y llegó al 11% aproximadamente. Este error se debe a que los flujos de las recirculaciones son relativamente bajos en comparación con la cantidad que continúa en la línea del proceso y como se puso mayor atención sobre estas últimas, el error fue un poco más alto, sin embargo, estos errores no afectaron significativamente al proceso debido a que los flujos de estas recirculaciones eran pequeños comparados con los de las corrientes a las que se integraban.

El tercer grupo de corrientes fue generado para mostrar lo siguiente:

Que el trabajo realizado para converger los ciclos generados entre las torres de destilación y sus respectivos condensadores y rehervidores tuvo éxito; este énfasis sobre estos

ciclos de convergencia consistió en cambiar de método de convergencia y mejorar los estimados iniciales una vez que se tomaron como módulos independientes. Esto trajo como consecuencia una alta precisión en los resultados, los cuales no se desviaron más allá del 10% en la mayoría de los casos, a pesar de existen errores cercanos al 12%, sin embargo, son escasas las corrientes con estos errores y ya se mencionó que es debido a la imposibilidad de la ecuación de estado utilizada de representar adecuadamente a las mezclas en condiciones por arriba de su punto crítico.

Es importante resaltar que los errores que se consideraron en los tres grupos fueron sólo los de los componentes mayoritarios, ya que son en realidad los más importantes y que para los componentes que aparecen en trazas existen en ocasiones errores grandes de más del 100%, sin embargo, por su poca relevancia en las corrientes, no se consideró que fuera un error grave.

Una vez que se consiguió que los resultados de la simulación y los datos de diseño fueran similares se pudo aseverar que el modelo era el correcto y por lo tanto, los datos obtenidos para las corrientes serían útiles para la integración térmica ya que las representarían fielmente cuando se representara la red de intercambio de calor del proceso.

Las modalidades utilizadas de las secciones cerradas y abiertas permitieron obtener una gran precisión en los resultados, una reducción considerable en el tiempo de máquina, una mayor facilidad para el análisis del proceso, ya que de estas modalidades se pudo observar cómo influyen ciertas variables del proceso sobre el comportamiento del mismo y por último, una representación fiel de las corrientes que permite llevar a cabo un análisis térmico del proceso que pueda ser aplicado en la planta.

En lo que respecta a los resultados obtenidos por el análisis térmico, puede verse que esta reestructuración propone modificaciones que no son radicales, ya que de los 44 cambiadores originales, 31 no sufrieron modificación alguna (Ver tabla 12), en 11 únicamente se modificó la carga intercambiada entre las corrientes (Ver tabla 13), esto es, la combinación de corrientes es la misma que la original, la única diferencia es que se modificó la carga transferida entre las corrientes y por lo tanto el área requerida para el intercambio térmico lo que trajo como consecuencia la adquisición de un equipo nuevo o la reutilización de alguno de los cambiadores existentes que quedaron fuera de servicio durante el análisis. Por último, sólo se tuvieron que generar 14 nuevas combinaciones (Ver tabla 14), lo cual implicó 14 cambiadores nuevos.

Como se describió en el capítulo del análisis térmico, muchos de los cambiadores originales dejaban de ser utilizados debido a que su área no suficiente para transferir las nuevas cargas que resultaron de los ajustes hechos, sin embargo, se trató de hacer la mayor reutilización de estos cambiadores de tal forma que se redujera el monto de la inversión. El reacondo de cambiadores resultó ser muy exitoso, ya que a pesar de que muchos cambiadores salieron de operación, sólo a 3 de ellos no se les encontró reacondo, esto habla de una buena reutilización de los recursos existentes.

Una parte importante del estudio fue demostrar la rentabilidad de este tipo de análisis. Para esto se calculó el monto de la inversión que implica la realización del proyecto, así como un estimado del tiempo en que paga.

Para la evaluación de la inversión se hizo uso de las correlaciones que presenta el libro "Plant Design and Economics for Chemical Engineers" para estimar el costo de los cambiadores que deben comprarse para la realización del proyecto. Estas correlaciones están referidas al año de 1990, por lo que deben corregirse. Para hacer esto, se tomó una inflación anual promedio de 3% (Ver tabla 15). Con esto se consiguió actualizar los precios de los cambiadores, sin embargo, este no es el único gasto que está involucrado en el proyecto, así que para evaluar los costos que implica la instalación completa de los equipos, se hizo uso de factores recomendados para la instalación, así como para la tubería asociada, edificios y servicios, instrumentos de control y construcción, los cuales también fueron tomados del libro mencionado (Ver tabla 15). Esto nos dio un estimado que puede considerarse bueno, ya que los factores tomados fueron los valores más grandes dentro de los rangos presentados en el libro, lo cual asegura que el proyecto esté lo más castigado posible dentro de los rangos heurísticos.

Finalmente falta evaluar las bondades del análisis. Como se observa en la tabla 16, los ahorros que ofrece esta metodología son significativos, alrededor de 3 Millones de dólares anuales, lo cual permite que el proyecto se pague en menos de 18 meses y sea altamente rentable. Debe señalarse que estos ahorros provienen principalmente de la eliminación de las violaciones al Pinch y de colocar bien las cargas de los niveles de refrigeración así como de sus economizadores, lo cual logró reducir hasta en 5800 HP la potencia del compresor del ciclo de Propileno y en 27 MMBTU/hr la carga de agua de enfriamiento utilizada como sumidero de energía de este mismo ciclo.

La parte más importante del análisis fue la detección de las anomalías del proceso, así como de las secciones que más impactan sobre el consumo de energía del proceso ya que esto me permitió enfocarme sobre los ciclos de refrigeración.

Una vez hecho este análisis es recomendable que exista una retroalimentación entre la simulación del proceso, el análisis del proceso mismo y el análisis térmico, ya que por medio de un flujo de información entre estas se pueden conseguir ahorros de energía todavía más grandes y esto es lo que se mostrará en el último capítulo bajo el concepto de recomendaciones al proceso.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

La realización de este trabajo lleva a las siguientes conclusiones:

- El mercado actual de Etileno está atravesando por un período de recesión, sin embargo se espera que la economía nacional como la mundial mejoren en lo que resta de este año y el siguiente, por lo que se prevé una reactivación en la comercialización de este producto.
- Los costos asociados por la producción de Etileno están disminuyendo sensiblemente ya sea por el diseño de procesos más eficientes o por la inclusión de mejoras a los procesos existentes.
- México debe responder ante las exigencias de los mercados globales reduciendo sus costos de producción si no quiere perder terreno en el mercado de Etileno (y de todos los productos).
- De las medidas existentes para eficientar, actualizar y mejorar los procesos productivos así como reducir los costos totales en los centros de producción, el uso de herramientas basadas en el análisis de procesos es la mejor opción con la que cuenta el país debido a que la inversión que representan es baja comparada con el cambio total de tecnologías y a que puede reportar grandes beneficios.
- El gran potencial de estas técnicas reside en permiten hacer análisis muy detallados de las condiciones en las que trabaja un proceso, identificar las variables más importantes así como nos ayudan a identificar problemas que muchas veces a simple vista no pueden ser percibidos. Otra característica es que permiten desarrollar estrategias que conduzcan a la mejor solución de los problemas detectados.
- La utilización de estas herramientas, en el caso de la simulación y la integración térmica, no debe hacerse en forma aislada o en una sola dirección eliminando el flujo de información entre ellas, ya esto les reduce notablemente su potencial. El trabajo conjunto de varias herramientas produce un efecto sinérgico, ya que se tiene un panorama mucho más amplio desde diferentes

- puntos de vista lo cual hace que surjan ideas de una herramienta para ser empleadas en las otras. Desafortunadamente esta situación no se cumplió en este trabajo y esa fue la razón por la cual todas esas ideas solo quedaron en recomendaciones, sin embargo, todas estas recomendaciones surgieron de la retroalimentación entre dichas herramientas.
- Los proyectos de ahorro de energía no deben hacerse en forma aislada, sino que debe realizarse un análisis del proceso por medio del simulador y posteriormente trabajar con las curvas compuestas y gran compuestas del proceso de forma que surjan ideas para optimizar el proceso de tal forma que primero se modifique el proceso y después se proceda con la integración térmica.
- La utilización de técnicas como las presentadas pueden traer como consecuencia ahorros cercanos al 50% si se unen todas las herramientas.
- El potencial de las herramientas enfocadas al análisis de procesos es grande en nuestro país debido a la edad de la mayoría de nuestros procesos.
- En el caso de la planta presentada el ahorro se redujo a un 20% debido a que no es un proceso tan viejo y ya tiene incluida en la filosofía de su diseño un poco de ahorro de energía.

Como parte final se dará una serie de recomendaciones que están enfocadas a la mejora del proceso y a una mayor reducción del consumo energético.

Las secciones en donde se puede proponer un buen número de recomendaciones viables son las secciones de reacción, a pesar de estar fuera de los objetivos del trabajo, las torres fraccionadoras de Etileno y Propileno, la torre de Demetanización y el tren de enfriamiento que le precede, la zona de apagado y por último los sistemas de refrigeración de Etileno y Propileno

A pesar de que la zona de reacción no se considera dentro del análisis, debido a las deficiencias que el simulador presenta para el modelado del reactor, es una sección que tiene varios puntos que atacar. El más importante es la búsqueda de un mayor rendimiento hacia olefinas (Etileno y Propileno), el cual se puede conseguir por medio de un buen modelado y selección de las variables de proceso adecuadas que permitan alcanzar esta situación. Para este caso lo más recomendable será establecer una ecuación del rendimiento en función del tiempo de residencia y proceder a optimizar el reactor para la máxima producción de estos componentes. En este caso esto es una tarea relativamente sencilla si se utilizan modelos para reactores tubulares como lo que ya existen incluso en otros trabajos de tesis, ya que la alimentación del reactor es una mezcla sencilla de Etano (94%) y Propano (4%) de la cual se posee un gran número de datos de sobre la cinética de reacción de la pirólisis de estos elementos.

Otro punto importante, dentro de la sección de reacción, es el consumo de combustible para los hornos de pirólisis así como el uso de los gases de combustión producidos. Aquí debe tomarse en cuenta la gran cantidad de calor que puede obtenerse de los gases de combustión, ya que estamos hablando de 10 hornos que satisfacen cargas térmicas de 90 MMBTU/hr cada uno, lo cual representa un volumen grande de gases a alta temperatura que pueden utilizarse como fuentes de energía. Estos gases pueden incluirse dentro de la integración térmica del proceso para satisfacer los requerimientos de calentamiento o pueden ser considerados como una fuente

de calor exportable; además, si son incluidos en la integración térmica, puede utilizarse el modelo que tiene ADVENT para hornos y minimizar el uso de combustible. Esto no se hizo en el trabajo porque no se tenían datos sobre el tipo y uso del combustible

La zona de apagado ofrece un alto suministro de energía, más de 180 MMBTU/hr, sin embargo la calidad de esta es relativamente baja, así que se debe poner mucha atención sobre el uso que se le dé dentro del proceso, ya que se puede caer fácilmente en la decisión de utilizarla para la mayoría de los rehervidores de la planta, con lo cual se violarían las reglas del PINCH y en lugar de ahorrar energía se estaría usando más del mínimo. Debe considerarse también la exportación de esta energía, quizás a la planta de generación de vapor del complejo petroquímico, con la finalidad de precalentar el agua de las calderas.

Otra consideración importante sobre esta agua es que podría utilizarse como fuente de energía para los rehervidores de torres como la Deetanizadora, la Depropanizadora y la Debutanizadora. Estas son las únicas torres con las que se podría dar el intercambio térmico, ya que se encuentran dentro de la misma zona de Pinch, que el agua de agotamiento, sin embargo, bajo las condiciones actuales no se pueden dar estas combinaciones debido a que los rangos de temperaturas en dichos rehervidores son más altos que el rango de temperaturas del agua de apagamiento. De este modo, para poder utilizar esta agua sería necesario disminuir la presión a la que trabajan estas torres, de tal forma que la temperatura en el rehervidor disminuya como consecuencia de esta disminución en la presión.

Como puede observarse en las figuras que aparecen en el capítulo de la descripción del proceso, no se necesita bajar mucho la temperatura de los rehervidores de las torres mencionadas para poder utilizar el agua de la zona de agotamiento, por lo que la reducción en la presión que se necesitaría no es muy grande y por lo tanto las condiciones de operación serían similares a las actuales. Esta disminución no afectaría mucho las separaciones y por el contrario permitiría utilizar en mayor proporción la energía que desecha esa agua ya que la disminución de la presión además de reducir la temperatura de dichos equipos, aumente el calor latente de vaporización de la mezcla. La única situación que debe vigilarse bien es que si esta reducción de presión no traería como consecuencia que en el rehervidor se tuviera que utilizar un refrigerante en lugar de agua.

La zona de demetanización es una sección en la cual se encontró un buen número de puntos en donde se puede mejorar significativamente el proceso, ya sea ahorrando energía o aumentando la recuperación de productos, y por consiguiente la capacidad de producción de la planta. Es por esto que la siguientes zonas que se analizarán son las zonas de compresión y la de demetanización.

Estas secciones no se pueden analizar por separado, ya que están íntimamente ligadas debido a que la presión de descarga del compresor está prácticamente determinada por la torre Demetanizadora, en la cual, la recuperación de los productos más ligeros como el Etileno o el Etano, depende fuertemente del perfil de presiones de la torre, el cual, de tener valores muy bajos, puede producir una pérdida excesiva de estos componentes.

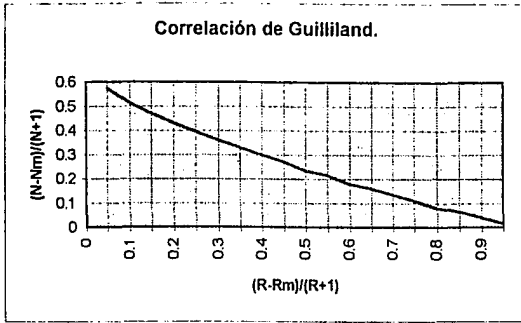
Las torres posteriores a la Demetanizadora trabajan a presiones menores (a 100 psi o más por debajo del perfil de presiones al que trabaja esta torre), así que no necesitan de presiones tan elevadas para cumplir su función. De este modo, se debe encontrar una relación entre el consumo de energía en la zona de compresión y las pérdidas de productos generadas por una modificación en el perfil de presiones de la torre de demetanización, así, debe proponerse una función de utilidad que sea la diferencia entre los ingresos producidos por la venta total del Etileno recuperado menos los costos que implica la compresión, de tal modo que se busque el máximo de esta función. Esto puede conducirnos a ahorros que pueden ser significativos, ya que la energía consumida en esta sección representa entre el 16 y el 18 % del consumo total de potencia de la planta.

En la zona de demetanización también se observó una dependencia entre la pérdida de productos ligeros como Etileno y Etano y la temperatura de cada uno de los separadores de Hidrógeno, sin embargo, la dependencia más fuerte se observó en el último de estos equipos, en el cual la corriente líquida es bastante rica en estos componentes. Por esta razón debe maximizar la recuperación de Etileno en función de la temperatura de este equipo, considerando dentro de la función objetivo las pérdidas producidas por cambios en la temperatura así como los cambios en el consumo de vapor producidos por la modificación de la carga del separador o por una modificación de la temperatura del nivel de refrigeración.

Dentro de esta zona existe un par de corrientes importantes que deben analizarse: el producto de domos de la torre Demetanizadora y el producto gaseoso del último separador. Estas corrientes se mezclan y son enviadas a los hornos de pirólisis para emplearse como combustible, sin embargo salen de la zona de demetanización a una presión superior a las 450 psig y enviarlas a quemador directamente implica un alto desperdicio de energía en el cual se está incurriendo actualmente. Para aprovechar esta energía deben pasarse por una turbina, en la cual sería posible obtener más de 2000 HP por la expansión de estas corrientes.

Debido a la naturaleza de la mezcla que se separa en la torre de fraccionamiento de Etileno el reflujo necesario para la separación es muy alto, lo cual trae como consecuencia que las cargas del rehervidor y del condensador sean muy altas, después de las cargas de los cambiadores de la zona de apagado, son los equipos con las mayores cargas térmicas toda la planta.

Para entender las modificaciones que se propondrán a continuación, se hará uso de la siguiente gráfica.



Las cargas de los equipos mencionados recaen directamente sobre el consumo de servicios de refrigeración de la planta y por lo tanto sobre el consumo de vapor de la misma. Si de alguna manera se lograra reducir sensiblemente las cargas de estos equipos, se conseguiría reducir notablemente el consumo de vapor en los ciclos de refrigeración. Para alcanzar esto se propone la utilización de empaques para la torre de fraccionamiento.

El adicionar empaques tendría un efecto similar al de aumentar el número de etapas reales en la torre y recordando la ecuación de Gilliland (Ver figura anterior), que establece una relación inversa entre el número de etapas y el reflujo real de una torre para una separación dada, nos daremos cuenta de que al aumentar el número de etapas, el reflujo necesario para esta separación disminuye y por lo tanto también disminuyen las cargas del condensador y el rehervidor, con lo cual, además de reducir la carga en el ciclo de refrigeración así como su consumo de vapor, puede aumentar la capacidad de la torre. Esta es una modificación muy interesante, ya que simplemente la carga de este condensador es la más grande en lo que a refrigeración se refiere: 117 MMBTU/hr.

El caso de la torre de fraccionamiento de Propileno es similar al anterior, así que las modificaciones que se proponen al caso anterior también pueden ser aplicadas a este.

En los dos casos anteriores, por lo general, los operadores de las plantas trabajan con reflujo mayores a los necesarios para obtener las especificaciones deseadas, esto se hace sólo como una medida de seguridad de tipo operativa, sin embargo, esta situación hace que se desperdicie una gran cantidad de energía por la cual solo se obtienen cambios prácticamente despreciables en la composición alcanzada. Si en estos equipos se adaptara un buen sistema de control se evitaría este desperdicio de energía.

Por último, al observar la potencia de los compresores de las plantas de refrigeración asociadas, puede apreciarse que tienen un gran impacto sobre los costos totales de consumo de servicios, ya que representan alrededor del 80% del consumo total de potencia en la planta y por lo tanto representan un alto consumo de vapor de alta presión. De esta forma, para obtener una reducción notable en el consumo de energía debe atacarse principalmente esta área, que es la situación que se presentó en la integración térmica del proceso.

En los resultados de la integración térmica puede observarse que más del 70% de los costos por el consumo de energía del proceso tiene origen en las plantas de refrigeración de Etileno y Propileno, sin embargo el análisis mostró que aquí ya no es posible reducir más el consumo de energía a menos que se reduzcan las cargas de los equipos. Ahora, si se aplican las recomendaciones hechas al proceso anteriormente y se realiza una vez más la integración térmica, se podrán alcanzar ahorros que lleven a la planta a disminuir sus costos por energía hasta en un 20% más, lo cual haría de este proyecto uno aún más rentable.

BIBLIOGRAFÍA.

1. Hartmann, Klaus et Kaplick, Klaus; "Analysis and Synthesis of Chemical Process Systems"; Elsevier, Rep. Dem. Alemana, pp. 7-45, 1990.
2. Douglas, James M.; "Conceptual Design of Chemical Processes"; Mc Graw Hill, USA, pp. (3-8, 213-288), 1988.
3. Linnhoff B. et al; "A User Guide on Process Integration for the Efficient use of Energy"; The Institution of Chemical Engineers, pp. 7-117, 1982.
4. Peters, Max S et Timmerhaus, Klaus D.; "Plant Design and Economics for Chemical Engineers"; 4a. Edición (edición internacional), Mc Graw Hill, pp.(150-216, 13-47, 110-136), 1991.
5. Grayson M. Et Eckroth D.eds.; "Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology"; 3a. Ed, Vol 9, pp. 393-430, 1983.
6. ANIQ; "Anuario Estadístico de la Industria Química en México"; México, 1994.
7. "The European Cracker Report"; Publicado por The ICIS-LOR Group LTD.
8. "The Pacific Ethylene Cracker Report"; Publicado por The ICIS-LOR Group LTD.
9. "The U.S. Ethylene Cracker Report"; Publicado por The ICIS Inc.
10. SRI International; "World Petrochemicals Price Update" (Enero 1988-Marzo 1994).

-
11. Taiseki, et al., "Kinetics and Mechanisms of the Thermal Reaction of Ethylene", *I&EC Fundamentals*, Vol 8, No. 3, pp 374-383, Agosto 1969.
 12. Froment G.F., "Thermal Cracking for Olefins Production. Fundamentals and Their Application to Industrial Problems", *Chemical Engineering Science*, Vol 36, pp 1271-1282, 1981.
 13. Renjun, Zou et Jin, Zou, "On Interaction Between Ethane and Propane in Simultaneous Pyrolysis and its Influence on Ethylene Selectivity", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* Vol 25, No. 3, pp 828-834 1986.
 14. Ayalar K. Et al, "Modeling of Naphta Pirolisis in Swaged Coils", *Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 66, pp. 957-963, Diciembre 1988.
 15. Kontopoulos et al, "Simulation and Optimization of an Ethylene Production Plant", *Computer Applications in Chemical Engineering*, 1990.
 16. Linnhoff, Bodo, "Use Pinch Analysis to Knock Down Capital costs and Emissions", *Chemical Engineering Progress*, Vol 90, No. 8, pp. 32-57, Agosto 1994.
 17. Tjaan, N. Tjoe et Linnhoff, Bodo; "Using Pinch Technology for Process Retrofit"; *Chemical Engineering*, Abril 28, 1986.
 18. Linnhoff, Bodo et Polley Graham; "Stepping Beyond the Pinch"; *The Chemical Engineer*, Febrero 1988.
 19. Humphrey, J, et Seibert, A.; "Separation technologies: An Opportunity for Energy Savings"; *Chemical Engineering Progress*, Vol.88, No.3, Marzo 1992, pp.32-41.
 20. Glavic, Peter et Novak, Zorka; "Completely Analyze Energy-Integrated Processes"; *Chemical Engineering Progress*, Vol 89, No. 2, Febrero 1993, pp. 49-60.
 21. Finn, Adrian J.; "Consider Thermally Coupled Distillation"; *Chemical Engineering Progress*, Vol. 89, No. 10, Octubre 1993, pp. 41-45.
 22. Morgan, Stephen W.; "Use Process Integration to Improve Process Designs and the Design Process"; *Chemical Engineering Progress*, Vol. 88, No. 9, Septiembre 1992, pp 62-68.
 23. Moran, M. J. et Shapiro, H. N.; "Fundamentals of Engineering Thermodynamics"; 2a ed., John Wiley & Sons, U.S.A. 1988, pp. 273-289.
-

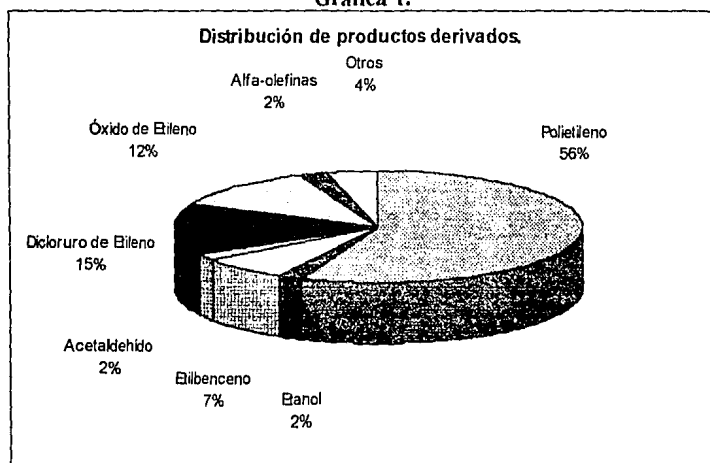
EL ETILENO EN LA INDUSTRIA QUÍMICA.

Productos derivados del Etileno y sus usos.

<ul style="list-style-type: none"> Polimerización: 	<ul style="list-style-type: none"> - Polietileno a. densidad - Polietileno b. Densidad - Copolímeros de Polietileno - Copolímeros y terpolímeros de etileno-propileno 	<ul style="list-style-type: none"> - Películas, moldes de inyección, recubrimientos de cables y alambres, etc. - Moldes de soplado y de inyección, tubería, películas, etc. - Películas, aislantes eléctricos, recubrimientos de altos puntos de fusión, adhesivos, etc. - Partes automotrices, llantas, cables y alambres, modificadores termoplásticos, etc.
<ul style="list-style-type: none"> Oxidación: 	<ul style="list-style-type: none"> - Óxido de Etileno <ul style="list-style-type: none"> - Etilén glicol <ul style="list-style-type: none"> - Poliésteres - Di y tricetilén glicoles <ul style="list-style-type: none"> - Poliuretanos y Poliésteres - Etilanolaminas - Acetaldehído y Acetato de Vinilo <ul style="list-style-type: none"> - Acetato de polivinilo - Alcoholes polivinílicos - Copolímeros de Cloruro y acetato de polivinilo <ul style="list-style-type: none"> - Anhídrido Acético <ul style="list-style-type: none"> - Ac. de Celulosa - Ac. Acetil Salicílico - Ácido Acético - Ácido cloroacético <ul style="list-style-type: none"> - Éteres de Celulosa - Pentacritilol - Ácido peracético 	<ul style="list-style-type: none"> - Surfactantes. - Anticongelantes. - Fibras, filamentos, películas. - Agentes deshidratantes, disolventes. - Filamentos, fibras, películas, esponjas suaves y rígidas, recubrimientos, elastómeros, adhesivos y selladores - Detergentes líquidos, absorbentes de gases ácidos, químicos textiles. - Pinturas emulsificadas, adhesivos, químicos textiles, recubrimientos para papel y superficies. - Adhesivos, químicos textiles, emulsificantes, vidrio de seguridad, recubrimientos. - Losetas para pisos, tubería de PVC, soluciones de recubrimientos, discos fonográficos. - Fibras, filtros de cigarrillos, plásticos. - Aspirina. - Disolventes. - Herbicidas. - Promotores de detergentes, químicos textiles. - Resinas alquídicas, lubricantes sintéticos. - Catalizadores, agentes blanqueadores.
<ul style="list-style-type: none"> Halogenación-Hidrohalogenación: 	<ul style="list-style-type: none"> - Diclورو de Etileno <ul style="list-style-type: none"> - Tricloroetileno - Percloroetileno - Metil cloroformo - Monómero de cloruro de vinilo - Cloruro de vinilideno <ul style="list-style-type: none"> - Etilendiamina - Cloruro de Etilo <ul style="list-style-type: none"> - Tetracloro de Plomo - Dibromodileno 	<ul style="list-style-type: none"> - Disolventes, desengrasantes de metales. - Disolventes para lavado en seco y limpieza de metales. - Desengrasantes de metales y disolventes. - Policloruro de vinilo para tubería, hojas, material de construcción, recubrimientos textiles y para papel, películas, aislantes y material para empaquetar. - Cloruro de polivinilideno para películas, empaques para alimentos, etc. - Fungicidas, agentes quelantes. - Refrigerantes, disolventes, agentes para etilación. - Aditivo para gasolinas. (Anteriormente) - Agentes para recuperación de Plomo.

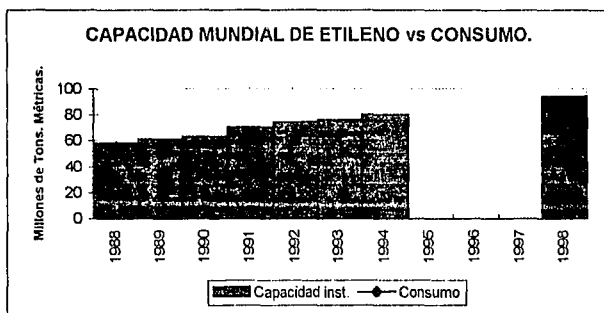
- Alquilación:
 - Bromuro de vinilo
 - Bromuro de etilo
 - Etilbenceno y Estireno
 - Poliestireno
 - Copolímeros de Estireno-Butadieno
 - Latex de Estireno-Butadieno
 - Copolímeros de Estireno-Acrilonitrilo
 - Elastómeros de Estireno-Butadieno
 - Poliésteres insaturados
 - Etil-tolueno y vinyl-tolueno
 - Poliésteres insaturados
 - Etil-anilinas
 - 1,4-hexadieno
 - Terpolímeros de Etileno-Propileno
 - Alquilatos de Aluminio
 - Oligomerización
 - α -olefinas
 - Alcoholes lineales primarios
 - Hidratación
 - Etanol
 - Etil-aminas
 - Acetaldehído
 - Éter etílico
 - Reacciones tipo OXO
 - Propionaldehído
 - Ácido propiónico
 - Alcohol n-propílico
- Retardadores de flamas para fibras y plásticos.
 - Agente para etilación, solvente, refrigerantes.
 - Enpaques, artículos para el hogar, gabinetes de T.V., juguetes, construcción, muebles.
 - Uso automotriz, teléfonos, aplicaciones de tipo eléctrico y electrónico.
 - Recubrimientos de papel y telas, pinturas emulsificadas productos adhesivos espumosos.
 - Uso automotriz, muebles, artículos para el hogar, enpaques y muebles.
 - Llantas, materiales para calzado, adhesivos, goma de mascar, herramientas de hule.
 - Botes reforzados, cintas baño, aplicaciones eléctricas y decorativas no reforzadas.
 - Resinas protectoras, aislantes eléctricos.
 - Colorantes, farmacéuticos, pesticidas.
 - Partes automotrices, llantas, alambres, cables, tubería, mangueras.
 - Promotores de reacciones, iniciadores y catalizadores.
 - Plastificantes y surfactantes.
 - Plastificantes y surfactantes.
 - Cosméticos, disolventes industriales, detergentes, saborizantes, desinfectantes.
 - Inhibidores de corrosión, químicos para hules, insecticidas.
 - Disolventes, usos médicos y farmacéuticos.
 - Conservadores para granos, herbicidas, plásticos de celulosa.
 - Disolventes y herbicidas.

Gráfica 1.

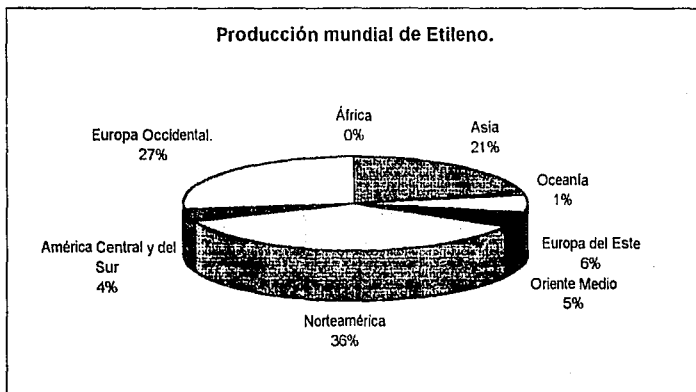


CONDICIÓN ACTUAL DEL MERCADO DE ETILENO.

Gráfica 1.

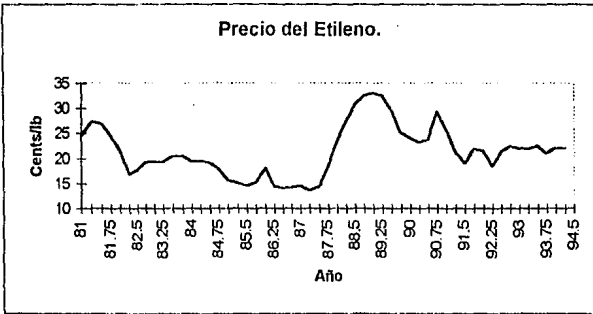


Gráfica 2.

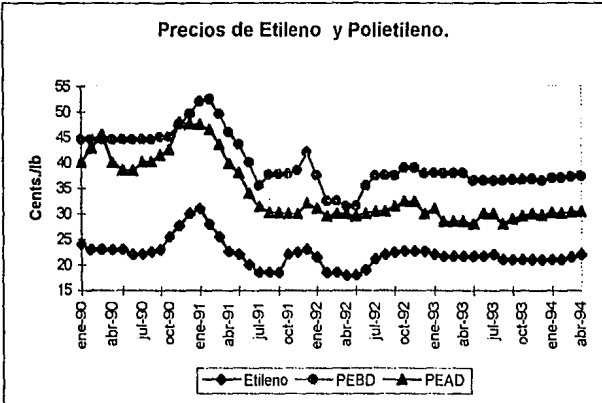


EXPECTATIVAS DEL MERCADO DE ETILENO.

Gráfica 1.



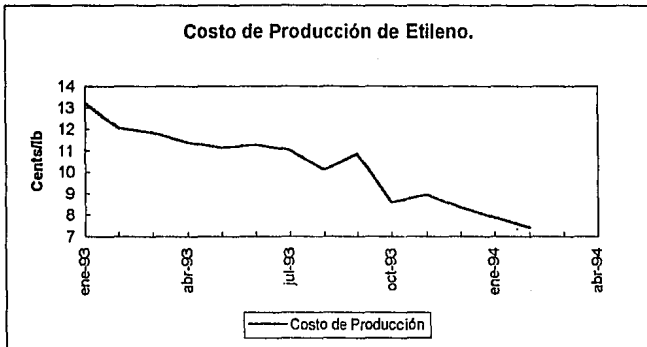
Gráfica 2.



APÉNDICE C

(Continuación).

Gráfica 3.



ANÁLISIS DE EXERGÍA EN LA G.C.C.

Una parte importante del análisis de la GCC de un proceso consiste en el análisis de exergía de la GCC, es decir, el análisis de la gráfica h_c (eficiencia de Carnot) vs Entalpía que resulta de graficar la GCC y la curva anexa de los servicios bajo este tipo de ejes. Sin embargo, a pesar de que la construcción de esta gráfica es sencilla, no lo es tanto la comprensión del porqué el área entre estas dos curvas graficadas de esta manera es proporcional a la pérdida de exergía en el proceso.

Para entender porqué, al graficar la GCC del proceso y la curva de servicios bajo estos ejes, el resultado es un área entre las curvas que es proporcional a la pérdida de exergía, se presentará un balance de energía y otro de exergía.

Exergía se define como la máxima cantidad de trabajo teórico que puede obtenerse de un sistema cuando este pasa de un estado dado hacia un estado de equilibrio con sus alrededores o también como el trabajo mínimo requerido para llevar a un sistema de un estado en equilibrio con sus alrededores hacia un estado dado.

A continuación se presentará el balance de exergía para un sistema, el cual se deriva de un balance de entalpía y otro de entropía. A continuación se presentan dichos balances:

$$H_x - H_0 = \int_{0,x}(\delta Q) - W$$

$$S_x - S_0 = \int_{0,x}(\delta Q/T_x) + S_{gen}$$

Las condiciones "x" son las condiciones a las cuales se encuentra el sistema, y las condiciones "0" son las condiciones del medio ambiente. En estas ecuaciones W y Q son el

trabajo y el calor transferido entre el sistema y los alrededores. En el balance de entropía T_x representa la temperatura del proceso a la cual se suministra o retira calor δQ al sistema y el término S_{gen} es la generación interna de entropía, la cual es producida por las irreversibilidades internas del proceso.

El primer paso para obtener el balance de exergía es multiplicar el balance de entropía por T_0 y restar el resultado al balance de entalpía. De esta forma se llega a:

$$(H_x - H_0) - T_0*(S_x - S_0) = \int_{0,x} \delta Q - T_0*\int_{0,x} (\delta Q/T_x) - W - T_0*S_{gen}$$

Agrupando los términos con δQ y reorganizando los términos de exergía por medio de la ecuación que la define:

$$A = H - T_0*S$$

Donde T_0 es la temperatura del medio ambiente; de este modo se llega a:

$$(H_x - T_0*S_x) - (H_0 - T_0*S_0) = \int_{0,x} (1 - T_0/T_x)*\delta Q - W - T_0*S_{gen}$$

El primer término del lado derecho de la ecuación es la exergía del sistema a las condiciones x , el segundo término es la del punto de referencia o condiciones del medio ambiente, por lo tanto la diferencia es el cambio de exergía o exergía del sistema.

De esta forma la ecuación queda así:

$$\text{Exergía} = \int_{0,x} (1 - T_0/T_x)*\delta Q - W - T_0*S_{gen} = \int_{0,x} \eta_c*\delta Q - W - T_0*S_{gen}$$

Donde η_c es la eficiencia de Carnot. De esta última ecuación se identifican tres términos de transmisión de exergía: el primero, el término de la integral está asociado a una transferencia de calor del sistema, el segundo al trabajo mecánico transmitido o producido por el sistema y el último es la destrucción de exergía o trabajo perdido.

El que más nos interesa en este caso es el término de transmisión de exergía asociado a un intercambio de calor, el cual está dado por el término de la integral. En nuestro caso, los sistemas están representados por las corrientes. Si una corriente se enfría hasta llegar a la temperatura ambiente, perderá una exergía proporcional al cambio de entalpía, debe perder cierta exergía para llegar a las condiciones del medio ambiente, si por el contrario, una corriente debe ser calentada, se debe suministrar cierta exergía para conseguir esto.

Para ver esto gráficamente sólo es necesario graficar la eficiencia de Carnot del sistema vs su cambio de entalpía. El área bajo la curva, (la evaluación de la integral) será la exergía necesaria para cada uno de estos procesos. Esto es lo que se hace al graficar la GCC del proceso y la curva de los servicios bajo este tipo de ejes.

Para el caso de la GCC del proceso existen dos situaciones, la primera es el caso de que exista una zona por arriba del Pinch y la otra es la zona por abajo del mismo. Lo mismo sucede con los servicios. En el primer caso, las corrientes de proceso deben ser calentadas, por lo que el área entre esta zona de la GCC y una horizontal a la temperatura ambiente (T_0) indicará la exergía que debe suministrárseles para llegar a las condiciones deseadas. Por otro lado, los servicios de calentamiento en esta zona deben enfriarse, y la exergía que poseen y que puede obtenerse de ellas es proporcional al área entre esta curva y la horizontal de la temperatura ambiente. Sin embargo, al momento de intercambiar calor con las corrientes de proceso, éstas últimas sólo toman una parte de toda esa exergía, sólo el área entre la GCC y la horizontal a T_0 , de tal forma que el área entre la GCC y la curva de servicios no es consumida y esa exergía se pierde.

En el caso de la zona por abajo del Pinch sucede algo análogo, sólo que ahora las corrientes de proceso deben ser enfriadas y se les debe suministrar exergía para llegar a las condiciones deseadas, en tanto que los servicios ahora se calientan liberando parte de su exergía. Otra vez, las corrientes de proceso sólo toman la exergía equivalente al área entre la GCC y la horizontal a T_0 , por lo que el área entre la GCC y la curva de servicios no se emplea y se desperdicia exergía o trabajo que se podría utilizar. En el caso de compresores, esa exergía que poseen los servicios de refrigeración la proporcionaron los compresores, es por esto que al reducir el área entre las curvas se puede ahorrar energía en este tipo de procesos, ya que se da sólo la exergía necesaria para que cumplan su función sin desperdiciarla.

APÉNDICE E

RED DE INTERCAMBIO DE CALOR ACTUAL.

RED ACTUAL

Nombre del Cambiador.	Corrientes que se combinan.	Carga (BTU/hr).	Área (ft ²).
EA-210	COMP4 - CW	28,951,000	9,627.30
EA-203	COMP3 - CW	31,400,000	10,814.00
EA-202	COMP2 - CW	38,200,000	13,155.00
EA-428	C3LB - CW	83,512	40.19
EA-201	COMP1 - CW	27,300,000	9,437.20
EA-211	COMP4 - R+65	6,689,300	5,819.10
EA-301	FA301 - R+40	2,550,900	4,773.80
EA-318	CONDEM - R-150.5	3,471,300	1,577.20
EA-321	HPS - FEEDR21	69,120	7.16
EA-204	QW1 - S221	1,694,300	377.28
EA-403	PRODR1 - FEEDR11	9,425,400	11,200.00
EA-412	CONDFC2=2 - R-67	3,633,000	1,214.50
EA-411	CONDFC2=1 - R-35	117,010,000	113,630.00
EA-402	CONDDEE - R-5	18,921,000	8,107.70
EA-420	CONDDEP - R+40	3,586,500	1,704.00
EA-401	LPS - REBDEE	20,728,000	1,221.00
EA-439	C3=LB - CW	94,499	112.38
EA-122	PRODR2 - FEEDR21	184,420	32.66
EA-441	C4LB - CW	109,450	96.73
EA-323	PRODR2 - CW	103,000	29.23
EA-425	CONDFC3=- CW	14,300,000	6,074.90
EA-324	PRODR2 - R+40	28,397	5.08
EA-421	LPS - REBDEB	1,509,400	198.35
EA-422	CONDDEB - CW	1,648,200	622.22
EA-212	COMP4 - R+40	2,708,800	2,045.80
EA-303	FA301 - R-5	8,760,300	4,303.60

EA-307	FA302 - R-67	9,049,800	3,707.40
EA-113	QW6 - CW	18,695,000	8,871.20
EA-112	QW5 - CW	148,890,000	22,915.00
EA-111	QW2 - CW	8,115,100	1,021.20
EA-424	QW3 - REBFC3=	14,881,000	4,400.70
EA-213	QW4 - S237	67,246	8.72
EA-419	LPS - REDDEP	2,582,200	138.39
EA-310	FA303 - R-150.5	5,032,600	1,927.60
EA-406	LPS - FEEDR12	2,323,400	5,099.40
EA-304	FA301 - C2RECY	15,635,000	17,741.00
EA-317	ECON+65 - REBDEM	23,218,000	4,758.90
EA-414	ECON+40 - C2=LB	24,200,000	3,745.80
EA-305	FA301 - R-35	7,173,200	7,519.50
EA-308	FA302 - R-103	11,273,000	3,759.90
EA-405	PRODR1 - CW	23,612,000	7,218.10
EA-409	ECON+40 - REBFC2=	77,700,000	15,016.00
EA-408	ECON+40 - FEEDDEE	30,800,000	5,705.90
EA-413	ECON+40 - C2=RECY2	28,146	5.65
E302	FA301 - (H2COMB-CH4COMB)	3,565,200	1,823.90
E306	FA302 - (H2COMB-CH4COMB)	1,754,100	619.18
E309	FA303 - (H2COMB-CH4COMB)	199,620	1,256.00
E311	FA304 - (H2COMB-C2=RECY1)	4,474,400	11,930.00