

48
2ej



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

SIMULACION Y PROPUESTA DE MEJORAS A LA
PLANTA TRATADORA Y FRACCIONADORA DE
HIDROCARBUROS DE LA REFINERIA DE
TULA HIDALGO

TESIS

Que Para Obtener el Título de
INGENIERO QUÍMICO

Presenta

RAFAEL GARCIA GONZALEZ



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

MEXICO, D. F. 1993



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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.

ÍNDICE

CAPITULO UNO: INTRODUCCIÓN	1.1
CAPITULO DOS: GENERALIDADES	2.1
I.- Ingeniería de procesos	2.2
II.- Síntesis, Análisis y Optimización de procesos	2.3
III.- Simulación de procesos	2.8
a).- Modelos	2.9
b).- Algoritmos	2.11
c).- Soporte computacional	2.11
d).- Interfase con el usuario	2.11
IV.- Orientaciones de la simulación de procesos	2.13
a).- Orientación Modular	2.13
- Enfoque modular secuencial	2.14
- Enfoque modular simultáneo	2.17
b).- Métodos orientados a ecuaciones	2.20
CAPITULO TRES: SIMULADOR DE PROCESOS	
ASPEN PLUS	3.1
I.- Introducción	3.2
II.- Modelos	3.6
III.- Algoritmos	3.10
IV.- Soporte computacional	3.11
V.- Interfase con el usuario	3.13

CAPITULO CUATRO: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	4.1
I.- Introducción	4.2
II.- Procesos existentes	4.4
III.- Descripción de proceso	4.8
a).- Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros	4.8
b).- Sección de recuperación de hidrocarburos pesados	4.9
c).- Sección de tratamiento con DEA	4.8
CAPITULO CINCO: SIMULACIÓN DE LA PLANTA TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS	5.1
I.- Pasos seguidos en la simulación del proceso	5.2
II.- Resultados de la simulación	5.22
CAPITULO SEIS: ANÁLISIS TERMODINAMICO DEL PROCESO	6.1
I.- Introducción	6.2
II.- Análisis termodinámico de procesos y trabajo perdido	6.3
III.- Fundamentos termodinámicos	6.4
IV.- Metodología utilizada	6.8
CAPITULO SIETE: PROPUESTA DE MEJORAS	7.1
I.- Introducción	7.2
II.- Alternativas consideradas	7.3
III.- Modificaciones propuestas	7.4
a).- Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros	7.4
b).- Sección de recuperación de hidrocarburos pesados	7.5
c).- Sección de tratamiento con DEA	7.4
IV.- Simulación del proceso modificado	7.8

CAPITULO OCHO: ANÁLISIS DE LA PROPUESTA Y CONCLUSIONES	8.1
I - Análisis de la propuesta	8.2
a) - Aspectos económicos	8.2
II - Conclusiones	8.7
a).- Simulación de la planta	8.7
b).- Análisis de la propuesta de mejoras	8.9
c).- Alcance de este trabajo	8.10
 BIBLIOGRAFÍA	 9.1
 APÉNDICE A	 A.1
I.- Codificación de la simulación	A.2
a).- Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros	A.2
b).- Sección de recuperación de hidrocarburos pesados	A.6
c).- Sección de tratamiento con DEA	A.11
II.- Resultados de la simulación del proceso original	A.16
III.- Resultados de la simulación del proceso modificado	A.32

INTRODUCCIÓN

Debido a que en los últimos años el costo de la energía se ha elevado, la tendencia actual es plantear la construcción de plantas de proceso que tengan un bajo consumo o que utilicen más eficientemente la energía. Como veremos esta actividad recae en la ingeniería de procesos, (mediante la síntesis, el análisis y la optimización de procesos).

En este punto cabe mencionar que en la actualidad los sistemas de simulación de procesos son una herramienta eficaz que puede ser utilizada para realizar el análisis de plantas existentes con el fin de implementar modificaciones en sus condiciones de operación o en su estructura que puedan llevarlas a una operación más eficiente.

En el capítulo dos de este trabajo se plantean algunos factores básicos concernientes a la ingeniería de procesos, asentando además los diferentes enfoques de la simulación de procesos y su importancia, en especial dentro del análisis de procesos.

Dado que una parte importante de este trabajo es realizada en el simulador de procesos ASPEN PLUS, el capítulo tres se refiere a las diferentes partes que componen a un simulador de proceso enfocando los comentarios a la estructura y capacidades de ASPEN PLUS.

El capítulo cuatro trata de dar un panorama general de los diferentes procesos existentes, definiendo en el caso de la sección de tratamiento con dietanol amina algunos factores operacionales de importancia. Finalmente en este capítulo se presenta la descripción del proceso acompañada de los diagramas de flujo considerados en este trabajo.

El capítulo cinco muestra los pasos seguidos en la simulación del proceso poniendo especial atención en la selección de los modelos de cálculo de propiedades, la partición del proceso y la selección de los métodos de convergencia. Además se muestra una comparación entre los valores obtenidos en la simulación del proceso y los valores de diseño de la planta.

Ya que el propósito de este trabajo es el planteamiento de mejoras al proceso, se debe de plantear alguna forma de evaluación de las condiciones actuales de la planta; es por ello que en el capítulo seis se realiza el análisis termodinámico del proceso, presentando los resultados del trabajo perdido en cada una de las secciones de la planta

El capítulo siete expone las modificaciones propuestas a partir de la consideración de los resultados vertidos en el capítulo anterior, finalizando con la evaluación de las mejoras propuestas mediante su simulación y su análisis termodinámico.

En el capítulo ocho se plantea el análisis económico de las mejoras considerando únicamente los costos de operación, esto con el objetivo de dar un panorama general del ahorro en servicios que representan las mejoras propuestas. Finalmente se presentan las conclusiones en términos de las modificaciones propuestas y la simulación de la planta.

CAPITULO DOS
GENERALIDADES

I.- INGENIERÍA DE PROCESOS:

La ingeniería de procesos puede ser definida como la creación, cuantificación y análisis de esquemas de flujo de proceso, que formarán parte de una planta de proceso económica, segura y de fácil operación y control.

La creación de esquemas de flujo de proceso implica la concepción y el desarrollo de la configuración del sistema que permita llevar a cabo todas las transformaciones requeridas. En este sentido, esta actividad, ha sido practicada por muchos años.

Hasta antes de 1950 el desarrollo y concepción de plantas de proceso químico se hacía tomando como base conocimientos provenientes de la experiencia de los diseñadores, esto como resultado de que la producción de las plantas de proceso tenían como único objetivo satisfacer la demanda creciente de las diferentes economías en desarrollo.

La concepción moderna de la ingeniería de procesos surge a partir de 1950, como resultado de la necesidad de aplicar en forma ordenada la información existente y fijar las directrices para el diseño de procesos utilizando para ello los nuevos procedimientos y técnicas que han permitido abandonar el enfoque empírico, para dar lugar al científico.

En el sentido actual, la ingeniería de procesos implica la consideración de todos los posibles arreglos de los diferentes pasos del proceso, con el objetivo de identificar la estructura y condiciones de operación óptimas. Por lo que el avance de la ingeniería de procesos se ha visto sujeto al desarrollo de nuevas metodologías de cálculo y al de sistemas de cómputo para implementarlas.

Actualmente, tomando en cuenta que la creación de un nuevo proceso implica la determinación de su estructura y condiciones óptimas, podemos casi asegurar que ninguna

planta de proceso químico es construida sin que para su análisis se haya utilizado un sistema de cómputo especializado.

En un principio los sistemas de computo se constituyeron como herramientas para la resolución de operaciones simples dentro de procesos complejos, más tarde junto con el estudio profundo de las operaciones unitarias los sistemas de cómputo fueron aplicados a procesos pequeños y sencillos.

II.-SÍNTESIS, ANÁLISIS Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS.

Si tomamos en cuenta que cualquier proceso esta compuesto por un número de operaciones unitarias definido y que además el número de operaciones existente es pequeño en comparación con la cantidad de procesos o combinaciones posibles, es evidente que para que un proceso pueda ser aplicado con el fin de satisfacer las necesidades del hombre cumpliendo además con las leyes fundamentales que lo gobiernan, es necesaria la síntesis, el análisis y la optimización de la secuencia de proceso que sea más adecuada técnica y económicamente para satisfacer estas necesidades.

Estas tres partes la síntesis, el análisis y la optimización son las que conforman el diseño de procesos, que es una de las partes fundamentales en el desarrollo de un proyecto para la construcción de una planta química. A continuación se definen las tres partes que conforman al diseño de procesos:

SÍNTESIS:

Tomando en cuenta que todo proceso nace de una necesidad y/o una oportunidad económica a partir de las cuales se plantean las diferentes ideas para su desarrollo. La síntesis es la etapa inventiva del diseño de procesos, donde usualmente las variables o requerimientos del proceso son especificados (dictados por las necesidades), mientras que las variables de entrada pueden estar especificadas o formar parte de un gran conjunto de posibilidades.

El sistema a ser sintetizado podrá ser determinado si la naturaleza de las unidades que lo componen, sus especificaciones y parámetros (a lo largo de sus interacciones estructurales) son completamente definidas, es decir, en la etapa de síntesis se decide la secuencia de operaciones (estructura del proceso) y las diferentes interconexiones entre ellas, que dan lugar a los flujos de materia y energía necesarios para obtener los productos deseados.

La etapa de síntesis engloba decisiones referentes a las operaciones unitarias que pueden conformar el sistema, a las diversas estructuras del proceso y la naturaleza de las interacciones entre las operaciones a llevarse a cabo.

La apropiada formulación de la síntesis es crucial, debe de ser tan acertada que incluya todas las opciones factibles y tan objetiva que excluya todas las soluciones obsoletas o no atractivas.

ANÁLISIS:

Una vez que la etapa de síntesis ha dejado definidos los diferentes esquemas del proceso, es necesario verificar si son factibles técnica y económicamente. Para ello se realiza el análisis del sistema.

La primera actividad del análisis es asignar los valores a las diferentes variables del proceso y definir los modelos que representarán a cada operación y el cálculo de propiedades del sistema.

Con la información anterior es posible establecer los balances de materia y energía, los valores de todas las corrientes de proceso, los parámetros de los diferentes equipos, los requerimientos de servicios auxiliares y además es posible comprobar la factibilidad termodinámica del proceso.

En términos muy generales se puede decir que en el análisis del proceso los valores de las variables de entrada y las características del proceso son conocidas y son utilizadas para determinar los valores de las variables de salida.

Los tipos de análisis usados en el desarrollo de un proceso, diseño y/u operación incluyen aquellos usados rutinariamente tales como balances de materia y energía, dimensionamiento de equipo, estimación de costos y evaluación económica del proyecto. Otros tipos de análisis que tendrán mayor importancia en el futuro incluyen:

a).- Simulación dinámica, evocada a estudios del sistema de control, bajo condiciones de operación de arranque y paro.

b).- Análisis de eficiencia de energía, basado en la segunda ley de la termodinámica, utilizando el concepto de trabajo perdido.

OPTIMIZACIÓN:

Tomando en cuenta que las necesidades del hombre en la actualidad son variadas y en la mayoría de los casos poco flexibles, la tendencia actual en el diseño de procesos, es enfocar los esfuerzos en la obtención de los mejores procesos posibles.

A partir de la información generada durante la síntesis y el análisis del proceso, el primer paso a dar por parte de la optimización, es el planteamiento de una función objetivo, (dado que se requiere que el sistema satisfaga ciertos requerimientos, estos pueden ser de índole económico o técnico) adecuada para el mejoramiento del proceso.

La optimización del proceso, puede ser llevada a cabo en dos niveles:

- a).- A nivel de las variables de operación de las diferentes unidades
- b).- A nivel de la estructura del proceso.

La optimización de los niveles de las variables de operación, puede ser vislumbrada desde el momento en que se realiza el análisis del proceso, puesto que al estar realizando el cálculo de las diferentes unidades se puede descubrir que alteraciones en los niveles de las variables pueden causar disminución en las dimensiones de los equipos, logrando así conseguir mejoras en el proceso, conservando la estructura propuesta por la etapa de síntesis, misma que fue utilizada en el desarrollo del análisis.

Por otro lado, la optimización de la estructura del proceso tendría como consecuencia la modificación del tipo de operaciones unitarias empleadas o del número de equipos de proceso o sus interconexiones.

La optimización del proceso puede ser implementada de dos formas: La primera consiste en la resolución de dos ciclos iterativos anudados, uno referido a la optimización de los

parámetros de operación y otro a la estructura del proceso; y la segunda forma consiste en la optimización simultánea de los parámetros y de la estructura.

Es claro que en ambas formas de llegar a la optimización del proceso, es necesario disponer de metodologías de cálculo adecuadas . En los últimos años los sistemas de cómputo se han constituido como una ayuda en el desarrollo de esta actividad, y gracias a su apresurado crecimiento el diseño de procesos a cobrado gran importancia.

III.-SIMULACIÓN DE PROCESOS:

La simulación de procesos se puede definir como la representación de un sistema mediante modelos matemáticos. En el caso de un proceso químico los modelos se basan en los fenómenos fundamentales que describen a cada operación. Por lo que entre mejor sea el modelo, mas eficiente y confiable será la simulación y por lo tanto la interpretación del sistema, en la actualidad la simulación forma parte importante del análisis de procesos.

Existen dos modalidades para implementar la simulación de un proceso químico. La primera ha sido llamada simulación dinámica, la cual trata de representar sistemas que presentan régimen transitorio en su operación, caso común en el arranque o paro de una planta, en los casos en que esta opera bajo condiciones no contempladas en su diseño y cuando se requiere conocer la respuesta del proceso bajo condiciones de operación anormales, esto con el fin de formular los sistemas de control.

La otra forma se refiere a la simulación de procesos en estado estacionario, es decir, se considera que las condiciones de operación y los flujos de las corrientes de proceso son constantes, esta situación incluye a las condiciones de diseño y de operación normal del proceso.

Debido a que la representación de un proceso usando modelos matemáticos implica la resolución de un gran numero de cálculos, la simulación de procesos ha tomado como herramienta la existencia de sistemas de cómputo capaces de realizarlos, dado que el avance en materia de computación permite el manejo de procesos completos por parte de sistemas especializados (sistemas de simulación de procesos o simuladores de procesos).

Un sistema de simulación de procesos se define como un sistema que acepta información acerca de un proceso a nivel del diagrama de flujo del mismo y es capaz de implementar en detalle los análisis utilizados en el desarrollo, diseño y operación del proceso (Lawrence B. Evans . 1981).

La entrada de un sistema de simulación de procesos usualmente es la información contenida en el diagrama de flujo, mientras que las salidas son todas las características de las corrientes de proceso, los parámetros y dimensiones de todos los equipos y una evaluación económica del mismo. Por lo que un sistema de simulación ayuda a tomar decisiones concernientes al desarrollo, diseño y operación de procesos químicos.

Los elementos principales de un sistema de simulación de procesos son los cuatro siguientes:

- a).- Modelos.
- b).- Algoritmos.
- c).- Soporte computacional (Software.)
- d).- Interfase con el usuario.

a).- Los Modelos son el fundamento de cualquier sistema de simulación, estos son la base del análisis. Los modelos utilizados en la representación de un proceso químico son todas aquellas relaciones matemáticas derivadas apartir de la leyes de la conservación, ecuaciones de velocidades de reacción, ecuaciones de cálculo de propiedades fisicoquímicas, relaciones de conexión y restricciones de diseño y control.

Los modelos matemáticos que describen un proceso, toman la forma de ecuaciones algebraicas o diferenciales, estos tienen que ser apropiados en términos de rigurosidad, nivel de

detalle, precisión, validez y generalidad, es decir, tienen que ser aplicables a cualquier tipo de proceso.

Ya hemos mencionado que los modelos de las diferentes operaciones unitarias son el fundamento de los sistemas de simulación, (la estructura del modelo de una operación unitaria es mostrada en al figura 1), estos están formados por conjuntos de ecuaciones de la forma :

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

Las variables de entrada son los valores de las corrientes de alimentación al proceso y los parámetros de los diferentes modelos utilizados (los parámetros son los valores requeridos para especificar la operación de las diversas unidades de proceso). Las variables de salida son los valores de todas las corrientes de salida de proceso y los resultados de las variables de operación no especificadas (tales como la potencia requerida por una bomba o la carga térmica de un cambiador de calor).

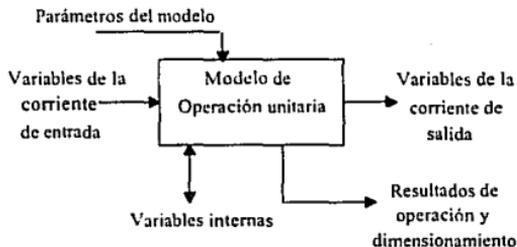


Figura 1.- Modelo de una operación unitaria.

b).- El siguiente bloque lo componen los **Algoritmos**, estos trabajan utilizando los modelos para producir los resultados requeridos. Los algoritmos resuelven los problemas matemáticos generados por los modelos. El tipo de problema matemático que debe resolverse depende en gran medida del tipo de análisis de interés, aunque casi siempre es necesario resolver conjuntos de ecuaciones diferenciales y algebraicas (lineales y no lineales), por lo que el algoritmo a ser utilizado debe cumplir con ciertos requerimientos.

Los algoritmos utilizados deben de ser robustos, ser tan generales como sea posible, eficientes en su ejecución, almacenamiento y manejo de información, limpios y elegantes. Continuamente todos estos requerimientos se contraponen unos con otros, por lo que se debe hacer un análisis con el objetivo de encontrar la mejor combinación de ellos.

c).- el **Soporte computacional** incluye todos aquellos implementos que se requieran para ejecutar los algoritmos en una computadora y un sistema operativo en especial, esta conformado principalmente por los lenguajes de programación, el sistema de documentación, estructura de datos, interfase con el sistema de archivos, todo lo relativo a los programas y a la arquitectura del sistema. El soporte computacional debe ser en lo posible de fácil entendimiento, mantenimiento, sencillo de ser modificado y ser tan transportable como sea posible.

d).- El domo de la estructura es ocupado por la **Interfase con el usuario** la cual incluye el lenguaje de entrada por medio del cual se describe el problema, reportes que contienen los resultados, la documentación que explica el funcionamiento y como usar el sistema y los protocolos de interacción con otros programas y sistemas. La interfase con el usuario debe de permitir la introducción de información tan natural como sea posible y verter los resultados de la forma más útil posible.

El esquema ideal estaría marcado por un sistema de simulación en el que el soporte computacional y los algoritmos fuesen entendibles al usuario como fuera posible, de tal forma que este pudiera interactuar directamente con los modelos a través de la interfase. (De esta forma mensajes generados durante la ejecución de los algoritmos, tales como, "el algoritmo no convergió" o "la capacidad de almacenamiento ha sido excedida" llegarán hasta el usuario para ser corregidos).

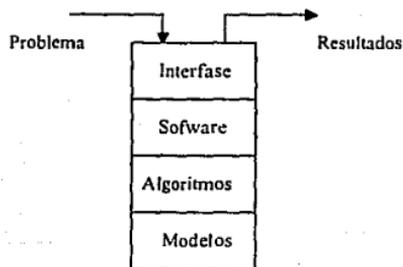


FIGURA 2.- Elementos de un sistema de Simulación.

IV.-ORIENTACIONES DE LA SIMULACIÓN DE PROCESOS:

Debido a que el problema inicial dentro de la simulación de procesos en estado estacionario es la resolución de los sistemas de ecuaciones algebraicas no lineales, es preciso plantear estrategias adecuadas, que nos permitan resolver en forma eficiente los diferentes modelos.

El punto de partida de la simulación en todos los casos es el diagrama de bloques de los modelos de las diferentes operaciones que conforman el sistema. Este se caracteriza por incluir todas las ecuaciones que tiene que ser resueltas.

Existen dos orientaciones básicas para implementar la resolución de los diferentes modelos que conforman el sistema:

Orientación	Enfoque
Orientación Modular	a).- Modular Secuencial b).- Modular simultáneo
Orientado a ecuaciones	

a).- ORIENTACIÓN MODULAR:

Esta orientación considera la partición del proceso en módulos. Cada módulo está conformado por los distintos modelos que describen una operación unitaria, de tal forma que el proceso puede ser representado por la unión de los diferentes módulos.

Enfoque modular secuencial :

En este enfoque cada modulo es implementado dentro de una rutina de cálculo, que se encargara de obtener los valores de las variables de salida como una función de los valores de las variables de entrada y los parámetros de cada unidad. Las rutinas correspondientes a cada módulo son manejadas por un programa central.

Por lo que este enfoque implica la ejecución progresiva de los diferentes módulos, (en el sentido de flujo normal de materia y energía), partiendo de las corrientes de alimentación al proceso hasta que los productos son obtenidos.

La estrategia anterior resulta muy clara si hablamos de procesos totalmente secuenciales, como el mostrado por la figura --.

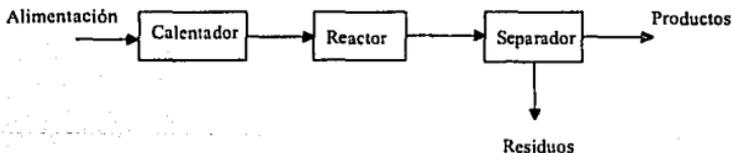


Figura 3 .- Esquema de un proceso secuencial.

Es fácil imaginar, que en la industria química la mayoría de las plantas tienen una configuración compleja, que envuelve corrientes de recirculación dentro del proceso, por lo que el cálculo se complica notablemente debido a que la existencia de una recirculación introduce cálculos iterativos, puesto que la información concerniente a una corriente esta asociada a la entrada y salida de un módulo simultáneamente.

Con el fin de realizar el cálculo del proceso en forma totalmente secuencial, se tienen que identificar los ciclos de recirculación y asignar valores estimados a las corrientes de corte, (estas son las corrientes que al ser asignadas convierten al sistema en acíclico).

Una vez determinados los ciclos y asignadas las corrientes de corte, es necesario especificar la secuencia de cálculo del sistema, (la secuencia de cálculo representa el orden con el que los diferentes módulos serán ejecutados durante la simulación). De esta forma los diferentes módulos son resueltos progresivamente, hasta encontrar los nuevos valores de las corrientes de corte. El cálculo se continua hasta llegar a la convergencia de estas.

El control de los flujos de información es realizado por el programa central, este transfiere los valores de las corrientes de salida de un módulo a los valores de entrada del siguiente en la secuencia de cálculo, además de asignar a cada modulo sus parámetros asociados.

Ya hemos mencionado que la implementación de este enfoque hace necesaria la representación de cada operación mediante un conjunto de ecuaciones que constituyen un modulo. Para la resolución de las ecuaciones que describen a los diferentes fenómenos es necesaria la evaluación de las propiedades termo-físicas del sistema, lo que conforma un primer ciclo iterativo dentro de la simulación. Por otro lado la resolución simultánea de las ecuaciones que componen cada módulo puede representar un segundo ciclo iterativo, el cual tiene que ser tratado una vez que el primero sea resuelto.

Un tercer ciclo iterativo, (superior a los dos ya mencionados), es establecido para la convergencia de las corrientes de corte presentes en los ciclos de recirculación.

Cuando la simulación se encuentra sujeta a restricciones en los parámetros o alguno de los valores de las corrientes, (esto implica la búsqueda de las condiciones de operación que permitan satisfacer estas restricciones), se genera un cuarto ciclo iterativo, debido

a que el sistema global tiene que ser simulado repetitivamente hasta que se cumplan las especificaciones de diseño, es decir, es necesario resolver un problema de simulación controlada. (este cuarto ciclo es el mas externo dentro del cálculo del proceso).

El camino a seguir para la resolución de los cuatro ciclos iterativos mencionados esta esquematizada en la siguiente figura.

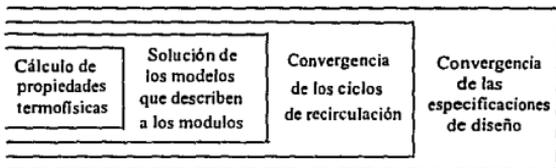


FIGURA 4 .- Ciclos múltiples de cálculo en el enfoque modular secuencial

Las principales ventajas de los sistemas que utilizan el enfoque modular simultáneo son:

- 1).- Los modelos que componen cada modulo son lo suficientemente rigurosos para asegurar su eficiencia, además de que existe una gran diversidad de operaciones ya representadas.
- 2).- Es posible implementar algoritmos especializados de cálculo para cada modulo de acuerdo a características propias.
- 3).- Permite analizar el comportamiento de puntos muy específicos del proceso aun cuando la secuencia de cálculo no se ha completado o no se haya llegado a la convergencia , con lo que la visualización y diagnostico de errores durante el cálculo se facilita.

4).- Es una modalidad fácil de entender para el usuario, ya que existe gran semejanza entre el diagrama de flujo de proceso y la estructura generada por la interconexión de los módulos.

Las mayores desventajas de este enfoque se deben a la presencia de demasiados ciclos iterativos anidados, generados por el cálculo de ciclos de recirculación y el manejo de especificaciones de diseño simultáneamente, lo que provoca, que aunque se tengan métodos de convergencia adecuados, estos sean muy lentos.

Enfoque Modular Simultáneo:

El esquema básico de operación de este enfoque es mostrado en la siguiente figura--:

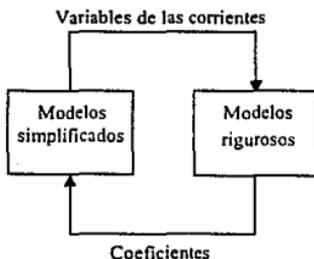


Figura 5 .- Concepto básico del enfoque modular simultáneo

Se observa que dos tipos de modelos son empleados, modelos rigurosos y simplificados. Los modelos rigurosos son los conjuntos de ecuaciones que conforman los diferentes módulos en el enfoque modular secuencial, simultáneamente, para cada unidad, un módulo adicional es

planteado mediante modelos simplificados , que resultan de la combinación lineal de todas las variables de entrada. De tal forma que para un conjunto de variables de entrada X_{ij} a un modulo i con parámetros U_i :

El modelo riguroso tenga la forma:

$$Y_i = f(X_{ij}, U_i)$$

Mientras que los modelos simplificados :

$$Y_i = \sum B_{ijk} X_{ij}$$

Donde : k es el numero de la corriente de entrada al módulo i .

B_{ijk} es el coeficiente de la ecuación simplificada que relaciona la salida j con las entradas k .

Los coeficientes de los modelos simplificados son determinados a partir de valores generados por los rigurosos, (por ejemplo utilizando los métodos de mínimos cuadrados). Esta estrategia tiene la ventaja de permitir añadir las especificaciones de diseño al sistema en forma de ecuaciones lineales sin que esto represente complejidad adicional.

La solución de los modelos simplificados proporciona valores aproximados de las corrientes de proceso, si al verificar la convergencia esta no se alcanza, se puede proceder a modificar los coeficientes de los modelos simplificados o a utilizar los rigurosos para generar valores más precisos . El problema llega a la convergencia si los cambios encontrados en los parámetros de los modelos simplificados son inferiores a la tolerancia asignada.

La característica más importante que tiene el enfoque modular simultáneo, es que los modelos simplificados contienen menor número de variables que los rigurosos y por lo tanto es más sencilla su resolución. Desde este punto de vista su resolución puede ser planteada como un problema reducido,(evitando uso excesivo de tiempo en el cálculo de parámetros y propiedades).

Los modelos simplificados , también pueden ser implementados usando modelos no lineales, como los modelos aproximados de ingeniería, que tienen la ventaja de representar en forma más precisa los comportamientos irregulares de los procesos.

Este enfoque ha sido llamado modular simultáneo debido a que utiliza los diferentes módulos formados por las ecuaciones que describen una operación y porque resuelve simultáneamente estos modelos para encontrar los valores de todas las variables de las corrientes del proceso. Su estructura es muy natural para un ingeniero químico, ya que , este acostumbra utilizar modelos aproximados para hacer análisis preliminares y después verificar con modelos rigurosos.

Las principales ventajas de este enfoque son:

- 1).- Contrariamente al enfoque modular secuencial nos permite manejar las especificaciones de diseño paralelamente a todo el proceso, lo que elimina los ciclos de control.
- 2).- Es capaz de utilizar los módulos desarrollados por sistemas modulares secuenciales. Particularmente para proveerse de buenos estimados y para el manejo de casos especiales de simulación.
- 3).- Si ocurren errores o los cálculos no convergen, el usuario puede referirse a los resultados de la parte modular para aclarar o diagnosticar los errores.

Sin embargo el éxito del enfoque aún sigue dependiendo de la eficiencia de los métodos empleados para resolver los sistemas de ecuaciones . Que en principio pueden ser simples pueden llegar a ser muy grandes, dependiendo de la magnitud del proceso, lo que hace evidente la necesidad de un buen método de convergencia.

Para el caso en que los procesos a simular sean muy grandes, se ha sugerido descomponer el proceso en uno o mas bloques de módulos (Lin 1979). Cada bloque contendrá uno o mas módulos, los cuales serán resueltos simultáneamente, mientras que el proceso global es resuelto utilizando el enfoque modular secuencial considerando cada bloque como si fuese un módulo.

b).-MÉTODOS ORIENTADOS A ECUACIONES:

El objetivo principal de estos métodos es plantear todas las ecuaciones que describen a un proceso y resolverlas como un sistema de ecuaciones algebraicas no lineales. El problema ha resolver puede ser planteado matemáticamente como:

$$F(X , Y) = 0$$

$$G(X , Y) = 0$$

Donde $F(X , Y) = 0$ son las ecuaciones que describen al proceso.

$G(X , Y) = 0$ son las especificaciones de diseño del sistema.

X es el vector que reúne a las variables independientes.

Y es el vector que reúne a las variables dependientes.

Dentro de las variables independientes quedan incluidos los valores de los parámetros de las diferentes operaciones y los de las corrientes de alimentación al proceso. Mientras que el vector de variables dependientes está compuesto por los valores de todas las corrientes de proceso (intermedias y productos), las variables internas de las diversas unidades y los resultados de la operación de estas (estos valores corresponden a los parámetros no especificados).

El punto de partida de los métodos orientados a ecuaciones es también el diagrama de bloques de proceso, (recordando que contiene toda la información necesaria para el planteamiento de los modelos), solo que en lugar de plantear subrutinas que calculen las variables de salida como función de las variables de entrada y los parámetros de los equipos , se requiere de procedimientos que generen y organicen las ecuaciones de todo el proceso, para poder implementar su resolución.

Cuando el método se aplica en un sistema computarizado orientado a ecuaciones, el problema puede ser planteado como un problema de optimización:

Maximizar:

$$P (X , U)$$

Con :

$$F (X , U) = 0$$

$$G (X , U) = 0$$

Las funciones F y G son los mismos conjuntos de ecuaciones que ya habíamos planteado, adicionando a ellos algunas restricciones inherentes al problema de optimización, solo que ahora los valores que toman las variables independientes no pueden ser asignados arbitrariamente, sino que son seleccionados para maximizar o minimizar la función objetivo $P (X , U)$.

En los últimos años (a partir de 1980) se ha dado a notar que el problema de diseño puede ser planteado de forma mas natural como un problema de optimización. El inconveniente principal es que en la actualidad no existen algoritmos lo suficientemente efectivos para trabajar con tantas retricciones de igualdad.

Los métodos orientados a ecuaciones han sido muy usados en la resolución de los modelos de operaciones unitarias individuales, un ejemplo de esto es el algoritmo de

Naphtali-Sandholm para el cálculo de columnas de destilación, la utilización del programa QUASILIN (desarrollado por Hutchison y Swechuk), para el manejo de columnas de destilación acopladas en forma compleja y el uso del sistema EROS (Westerberg y Shah) para la síntesis de redes de intercambio de calor.

Las principales ventajas de los métodos orientados a ecuaciones son las siguientes:

1).- Es claro que al resolver todas las ecuaciones simultáneamente , no hay necesidad de ciclos iterativos asociados a las corrientes de recirculación y a las especificaciones de diseño, debido a que las ecuaciones asociadas a estas se convierten en una ecuación más.

2).- El método nos proporciona mayor rapidez y flexibilidad, además de presentar gran utilidad en la optimización.

A nivel comercial los métodos orientados a ecuaciones no han sido aún muy utilizados debido a que existen varias desventajas:

1).- No utiliza la gran cantidad de información y estructura desarrollada para los sistemas con el enfoque modular.

2).- Ha sido difícil encontrar algoritmos capaces de resolver en forma generalizada los grandes sistemas de ecuaciones presentes en un proceso químico.

3).- Requiere de buenos estimados iniciales los cuales no es posible obtener sin hacer un recorrido secuencial del proceso.

4).- Cuando se genera un error o cuando los cálculos no convergen es muy difícil detectar y diagnosticar el problema, además es imposible obtener resultados parciales ya que todo el proceso se maneja simultáneamente.

CAPITULO TRES
SIMULADOR DE PROCESOS
ASPEN PLUS

I.-INTRODUCCIÓN:

Por muchos años la solución de problemas complejos que implicaban la realización de un gran número de cálculos era evitada , dado que significaba la utilización de una cantidad de tiempo excesiva , (estimada en días o incluso meses - hombre). Por lo que hubo necesidad de la implementación de métodos aproximados de cálculo, algunas veces con un factor de riesgo incuantificable.

La década de 1950 puede ser considerada como el periodo de transición de los cálculos manuales hacia los cálculos mecanizados , esto debido al desarrollo de las computadoras digitales de alta velocidad y al extensivo uso de las computadoras analógicas.

En un principio sólo fueron diseñados sistemas capaces de simular operaciones individuales dentro de un proceso. En este punto la participación de las diversas compañías en el desarrollo de programas que pudiesen ser utilizados fue de vital importancia.

A partir de 1960 se enfatizó la necesidad de construir sistemas capaces de simular procesos completos. En este ámbito alrededor de 1963 se dieron a conocer dos simuladores de proceso, el primero desarrollado por la compañía M W Kellogg y uno más llamado CHEOPS (chemical engineering optimization system), cada uno de los cuales requería a especialistas para su manejo en términos de los requerimientos de entrada y salida del sistema (esto como consecuencia del diseño y estructura de dichos sistemas). Por lo que para llevar a cabo la simulación de procesos de cualquier grado de complejidad los ingenieros de proceso requerían la ayuda en todo momento de los especialistas.

En 1966 la compañía Monsanto logra la integración de diversos modelos de operaciones unitarias , modelos de cálculo de propiedades y transferencia de datos , para dar origen a uno de los primeros simuladores de procesos orientado a los usuarios.

El sistema que podía ser operado por ingenieros de proceso fue llamado FLOWTRAN y fue comercializado durante 1969 - 1973 ,esto incluyo la licencia a compañías externas. En 1974 el sistema se puso a disposición de instituciones educativas y alrededor de 1975 mas de 25 departamentos de ingeniería química lo usaban.

En 1976 el Instituto Tecnológico de Massachusetts (MIT) selecciona FLOWTRAN como base de la estructura de un nuevo sistema, ASPEN "advanced system for process engineering", que ademas de aplicarse a todas las operaciones líquido - vapor conocidas y tener todas las capacidades de un sistema moderno, es capaz de manejar corrientes y operaciones en presencia de solidos.

Por todo lo anterior es posible reconocer tres generaciones de simuladores de procesos, La primera generación esta compuesta por todos los sistemas que en un principio se utilizaron para simular operaciones individuales y aquellos operados por especialistas.La segunda marca la transición hacia el desarrollo de sistemas orientados hacia el usuario, ademas de manejarse procesos cada vez mas complejos y por ultimo la tercera generación marca su inicio con ASPEN, que se caracteriza por incluir algoritmos capaces de manejar procesos en presencia de solidos.

En 1983 la creación de mas de 600 subrutinas de cálculo y modificaciones en 300 ya existentes dan como resultado el simulador de procesos ASPEN PLUS versión comercial soportada por ASPEN Technology Inc.

La Facultad de Química cuenta actualmente con la versión 8.5-3 y 8.5-4 con las cuales se desarrollo el presente trabajo, por lo que las secciones siguientes serán dedicadas a ASPEN PLUS.

En el desarrollo de ASPEN PLUS se observaron cinco etapas, con las que se puede resumir el ciclo de vida de cualquier sistema de computo en gran escala:

- a).- Definición.
- b).- Diseño.
- c).- Implementación.
- d).- Pruebas.
- e).- Comercialización.

La primera etapa consiste en la definición de las especificaciones funcionales o criterios de diseño, que dirán lo que el sistema será capaz de hacer, pero no dirán como. Los criterios de diseño contestan a preguntas tales como: ¿qué modelos serán incluidos?, ¿qué tipos de análisis se podrán realizar?, ¿qué características de la interfase con el usuario son importantes? y ¿qué requerimientos en términos de soporte computacional serán necesarios?. En este punto es necesario considerar si las características que se intenta implementar en un nuevo sistema ya lo han sido en un sistema prototipo o alguno ya existente. También es importante establecer una relación cercana con los usuarios finales con el objeto de conocer la importancia que tienen ciertas capacidades para ellos.

A continuación se mencionan algunos de los criterios de diseño iniciales en el proyecto

ASPEN:

- No deberá haber límite en el número de componentes o corrientes en una simulación.
- Las corrientes deberán de ser capaces de representar una o mas fases, (vapor, líquido y/o sólido. cualquier combinación de fases será permitida con la limitante de debe existir al menos una fase vapor.
- Las corrientes deberán representar a materiales no caracterizables mediante componentes puros o pseudocomponentes (como carbón, madera y otros sólidos).
- El sistema deberá incluir corrientes de información.
- EL sistema deberá ser manejado mediante tablas de información, es decir, toda la información requerida para la especificación del proceso deberá de ser introducida a ASPEN mediante tablas, de forma que sea posible hacer cambios al sistema sin tener que modificar el programa de simulación.
- Todos los modelos de operaciones unitarias no deberán tener límites con respecto al número de corrientes de entrada.

Una vez que las especificaciones funcionales han sido definidas, el siguiente paso es el diseño del sistema. En esta etapa se especifica en detalle la forma en que las especificaciones funcionales serán alcanzadas. Es en este punto donde se tienen que tomar decisiones referentes a la arquitectura del sistema, estructuras de datos y la elección de un lenguaje de programación. En resumen, el diseño del sistema implica un proceso de síntesis en el que las diferentes alternativas requieren ser consideradas y evaluadas. Una metodología para el diseño de sistemas conocida como "diseño estructurado" fue utilizada en el desarrollo del proyecto ASPEN siendo esta la primera vez que se aplico en un sistema de ingeniería.

Cuando la etapa de diseño se ha completado, la implementación comienza, esta consiste en la traducción de todos los aspectos funcionales del sistema a un código de computadora. La elección de un lenguaje de programación tiene que hacerse en este punto si es que no se definió en la fase de diseño (Para ASPEN FORTRAN fue elegido).

La etapa de pruebas es una de las más costosas y donde se gasta una mayor cantidad de tiempo, en ella se realiza la prueba de cada programa y subsistema por separado utilizando problemas conocidos, para más tarde permitir la utilización del sistema por diversas compañías bajo un ambiente controlado (este período duró aproximadamente dos años, en el que participaron cerca de 45 compañías con intervención directa de los diseñadores).

La fase final en el desarrollo de un sistema es la comercialización, en la que el programa es utilizado rutinariamente para resolver problemas reales sin la supervisión de los diseñadores.

Como ya hemos dicho, cualquier sistema de simulación de procesos está compuesto por cuatro elementos principales: modelos, algoritmos, soporte computacional e interfase con el usuario. A continuación se analizará el contenido de cada uno asociándolos a ASPEN PLUS.

II.-MODELOS:

En ASPEN como en casi todos los sistemas, tienen gran importancia dos tipos de modelos :

- a).- Modelos de operaciones unitarias.
- b).- Modelos de cálculo de propiedades termofísicas.

a).-Los modelos de cálculo de propiedades adquieren gran importancia debido a la influencia que tienen sobre los resultados de la simulación.

ASPEN cuenta con un gran número de modelos de cálculo (tabla 2.1). El sistema calcula todas las propiedades termofísicas y de transporte requeridas para llevar a cabo la simulación (resolución de las operaciones unitarias, dimensionamiento de equipo y reporte de resultados y tablas). Para la resolución de estos modelos, ASPEN cuenta con la información contenida en cuatro bancos de datos que incluyen los valores de los diversos datos físicos de los componentes presentes en el sistema.

Además cuenta con las capacidades de poder reemplazar o introducir en una simulación datos que no se encuentren registrados, la de poder definir cualquier modelo de propiedades, utilizando para ello rutinas programadas en FORTRAN y la de tener todo un sistema capaz de generar valores estimados para los parámetros no contenidos en los bancos de datos.

Ecuaciones de estado - Redlich - kong - Redlich - Kong - Soave - Redlich - Kong - ASPEN - Peng - Robinson - Cadena dura perturbada (polar) - Cadena dura perturbada (no polar) - Lee - Kesler - BWR - Hayden - O'Connell - Nothnagel	Presión de vapor - Ecuación de Antoine - Ecuación de Cavett - ecuación de Antoine (sólidos) - Polinomial modificada
Coefficientes de fugacidad - Grayson - Streed - Chao - Seader - Chao - Seader / Prausnitz - Shair	Constantes de Equilibrio liq-vap - Datos de entrada - polinomial modificada
Coefficientes de actividad - Scatchard - Hildebrand extendido - Ecuación de Van Laar - Ecuación de Wilson - Ecuación de NRTL - UNIFAC - UNIQUAC	Constantes de Henry - Datos de entrada - Polinomial modificada
Volumen Molar - Electrolito de composición local - Líquido saturado Cavett - Líquido comprimido Chueh- Prausnitz - Líquido saturado Rackett - Liq. molar parcial Brelvi - O'Connell - Sólido Polinomial - Polinomial modificada - Vol. electrolitos Debye - Huckel	Densidad de sólidos complejos - Correlación de Boie - Correlación de Dulong - Correlación de Grummel y Davis - Correlación de calor de combustión - Corr. de Chang-Jirapongphan- Boston - Correlación de Kirov - Ecuación cubica de temperatura - Modelo generalizado de entalpia
Entalpia/ Eng. libre/Entropia - liq-vap Yen-Alexander - líquido saturado Cavett - Sólido, polinomial - Ec. de Watson modificada - Fusión solida polinomial - Sublimación solida polinomial - Sublimación solida generalizada - Entalpia de electrolitos Criss - Cobble	Conductividad termica - Presión de vapor baja WMS - Presión de vapor alta Stiel-Thodos - Líquido de Sato-Riedel - Sólidos polinomial
	Tensión superficial - Hakin-Stienberg-Stiel (liq. puro) - Hakin-Stienberg-Stiel (mezcla liq.)
	Viscosidad - Chapman-Enskog-Brokaw - Dean-Stiel - Líquido modificado de Andrade - Letsou-Stiel (líquido)
	Coefficiente de fusión - Chapman-Enskog/Wilke-Lee - Dawson-Khoury-Kobayashi - Wilke-Chang

Tabla 3.1.- Modelos de cálculo de Propiedades.

b).- En términos de los modelos de operaciones unitarias se cuenta con un conjunto generalizado de módulos para simular cualquier tipo de proceso, incluyendo el manejo de sólidos, electrolitos y sustancias complejas. Existiendo la posibilidad de definir operaciones que no estén incluidas mediante el uso de rutinas de computo. Los modelos disponibles contenidos en la tabla 2.2, tienen la característica de no tener limitantes a nivel dimensional ya que en todos ellos se pueden especificar cualquier número de componentes, alimentaciones, etapas y reacciones aunando a esto que la mayoría puede manejar sólidos.

<p>Mezcladores y Separadores</p> <ul style="list-style-type: none"> - Mezclador de corrientes MIXER - Divisor de corrientes FSPLIT - Separador de componentes SFP - Separador de componentes SEP2 	<p>Reactores</p> <ul style="list-style-type: none"> - Reactor estequiométrico RSTOIC - Reactor en equilibrio REQUIL - Equilibrio de fases y químico RGIBBS - Reactor de rendimiento RYIELD * Reactores cinéticos - Continuo agitado CSTR - Reactor tubular RPLUG - Reactor batch RBATCH
<p>Separadores flash</p> <ul style="list-style-type: none"> - Flash de dos fases FLASH2 - Flash de tres fases FLASH3 	<p>Bombas y Compresores</p> <ul style="list-style-type: none"> - Bomba hidráulica PUMP - Compreso o turbina COMPR - Comp. o turbina multietapa MCOMPR
<p>Calentadores y Cambiadores de calor</p> <ul style="list-style-type: none"> - Calentador de servicio HEATER - Cambiador de calor HEATX (2 corr. de proc.) - Cambiador de Calor MHEATX 	<p>Manipuladores de corriente</p> <ul style="list-style-type: none"> - Multiplicador MULT - Duplicador DUPL
<p>Separaciones Multi-etapa</p> <ul style="list-style-type: none"> * Métodos cortos - Destilación (diseño) DSTWU - Destilación con columnas complejas SCFRAC - Destilación simulación DISTL * Métodos rigurosos - Destilación RADFRAC - Destilación columnas complejas MULTIFRAC - Absorción ABSBR - Extracción liq-liq EXTRACT 	<p>Manejo de sólidos</p> <ul style="list-style-type: none"> - Ciclón CYCLONE - Precipitador electrostático ESP - Filtro de tela FAHFI - Venturi VSCRUB - Triturador CRUSH - Hidrociclón HYCYC - Filtro rotatorio FILTER - Filtro centrifugo CFUGF - Decantador decorriente CCD

Tabla 3.2.- Modelos de operaciones unitarias en ASPEN PLUS.

III.-ALGORITMOS:

En este punto ASPEN se encuentra clasificado como un simulador modular secuencial, en donde a partir de la especificación de las corrientes de entrada a proceso y los parámetros de los módulos se calculan las diferentes operaciones en forma secuencial. (en el sentido de flujo normal de materia y energía).

ASPEN cuenta con algoritmos para determinar los ciclos de recirculación, las corrientes de corte, generar bloques de convergencia (de acuerdo al número de subsistemas presentes en el proceso global) y por último definir la secuencia de cálculo.

En la determinación de ciclos de recirculación se implementa el algoritmo desarrollado por Sargent y Westerberg , para la selección de las corrientes de corte el de Motard y Westerberg, mientras que para la creación de bloques de convergencia ASPEN plantea la convergencia de todas las corrientes de corte simultáneamente a menos que especifiquemos lo contrario.

Como ya habíamos visto, el enfoque modular secuencial implica la resolución de cuatro ciclos de cálculo anidados. Con respecto a los dos más externos (la convergencia de las corrientes de corte y las especificaciones de diseño) ,cuenta con varios métodos para su resolución.

La convergencia de todas las corrientes de corte se puede implementar simultáneamente o por separado utilizando cualquiera de los métodos disponibles, mientras que para el manejo de las especificaciones de diseño el sistema tiene la capacidad de generar la secuencia de cálculo para su resolución, utilizando para ello los métodos de Broyden o Newton enfocados a problemas multivariables y el método de la secante a problemas de una sola variable.

En la aplicación de ASPEN se ha encontrado que la utilización del método de Broyden para la convergencia de las corrientes de corte y las especificaciones de diseño simultáneamente tiene buenos resultados.

IV.-SOPORTE COMPUTACIONAL:

Como ya habíamos mencionado el soporte computacional incluye todo lo requerido para implementar los diferentes algoritmos. Esta compuesto por los lenguajes de programación, el sistema de documentación, estructuras de datos, interfase con el sistema de archivos y todo lo relativo a los programas y a la arquitectura del sistema.

ASPEN utiliza un preprocesador (cuya estructura esta ilustrada en la figura 2.1), en el cual el sistema genera un programa de simulación especial para el proceso en cuestión. Sin embargo, la secuencia de cálculo no esta incluida en el programa de simulación, como lo está en FLOWTRAN o en sistemas donde el usuario determina y escribe el programa de simulación por sí mismo. La organización y llamado de las operaciones unitarias o bloques de convergencia conforme son requeridas es realizada por un programa monitor llamado SEQMON.

Existen tres ventajas principales en la estructura del programa monitor:

- 1).- El módulo que representa a una operación unitaria solo es llamado una sola vez, sin importar el número de veces que ese módulo aparezca en el diagrama de bloques.
- 2).- Los módulos que son utilizados son un argumento que forma parte del programa monitor y por lo tanto pueden ser cambiados.
- 3).- La secuencia de cálculo puede ser cambiada sin necesidad de generar un nuevo programa de simulación.

Razones por las que la secuencia de cálculo se encuentra separada del programa de simulación.

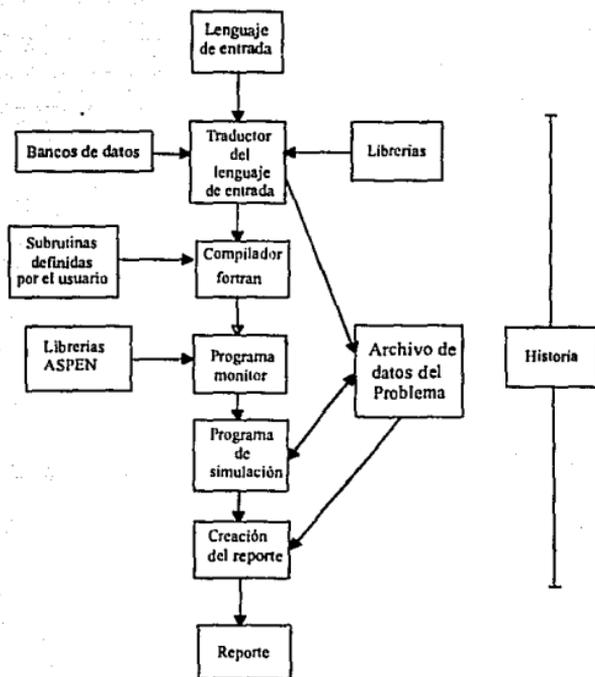


Figura 3.3.- Flujo de información en ASPEN PLUS.

Para el manejo y almacenamiento de los datos en el transcurso de una simulación ASPEN utiliza estructuras PLEX, en las que todos los datos de la simulación son almacenados en un solo arreglo, por medio de bloques de datos situados en sitios contiguos. La dimensión del arreglo es asignada por el sistema (de forma que sea lo suficientemente grande para el manejo del proceso a ser simulado, lo que implica que variará de acuerdo a la magnitud del sistema). Como consecuencia no existen limitantes en términos del número de componentes, corrientes o bloques en un asimulación. La única limitante se encuentra marcada por la magnitud del espacio para almacenar los datos .

Por último al ser ASPEN un sistema orientado a archivos, Algunos de ellos como el Archivo de los datos del problema y el archivo con la historia de la simulación pueden servir como interfase entre el sistema y el usuario.

V.-INTERFASE CON EL USUARIO:

Es la ventana por medio de la cual el usuario interacciona con el sistema . En ella están incluidos el lenguaje de entrada (en otras palabras, la forma en que el usuario describe su problema) y las formas en que el sistema presenta los resultados .

El lenguaje de entrada en ASPEN se caracteriza por ser un instrumento flexible y poderoso, consiste básicamente de un sistema formado por claves primarias, secundarias y terciarias. Su estructura está compuesta por párrafos, líneas y palabras, cada párrafo comienza con una clave primaria que sirve para especificar funciones principales (como el tipo de modelos y módulos a utilizar o la especificación de la matriz de proceso), Cada línea con una clave secundaria (que define el tipo de parámetros a especificar para cada módulo), mientras que las claves terciarias son utilizadas para introducir valores a las diferentes variables y parámetros.

Las características sobresalientes del lenguaje de entrada utilizado por ASPEN se enuncian a continuación:

a).- Tiene un formato libre, es decir, no se requiere seguir una secuencia definida en la introducción de datos, módulos o especificaciones.

b).- Se encuentra organizado en párrafos, líneas y palabras.

c).- Es posible implementar las entradas mediante claves o posicionalmente.

d).- La utilización de valores "default" es activada automáticamente, es decir, su uso es declarado mediante la no existencia de un valor dado.

e).- El usuario puede especificar sistema de unidades de entrada y salida en forma global para un módulo individual o para una variable en específico.

f).- Es posible suministrar identificaciones externas para componentes, módulos y corrientes.

h).- Es posible la utilización de ciertas librerías y subrutinas ajenas al sistema con sólo declarar su uso en el formato de entrada.

i).- es permitido integrar comentarios sobre la especificación y operación de los diferentes módulos.

En el caso del reporte de resultados el sistema cuenta con dos archivos generados durante la ejecución de una simulación. El primero generado directamente por el programa de simulación, el cual contiene la historia de la simulación (incluyendo los mensajes de error y diagnóstico), el segundo contiene todos los resultados de la simulación.

Además de todas las ventajas que ofrece el lenguaje de entrada utilizado por ASPEN, la introducción de los datos y el manejo de resultados también puede ser manejada utilizando un sistema llamado "Model Manager". Este cuenta con la capacidad del manejo de gráficos además de un sistema experto que guía al usuario a través de los pasos necesarios para completar la simulación.

Las fuentes de información acerca del uso del sistema se encuentran organizadas en diferentes manuales (incluyendo todos los niveles de usuarios). A continuación se citan los principales manuales con una descripción corta de su contenido.

- Model Manager and ASPEN PLUS, Installation and Reference explica la configuración del sistema y la instalación del simulador en una PC o estación de trabajo.

- ASPEN PLUS Introductory Manual, y ASPEN PLUS User Guide, contienen toda la información necesaria para la utilización de ASPEN PLUS en el modelado de procesos que contienen operaciones líquido - vapor típicas de la Industria Química y del Petróleo.

- ASPEN PLUS Interactive Simulation, contiene una guía completa de las habilidades de la simulación interactiva en ASPEN PLUS.

- ASPEN PLUS Electrolytes Manual, describe el uso de ASPEN PLUS para la representación de sistemas que contienen electrolitos en solución acuosa y no acuosa.

- ASPEN PLUS Solids Manual, es el complemento de la guía del usuario, describe el uso de corrientes y operaciones cuando en el proceso están presentes sólidos o componentes no convencionales.

- ASPEN PLUS Guide to Physical Properties, está dirigido a usuarios avanzados, es una guía completa acerca del uso de las habilidades del sistema de cálculo de propiedades.

- ASPEN PLUS Streams Libraries and Insert Libraries, explica como utilizar librerías para almacenar información entre distintas corridas.

- ASPEN PLUS Notes on interfaces and User Models, es una guía que explica como construir y utilizar modelos y subrutinas creados por el usuario.

- ASPEN PLUS Column Design and Rating, explica el uso y el manejo de la habilidades en el diseño y análisis de columnas empacadas y de platos.

- ASPEN PLUS Data Regression Manual, es una guía completa del manejo del sistema de regresión de datos, incluye parámetros recomendados para problemas de regresión comunes.

CAPITULO CUATRO
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

I.- INTRODUCCIÓN:

La planta Tratadora y fraccionadora de hidrocarburos (unidad U-600) se encuentra incluida dentro de la refinería Miguel Hidalgo. La refinería Miguel Hidalgo, tiene una capacidad nominal de proceso de 315 mil barriles por día de petróleo crudo, siendo su función obtener productos comerciales de gran demanda, como lo son: gas licuado, gasolina, turbosina, diáfano, diesel especial y nacional, combustóleo, azufre y productos especiales como son : gas solvente, gas nafta, hexano, heptano y aceite decantado, también se utilizan algunos subproductos para uso interno como son: hidrógeno, gas combustible, propileno, butano - butileno, isobutano e isopentano.

Para la elaboración de sus productos la refinería cuenta actualmente con diez plantas de proceso:

- 1.- Planta de Destilación combinada.
- 2.- Planta Reductora de viscosidad.
- 3.- Planta de Desintegración catalítica.
- 4.- Planta de Hidrodesulfuración de gasolina.
- 5.- Planta Reformadora de gasolinas.
- 6.- **Planta Tratadora y fraccionadora de hidrocarburos .**
- 7.- Planta Hidrodesulfuradora de destilados intermedios.
- 8.- Planta de Destilación atmosférica número dos.
- 9.- Planta de Destilación al vacío número dos.
- 10.- Plantas Estabilizadoras de gasolina uno y dos.

La refinería esta dividida en siete sectores, los sectores que agrupan las plantas de proceso son el I, II, III y VII.

Por su relación con la planta Tratadora y fraccionadora de hidrocarburos ligeros y pesados los sectores II y III tienen gran importancia. En el sector I se encuentran incluidas la planta de Desintegración catalítica, la planta de Azufre y las plantas de Aguas amargas uno y dos. El sector III está compuesto por la planta Hidrodesulfuradora de Naftas (unidad U-400), Reformadora de Naftas (U-500), *planta Tratadora y fraccionadora de hidrocarburos ligeros y pesados* y las plantas Hidrodesulfuradora de destilados intermedios (U-700 y U-800).

Las plantas incluidas en el sector III tienen como objetivo principal la eliminación de compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno de diversas corrientes de proceso :

Individualmente la planta Hidrodesulfuradora de naftas U-400, tiene como objetivo preparar la carga a la planta de reformación catalítica mediante la eliminación de azufre, nitrógeno y oxígeno de las naftas provenientes de las plantas de destilación primaria. Las plantas Hidrodesulfuradoras de destilados intermedios U-700 y U-800 eliminan por medio de una hidrogenación catalítica los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloro, metales y olefinas contenidos en turbosinas, kerosinas y diesel.

Por último la *planta Tratadora y fraccionadora de hidrocarburos ligeros y pesados* divide sus objetivos en dos secciones: Para la sección de fraccionamiento se busca separar por destilación fraccionada los hidrocarburos procedentes de la torre desbutanizadora de la planta Hidrodesulfuradora de naftas y los hidrocarburos de la torre estabilizadora de la planta reformadora de naftas. Para la sección de tratamiento es eliminar el ácido sulfhídrico de los hidrocarburos procedentes de las tres plantas Hidrodesulfuradoras.

II.- PROCESOS EXISTENTES

Debido a que las secciones de recuperación de hidrocarburos (ligeros y pesados) consisten solamente de etapas de separación sucesivas, los procesos existentes se limitan a considerar únicamente diferentes secuencias de separación, manteniendo todas las operaciones unitarias básicas (destilación, separación, condensación y evaporación), por lo que únicamente se mencionaran los principales procesos de endulzamiento de hidrocarburos.

Procesos de endulzamiento:

Los procesos de endulzamiento de gases y líquidos son aquellos que se aplican con el propósito de eliminar o disminuir el contenido de compuestos ácidos de una corriente de proceso, con el fin de evitar o minimizar problemas como:

- a).- Corrosión en equipos de proceso o almacenamiento y en líneas de transporte.
- b).- Envenenamiento y/o desactivación de catalizadores.
- c).- Baja calidad del producto o especificaciones fuera de normas.

Los procesos para eliminar gases ácidos de una corriente de hidrocarburos son muy numerosos, en términos generales pueden ser clasificados de acuerdo a la forma en que efectúan la eliminación y a el medio que utilizan como adsorbente o absorbente. Casi todos operan en la misma forma : mediante absorción física y/o química de dichos gases por medio de productos químicos o sólidos.

El primer gran grupo está compuesto por procesos que utilizan como absorbente un solvente orgánico, en este grupo tienen gran importancia las alcanolaminas (MEA, DEA, TEA y DGA). Otro grupo también importante lo forman los procesos que operan con sales inorgánicas. Y finalmente el último grupo de procesos lo forman aquellos que eliminan los gases ácidos mediante adsorción física.

Los procesos que componen a cada grupo son mencionados a continuación:

a).- Absorción con solventes orgánicos

Adip	Estasolvan
Fluor	Purisol
Selexol	Strettford
Sulfinol	

- Absorción con alcanolaminas

DGA	(diglicol amina)
MEA	(mono etanol amina)
DEA	(di etanol amina)
TEA	(tri etanol amina)
SNPA- DEA	

b).- Absorción con sales inorgánicas

Amoniaco	Benfield
Carbonato de potasio caliente	Catacarb
Gianmarco Vetrocoke	(CO ₂ y H ₂ S)

c).- Adsorción física

Mallas moleculares
Carbón activado

El primer grupo se caracteriza por absorber los gases ácidos física o químicamente utilizando disolventes orgánicos. que más tarde son regenerados y reutilizados, la regeneración de disolventes puede ser mediante destilación o mediante etapas sucesivas de expansión, esto con el fin de eliminar el gas ácido absorbido.

Los procesos que manejan sales inorgánicas realizan la absorción de los gases ácidos vía reacción química de estos con soluciones de las sales inorgánicas, la solución es regenerada más tarde en una columna de destilación donde los gases ácidos son desorbidos.

Los factores principales que intervienen en la selección y operación de cualquiera de los procesos mencionados son los siguientes:

a).- Naturaleza del medio absorbente

El medio absorbente debe tener en mayor o menor grado las siguientes características:

- Alta solubilidad de los gases ácidos.
- Baja solubilidad de los otros componentes gaseoso y líquidos.
- Reversibilidad en la reacción disolvente - gas, ya sea por reducción de presiones o por calentamiento.
- Selectividad para la remoción.
- Baja presión de vapor.
- Bajo punto de congelación.
- Estabilidad química.
- Bajo grado de corrosión.

b).- Naturaleza del gas a tratar:

En términos de composición, presión y temperatura.

c).- Requerimientos de los productos a obtener.

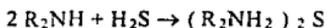
En términos de composición, presión y temperatura.

La sección de endulzamiento de gas de la planta tratadora y fraccionadora de hidrocarburos utiliza como medio absorbente una solución de dietanol amina (DEA) con una concentración de 20 % en peso.

En general los procesos de endulzamiento de hidrocarburos con soluciones de etanol aminas se utilizan cuando se requiere una remoción de gases ácidos elevada (de aproximadamente 50 ppm. de H₂S y 300 ppm. de CO₂ en los hidrocarburos dulces).

La remoción de los gases ácidos se realiza mediante una reacción reversible de los gases ácidos (ácido débil) con la DEA (base débil) para formar una sal soluble en agua. La naturaleza reversible de estas reacciones permite la regeneración de la solución de la etanol amina.

Las reacciones principales que se llevan a cabo en el endulzamiento de hidrocarburos con soluciones de DEA son:



A temperaturas bajas las reacciones se desplazan hacia la derecha, y a temperaturas altas a la izquierda, por lo que si la solución de DEA se pone en contacto con el gas amargo a una temperatura que va de 27 °C a 38 °C los gases ácidos se absorberán. Si a ésta solución se le suministra calor y la temperatura se aumenta de 115 °C a 121 °C la reacción se hace reversible.

La utilización de soluciones de DEA tiene la ventaja de que es posible eliminar H₂S y CO₂ simultáneamente, además de que la DEA tiene una presión de vapor menor que otras etanol aminas lo que reduce la pérdida de solución por evaporación. (DEA p° 5 mmHg, MEA p° 6 mmHg)

III.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO:

La planta tratadora y fraccionadora de hidrocarburos ligeros y pasados está dividida en tres secciones :

- Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros.
- Sección de recuperación de hidrocarburos pesados.
- Sección de endulzamiento de hidrocarburos.

a).-Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros:

El objetivo principal de esta sección, es obtener propano, n-butano e isobutano, a partir de una carga combinada de hidrocarburos provenientes de la sección de endulzamiento y de los domos de la columna preestabilizadora de la planta reformadora de naftas.

La carga combinada se alimenta a la torre fraccionadora DA-604, donde se obtiene como productos una mezcla de butanos e isobutanos por el fondo y ya que la torre cuenta con condensador parcial el producto del domo es una mezcla de metano, etano, propano e hidrógeno dividida en un porción de vapor y otra de líquido.

El producto del fondo del separador DA-604 es alimentado a la torre fraccionadora DA-606 donde se obtienen como productos isobutano y n-butano por parte del domo y fondo de la torre respectivamente. Los productos de este separador son enfriados en intercambiadores de calor que utilizan agua de enfriamiento antes de ser enviados al límite de baterías.

La porción líquida del producto del domo de DA-604 se introduce en la torre DA-605, en la que se obtienen como productos propano por el fondo y una mezcla de hidrógeno, metano, etano en forma de vapor por el domo, la que es mezclada con la fracción de vapor del domo de DA-604 y mandada al límite de baterías como gas combustible. El propano obtenido por el fondo del separador es enfriado utilizando agua de enfriamiento y mandado al límite de baterías.

b).-Sección de recuperación de hidrocarburos pesados:

Esta sección esta compuesta de tres separadores. El primer separador DA-607 es alimentado con el producto de domos de la torre deisohexanizadora DA-402 de la planta hidrosulfuradora de naftas, la alimentación consiste de una mezcla de butano, isobutano, pentano, isopentano, hexano e isohexano, el objetivo de este separador es obtener una mezcla de butano, isobutano e isopentano por la parte superior de la torre, mientras que por el fondo se obtienen la mezcla restante de pentano, hexano e isohexano. Ambos productos son enfriados utilizando agua de enfriamiento antes de ser mandados al límite de baterías.

Los dos últimos fraccionadores DA-608 y DA-609 son alimentados con corrientes provenientes de las dos plantas hidrosulfuradoras de destilados intermedios, la corriente de alimentación consiste de turbosina (proveniente de U-700) o de gasóleo (proveniente de U-800) provenientes de los separadores principales de dichas plantas, su objetivo es agotar la corriente de alimentación, de tal forma que se obtenga como producto de fondos turbosina o gasóleo agotados y gas nafta por los domos. De igual forma los productos de estos separadores son enfriados antes de ser mandados al límite de baterías.

c).-Sección de endulzamiento de hidrocarburos:

Esta sección consiste fundamentalmente de tres operaciones básicas:

a).-El endulzamiento de gas ácido proveniente de la planta hidrosulfuradora de naftas y de las dos plantas hidrosulfuradoras de destilados intermedios.

b).- La remoción del gas ácido disuelto en los hidrocarburos líquidos provenientes del domo de la torre DA-401 de la planta hidrosulfuradora de naftas.

c).- Por último la regeneración de la solución de absorbente, eliminando con esto el gas ácido removido de las corrientes de hidrocarburos.

La sección de endulzamiento utiliza una solución de dietanol amina (DEA) al 20% en peso como absorbente (como ya hemos mencionado el mecanismo de absorción incluye una reacción química entre el medio absorbente y el gas ácido).

De esta forma las tres operaciones antes mencionadas pueden ser resumidas en dos etapas, la primera implica la reacción y consecuente absorción de los gases ácidos con el medio absorbente, y finalmente el agotamiento de la solución para eliminar los gases ácidos absorbidos.

En el esquema de proceso el gas ácido proveniente de las plantas hidrodesulfuradoras es pasado en sentido ascendente a través del absorbedor DA-601, en contacto a contracorriente con la solución de DEA. El gas abandona el equipo por el domo y es mandado al límite de baterías.

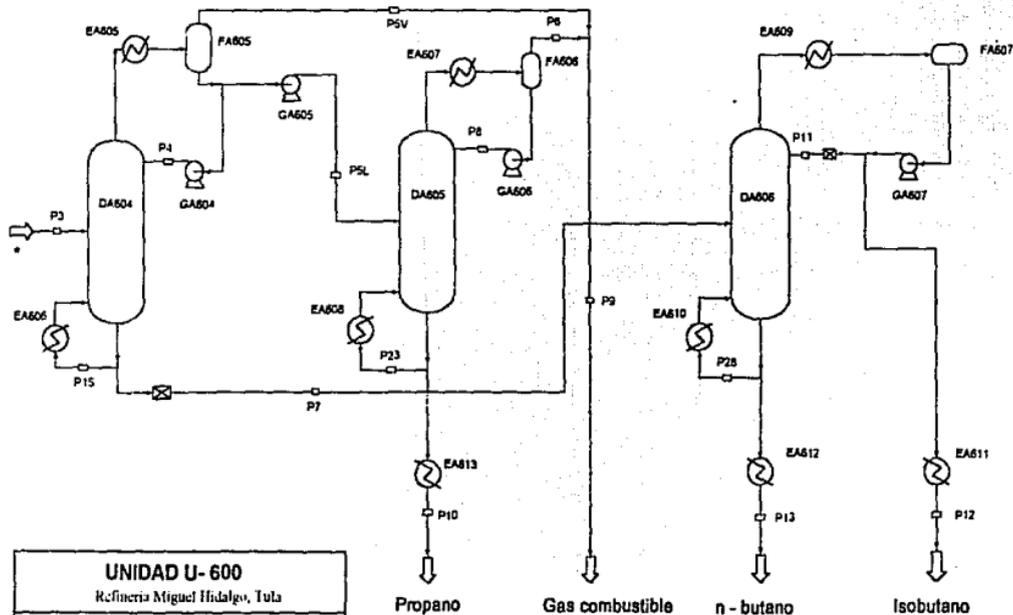
Por otro lado los hidrocarburos líquidos de parte de la planta hidrodesulfuradora de naftas son puestos en contacto a contracorriente con la solución de DEA en el extractor DA-602 abandonando el equipo por el domo, esta corriente es enviada directamente a la sección de fraccionamiento de hidrocarburos ligeros.

Las porciones de solución de DEA rica en gases ácidos que abandonan los equipos DA-601 y DA-602 son mezcladas y mas tarde se calientan por intercambio de calor con la solución de DEA pobre en gases ácidos. La solución rica así calentada es alimentada a la columna de desorción DA-603 en donde se regenera y sale por el fondo.

La solución de DEA regenerada después de intercambiar calor con la solución rica es enfriada utilizando agua de enfriamiento y es mandada nuevamente al absorbedor y al extractor completando el ciclo.

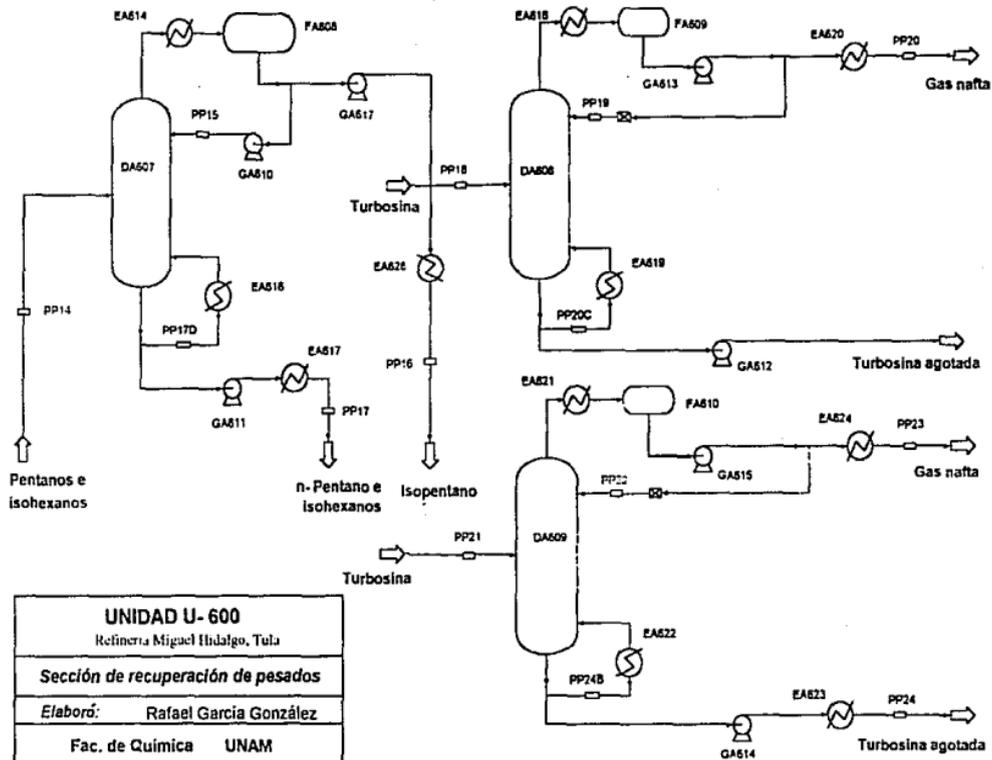
El vapor de agua y los gases ácidos desorbidos es lo que sale por la parte superior de la torre, esta corriente se enfría para condensar el agua , que se separa así de la corriente gaseosa. los gases ácidos se envían hacia la planta recuperadora de azufre, mientras que el agua se regresa a la torre como reflujo para evitar la concentración progresiva de la solución de DEA. El calor requerido para la desorción se proporciona mediante un rehervidor de vapor.

Los diagramas de flujo de las tres secciones de la planta tratadora y fraccionadora de hidrocarburos aparecen a continuación:



UNIDAD U-600
Refinería Miguel Hidalgo, Tula
<i>Sección de recuperación de ligeros</i>
Elaboró: Rafael García González
Fac. de Química UNAM

* La alimentación consiste de una mezcla de hidrocarburos provenientes de la sección de tratamiento y de la planta reformadora



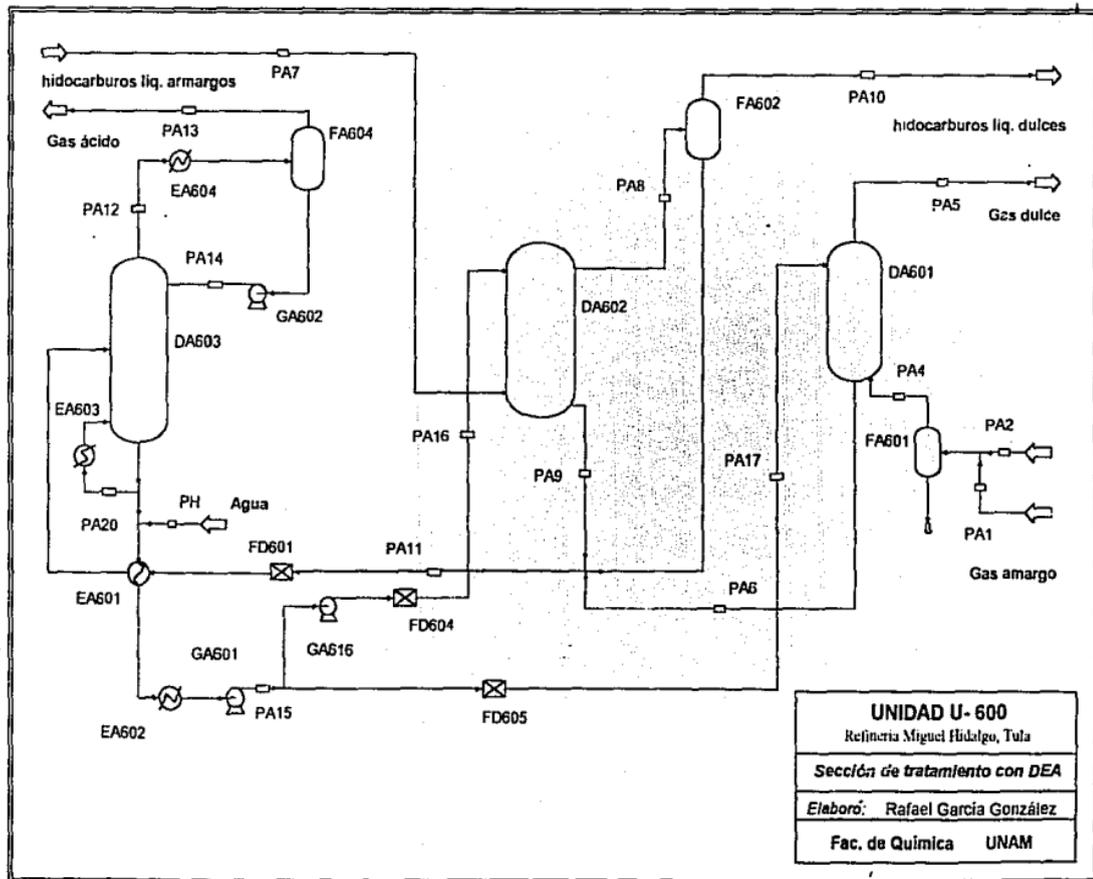
UNIDAD U-600

Refinería Miguel Hidalgo, Tula

Sección de recuperación de pesados

Elaboró: Rafael García González

Fac. de Química UNAM



CAPITULO CINCO
SIMULACIÓN DE LA PLANTA
TRATADORA Y FRACCIONADORA
DE HIDROCARBUROS

I.- PASOS SEGUIDOS EN LA SIMULACIÓN DEL PROCESO:

Los pasos requeridos para llevar a cabo la simulación de un proceso pueden ser resumidos en la siguiente lista, y aunque probablemente corresponde a el orden lógico en que estas actividades deben ser realizadas, no es necesario llevarlas a cabo secuencialmente. Esto debido a la estructura del lenguaje de entrada manejado por ASPEN PLUS.

- a).- Selección de unidades de trabajo.
- b).- Especificación y caracterización de los componentes presentes en el sistema.
- c).- Definición del modelo de cálculo de propiedades termofísicas del sistema
- d).- Partición del proceso en bloques unitarios y asignación de un modelo para cada operación.
- e).- Especificación de las condiciones de operación
- f).- Definir las características de las corrientes de alimentación al proceso.
- g).- Definición y asignación de valores a las corrientes de corte del sistema.
- h).- Definición de los métodos de convergencia.
- i).- Especificación de la secuencia de cálculo.
- j).- Plantear análisis de sensibilidad.

Adicionalmente y dependiendo de la necesidades de la simulación, es posible la modificación del tiempo disponible para la simulación, el número de iteraciones de cada módulo o del proceso global, el número y tipo de mensajes que se generan, crear gráficas de los patrones de convergencia de las corrientes de corte y las especificaciones de diseño, escalar el balance de materia y energía a una base dada y plantear casos de optimización.

a).-La selección del sistema de unidades:

Consiste en elegir el sistema que se utilizará para especificar las variables de entrada y el sistema en el que se desea obtener los resultados . En nuestro caso ASPEN cuenta con varias alternativas, que pueden ser especificadas por separado o conjuntamente:

- Es posible seleccionar diferente sistema de unidades para las variables de entrada y el reporte de resultados.
- Es permitido elegir un conjunto o sistema de unidades global y simultáneamente redefinir una o mas variables dentro de otro sistema.
- Se pueden especificar diferentes unidades en cada operación unitaria.
- Es posible definir paquetes de unidades propios.

En el caso de la simulación de la se eligió tener un sistema de unidades global, que incluyera las variables de entrada y salida del proceso sin permitir cambios en una o mas variables.

El sistema elegido fue el ingles, ya que toda la información disponible se encuentra en estas unidades lo que facilitó la contrastación directa de los valores reales y los resultados de la simulación.

b).- Especificación y caracterización de los componentes:

En esta parte se tiene que revisar que todos los componentes que participan en la simulación estén contenidos en el banco de datos del sistema, de lo contrario se requiere introducir todos los parámetros necesarios para su caracterización o utilizar los métodos ya existentes en el sistema para el cálculo de estos (esto para el cálculo de las propiedades de componentes no convencionales o pseudocomponentes).

Como la planta esta compuesta por tres secciones diferentes, la especificación de los componentes fue hecha en tres partes:

- Para las secciones de recuperación de hidrocarburos ligeros y tratamiento con dietanol amina. en las que están presentes solamente hidrocarburos desde metano hasta octano, hidrogeno, ácido sulfhídrico , agua y dietanol amina no se encontró gran problema, dado que las propiedades de todos estos componentes están contenidas en los bancos de datos ASPENPCD y DIPRPCD, quedando clasificados todos ellos como componentes convencionales.

Los componentes convencionales son los que típicamente están considerados en todos los simuladores comerciales, ellos son utilizados para representar a compuestos puros o pseudocomponentes que pueden ser caracterizados en términos de propiedades de compuestos puros.

- En la sección de recuperación de hidrocarburos pesados , no fue posible caracterizar a las corrientes de alimentación al proceso con componentes convencionales, ya que la carga a los dos últimos separadores está reportada como turbosina proveniente de las plantas hidrodesulfuradoras de destilados intermedios.

La caracterización se hizo mediante una curva de destilación TBP (ASTM D86) utilizando el método de estimación de propiedades de pseudocomponentes, además fue necesario ajustar varias veces las condiciones de la curva de destilación, hasta que se consiguió tener una mezcla que representara lo suficientemente bien a la turbosina presente en el proceso.

c).- Definición de los modelos de cálculo de propiedades termofísicas:

Como ya mencionamos, los modelos de cálculo de propiedades adquieren gran importancia debido a la influencia que tienen sobre los resultados de la simulación. Su selección es fundamental ya que durante la utilización de un sistema de simulación comúnmente no se tienen indicadores de la sensibilidad del proceso a los diferentes modelos de propiedades o parámetros utilizados. Como consecuencia algunas veces no es posible reconocer cuales operaciones presentarían dificultades en su simulación.

En la simulación de la planta, la selección de los modelos de cálculo de propiedades se hizo en términos de:

- El tipo de componentes y mezclas presentes en el sistema.
- El tipo de operaciones unitarias presentes.

Para las secciones de recuperación donde se manejan mezclas de hidrocarburos (componentes no polares), se encontró que las ecuaciones de Peng - Robinson y Redlich - Kwong - Soave son las más apropiadas para el cálculo de las propiedades. Se realizaron varias simulaciones y se obtuvo que la ecuación de Peng - Robinson es la que representa mejor al sistema, obteniéndose resultados más apegados a los datos reales.

En la sección de tratamiento se encuentra presente una mezcla de hidrocarburos (líquidos y gaseosos), ácido sulfhídrico y una solución acuosa de dietanol amina, además de tener mayor variedad en el tipo de operaciones unitarias (absorción, extracción líquido - líquido, destilación y separaciones flash de tres fases).

Al hacer la simulación de esta sección fue necesario utilizar varias ecuaciones de estado para lograr representar a cada operación, de esta forma, para la operación de endulzamiento de

gas se utilizó una ecuación especialmente diseñada para estos sistemas (denominada AMINES), lo que llevo a obtener resultados muy cercanos a los reales en esta operación.

En la sección de endulzamiento de hidrocarburos líquidos, después de probar varios modelos se eligió la ecuación de Redlich - Kwong utilizando además el método modificado de UNIFAC para el cálculo de los coeficientes de actividad y el equilibrio líquido-líquido.

Para la recuperación de la DEA realizada en una columna de destilación, se encontraron varios problemas, ya que las concentraciones de dietanol amina a lo largo de la columna son extremas; en el domo son pequeñas, mientras que en el fondo son muy grandes.

Después de probar varios modelos se eligió la ecuación de Redlich - Kwong, utilizando el modelo de NTRL para el cálculo de los coeficientes de actividad en la fase líquida.

Por último en las operaciones en las que la concentración de dietanol amina es muy baja y sólo se encuentra presente ácido sulfhídrico y agua se utilizó la ecuación de Peng - Robinson.

d).- Partición del proceso en bloques y asignación de modelos para cada operación:

Esta actividad se lleva a cabo tomando como base el diagrama de flujo de proceso, con el fin de transformarlo en un diagrama de simulación. Es en este diagrama donde se reconocen las operaciones a realizarse y se asignan los modelos que se utilizarán para la simulación.

- En la primera etapa se considero a el proceso compuesto por equipos globales, es decir, al construir el diagrama de simulación varios equipos fueron simulados utilizando un solo módulo. Este fue el caso de las torres de destilación, en donde se consideró que los condensadores, rehervidores,divisores y bombas de alimentación son una sola entidad.

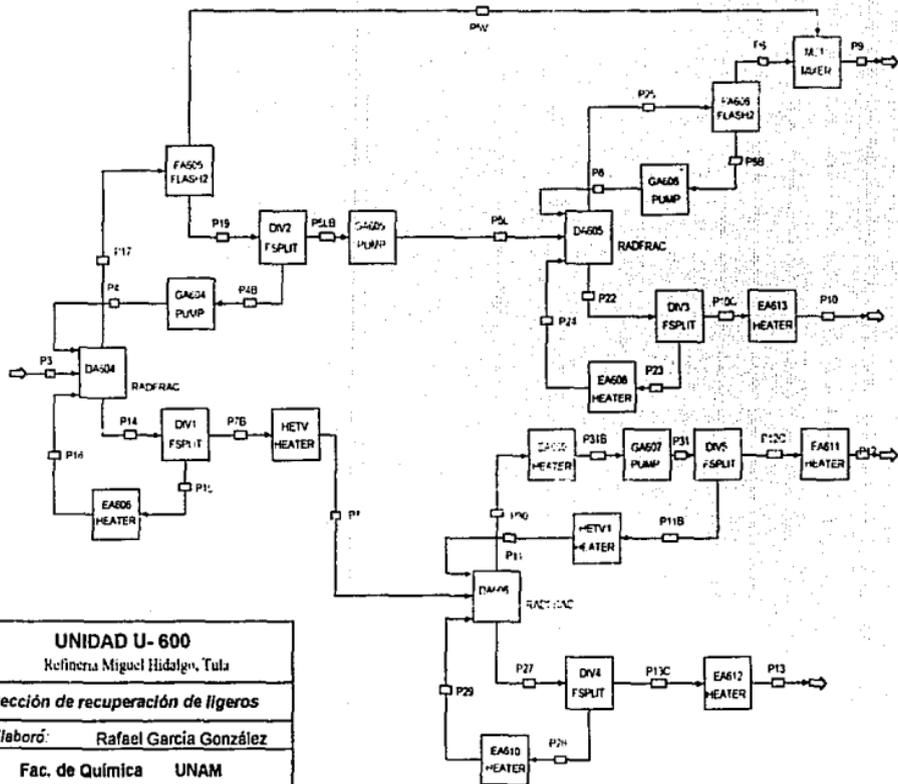
El considerar equipos globales tiene como consecuencia que el diagrama de simulación sea pequeño, lo que en nuestro caso eliminó algunos ciclos de recirculación, por lo que, la convergencia del proceso se alcanza rápidamente.

- Posteriormente utilizando los resultados obtenidos en la primera etapa se procedió a generar un nuevo diagrama de simulación, esta vez considerando al proceso compuesto por operaciones unitarias individuales, con el objetivo de representar el proceso apropiadamente.

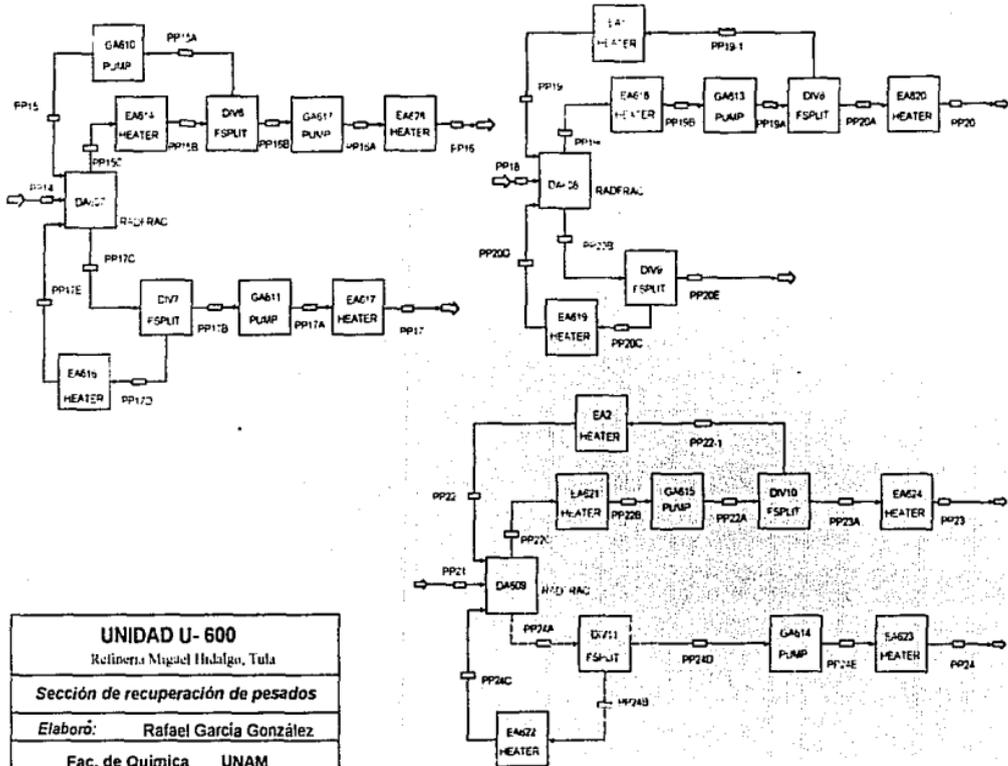
La convergencia de las corrientes de recirculación se llevo a cabo utilizando como estimados iniciales los resultados obtenidos en la primera etapa, lo que provocó que el tiempo requerido fuera menor al que se hubiera utilizado sin haber tenido buenos estimados.

Los módulos utilizados para la simulación y las operaciones que representan aparecen a continuación:

MODULO	OPERACIÓN
HEATER	Calentadores, enfriadores, condensadores, rehervidores y válvulas.
HEATX	Cambiadores de calor de proceso.
MIXER	Mezcladores estáticos de corrientes.
FSPLIT	Divisor de corrientes.
PUMP	Bombas centrifugas.
FLASH2	Tanques flash de dos fases
FLASH3	Tanques flash de tres fases
RADFRAC	Torres de destilación multicomponentes.
ABSTR	Absorbedores.
EXTRAC	Extracción líquido - líquido.



UNIDAD U-600	
Refinería Miguel Hidalgo, Tula	
<i>Sección de recuperación de ligeros</i>	
<i>Elaboró:</i>	Rafael García González
Fac. de Química	UNAM



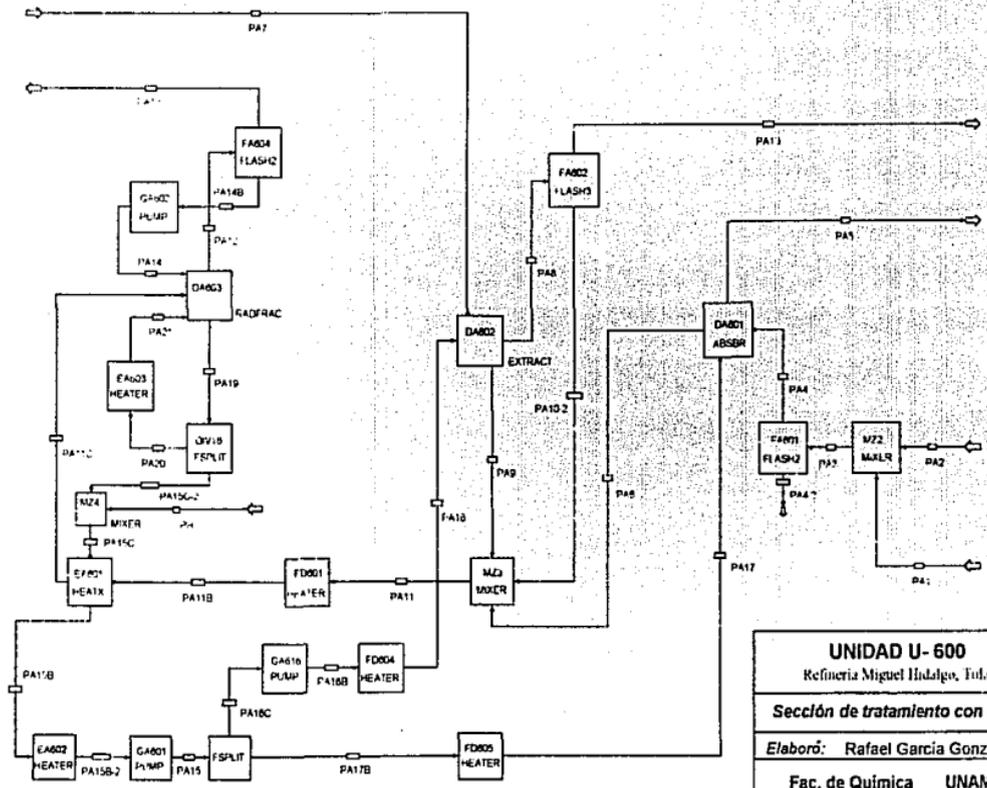
UNIDAD U- 600

Refinería Miguel Hidalgo, Tula

Sección de recuperación de pesados

Elaboró: Rafael García González.

Fac. de Química UNAM



UNIDAD U-600 Refinería Miguel Hidalgo, Toluca
Sección de tratamiento con DEA
Elaboró: Rafael García González
Fac. de Química UNAM

e).- Especificar las condiciones de operación.

En esta parte se debe definir cuales grupos de variables se van a especificar en las diferentes operaciones unitarias. El número de variables (grados de libertad) que se tienen que especificar dependen del tipo de operación de que se trate .

Los grados de libertad de una cierta operación pueden ser satisfechos mediante varias combinaciones de variables, lo que introduce el problema de encontrar la combinación que lleve a la mejor representación de la operación.

En la simulación de la planta la asignación de grados de libertad se hizo tomando como base las siguientes combinaciones :

MODULO	OPERACIÓN	VARIABLES ESPECIFICADAS
- HEATER	-Calentamiento y enfriamiento	Temperatura y presión de salida
	-Condensación evaporación	Presión y fracción de vapor de la salida o presión y temperatura de salida.
- HEATX	-Intercambio de calor	Presiones y temperaturas de salida o presiones y fracciones de vapor.
- MIXER	-Mezclado	Presión de mezclado.
- FSPLIT	-División de	Presión de salida.
- PUMP	-Bombeo	Presión de descarga.
- FLAS2, FLASH3	- Separación	Presión y fracción de vapor de salida
- RADFRAC	- Destilación	- Perfil de presiones y temperaturas, relación de reflujo y flujo de fondo, (para el caso de operaciones globales).
- RADFRAC, ABSBR EXTRAC.		- Perfil de presiones y temperaturas y carga térmica del domo y del fondo. (considerando un solo equipo).

f).- Definir las características de las corrientes de alimentación al proceso:

En general una corriente puede estar compuesta por una o más fases (vapor, líquido y/o sólido), y sus condiciones pueden ser establecidas a partir de la operación que da origen a dicha corriente. (presión y temperatura o presión y entalpia)

Para la caracterización de una corriente ASPEN PLUS cuenta con dos tipos de componentes, convencionales y no convencionales, con los que es posible caracterizar todo el amplio rango de componentes presentes en los procesos químicos.

En ASPEN PLUS las corrientes son subdivididas en una o mas subcorrientes, cada una de las cuales representa a una porción de la corriente que debe ser tratada en forma especial por los diferentes módulos. (por ejemplo, una corriente en la que esta presente un material inerte, este debe ser tratado separadamente con respecto a los componentes que están en equilibrio).

Existen tres tipos de subcorrientes; cada uno de los cuales debe de ser tratado en forma diferente por los módulos y/o representar el flujo de materia en formas diferentes.

El primer tipo es denominado MIXED, y sirve para representar el flujo de vapor, líquido, sólido o cualquier número de fases en equilibrio, lo que tiene como consecuencia que solo sea utilizada para definir a corrientes con componentes convencionales, dado que no dispone de fugacidades de componentes no convencionales.

El segundo tipo es llamado NC y representa el flujo de componentes no convencionales, estos son considerados inertes con respecto de los cálculos del equilibrio, pero son incluidos en el balance de energía.

El tercer tipo es CISOLID. Su propósito es representar el flujo de componentes sólidos convencionales. En esta modalidad, los sólidos son considerados inertes en el cálculo del equilibrio de fases, no siendo así en los cálculos de equilibrio químico.

La especificación de las corrientes de alimentación y de corte del proceso fue realizada asignando valores a una de las siguientes combinaciones :

- Temperatura, presión, composición y flujo total de la corriente.
- Presión, fracción de vapor, composición y flujo total de la corriente.

g).- Definición y asignación de valores a las corrientes de corte.

Como ya mencionamos las corrientes de corte son aquellas que al ser especificadas convierten al sistema en acíclico.

En ASPEN la asignación de valores a las corrientes de corte se realiza de la misma forma que la especificación de valores a las corrientes de alimentación a proceso. Su selección puede hacerse de dos formas. La primera consiste en dejar que el simulador determine cuales corrientes son la mejor alternativa, y la segunda en especificarlas de acuerdo a preferencias propias (que pueden estar dictadas por la información disponible).

Las corrientes de corte de los ciclos de recirculación generados al subdividir las torres de destilación en los diferentes módulos que las componen fueron seleccionadas de forma que todas las alimentaciones a la torre estuvieran caracterizadas, es decir, se seleccionaron como corrientes de corte el reflujo de líquido por parte del condensador y el reflujo de vapor por parte del rehervidor.

La razón principal de esto es que se observó que los algoritmos de resolución de las torres de destilación son muy sensibles a los valores iniciales de dichas corrientes.

h).- Definición de los métodos de convergencia:

Como ya mencionamos ASPEN cuenta con varios métodos para implementar la convergencia de las corrientes de corte y las especificaciones de diseño por separado o simultáneamente.

La elección de los métodos de convergencia se hizo tomando en cuenta el número de componentes presentes en el proceso y la interrelación entre las corrientes de corte. los métodos que se consideraron fueron el método de Wegstein y el método de Broyden.

En nuestro caso la selección final se hizo tomando en cuenta también la secuencia de cálculo, ya que no solo es importante que un método sea capaz de converger un número determinado de corrientes de corte con un número de componentes dado, sino que además se pretende que el tiempo requerido para llegar a la convergencia sea lo menos posible.

i).- Especificación de la secuencia de cálculo:

Una vez que han sido asignadas las corrientes de corte el siguiente paso es la especificación de la secuencia de cálculo (Esta incluye el orden de resolución de los diferentes módulos y los ciclos de recirculación y de diseño). Como ya dijimos es determinante en el tiempo necesario para llegar a la convergencia.

Para determinar la secuencia de cálculo adecuada en conjunción con los métodos de convergencia seleccionados se generaron bloques de convergencia (un bloque de convergencia se genera a partir de una o varias corrientes de corte e incluye a todos los módulos que pertenecen a ese o esos ciclos de recirculación) dejando al simulador completar la secuencia global.

Las alternativas que se plantearon son las siguientes:

1).- Primero se generaron bloques que manejaran (en el caso de las corrientes de recirculación de las torres de destilación) las dos corrientes de corte simultáneamente.

2).- La segunda consistió en generar un bloque de convergencia para cada corriente de corte, lo que implica que también es necesario especificar el orden en el que se ejecuta cada bloque.

En el caso de una torre de destilación encontramos que existen dos bloques de convergencia (uno para el condensador y otro para la sección del rehervidor). Si consideramos a L1 como el bloque de convergencia generado por la corriente de corte del fondo, y a L2 al generado por la corriente de corte del domo, en la primera etapa se especificó la convergencia de L1 anterior a L2 y más tarde se asignó la convergencia de L2 anterior a L1 .

Se decidió utilizar el separador DA-606 de la sección de recuperación de hidrocarburos ligeros y realizar su simulación considerando las dos alternativas. Se generaron gráficas mostrando los perfiles de convergencia de cada uno de los siguientes casos.

- Considerando bloques globales:

- Método de Wegstein.

- Método de Broyden.

- Considerando bloques separados:

- L1, L2 método de Broyden.

- L2, L1 método de Broyden.

- L1, L2 método de Wegstein.

- L2, L1 método de Wegstein.

Como podemos observar en la figura 5.1, el asignar un solo bloque de convergencia para las dos corrientes de corte no funciono adecuadamente ya que al utilizar el método de Broyden o el de Wegstein no se alcanzó la convergencia, es más, se puede observar que en ambos casos los valores se alejan de la convergencia.

A partir de las gráficas de las figuras 5.2 a 5.5 , se puede observar que la convergencia del proceso se puede lograr rápidamente asignando un bloque de convergencia para cada corriente de corte. Como ya lo mencionamos en este caso adquiere importancia la secuencia con que estos bloques son ejecutados. Cabe mencionar que independientemente de la secuencia se tendrán dos ciclos de cálculo iterativos, uno para L1 y otro para L2.

Por ejemplo, en la figura 5.2 se eligió la secuencia L1 L2 lo que quiere decir que se comenzara el cálculo con L1 y en el momento en que este llegue a la convergencia se procederá a hacer la primera iteración de L2, en este punto como los nuevos valores dados por L2 afectan a L1 se tiene que calcular este nuevamente hasta que se llegue a la convergencia para calcular L2 otra vez. El cálculo se continua hasta que se logre la convergencia simultánea de L1 y L2.

De acuerdo a las gráficas se obtuvo que la secuencia y el método de convergencia adecuados para el sistema, consiste en generar bloques de convergencia individuales para cada corriente de corte y utilizar el método de Broyden para converger el bloque correspondiente al fondo anterior al del domo (L1 , L2).

Si recordamos, el lenguaje de entrada utilizado por ASPEN PLUS consiste de párrafos, líneas y datos individuales. Correspondiendo a estas jerarquías existen tres niveles de claves: primarias, secundarias y terciarias.

La codificación del proceso con la que se llevo a cabo la simulación aparece en el apendice A de este trabajo.

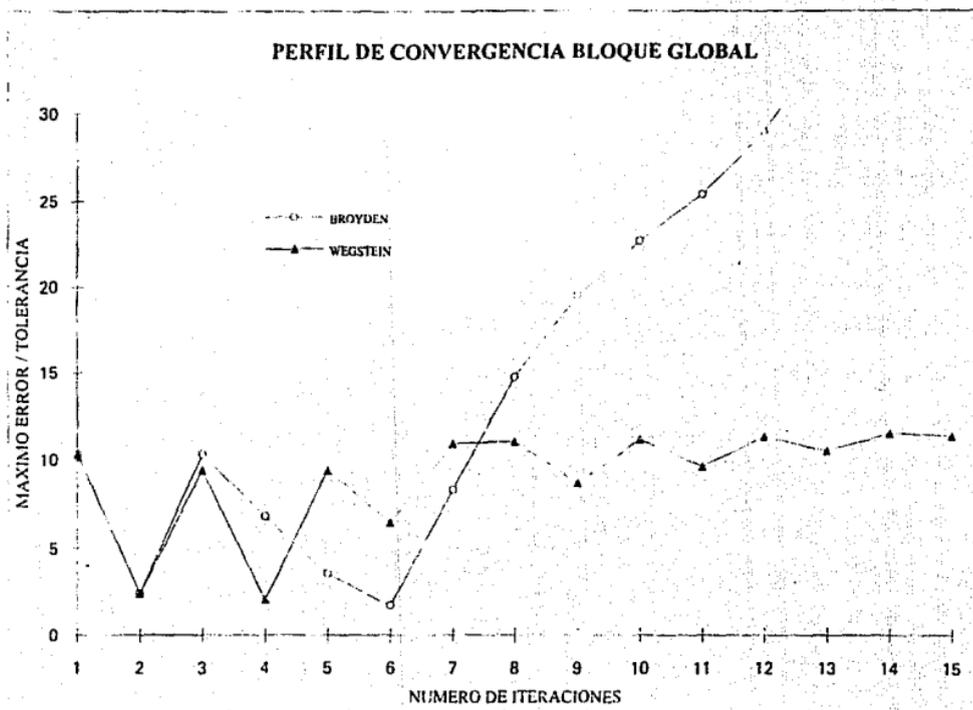


Figura 5.1.- Comparación entre los perfiles de convergencia considerando bloques de convergencia globales

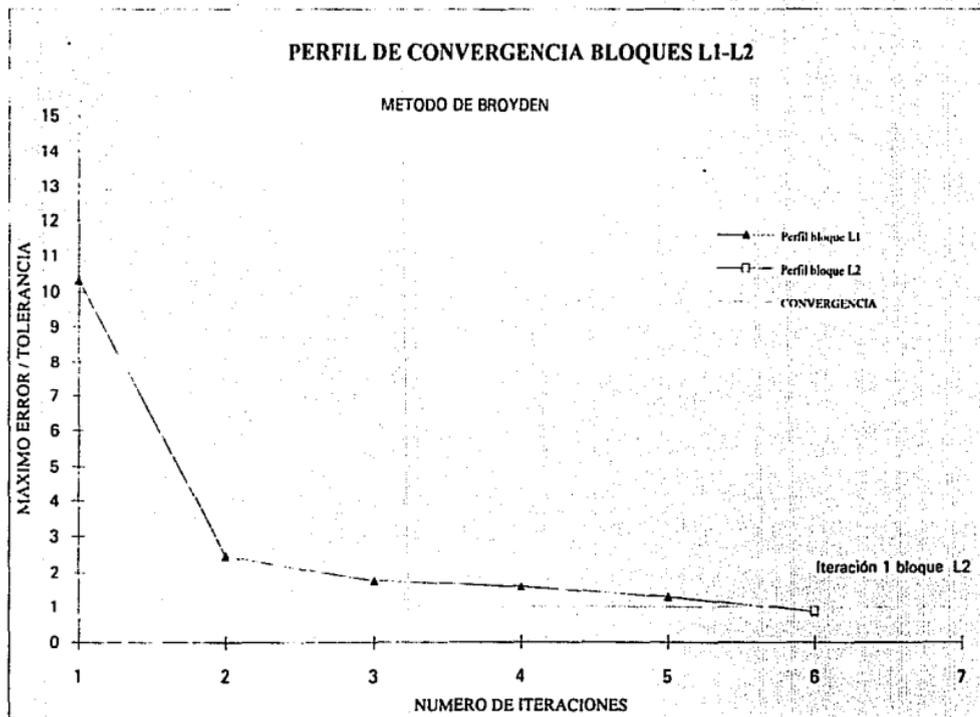


Figura 5.2.- Perfil de convergencia : Bloques separados (secuencia L1 - L2)

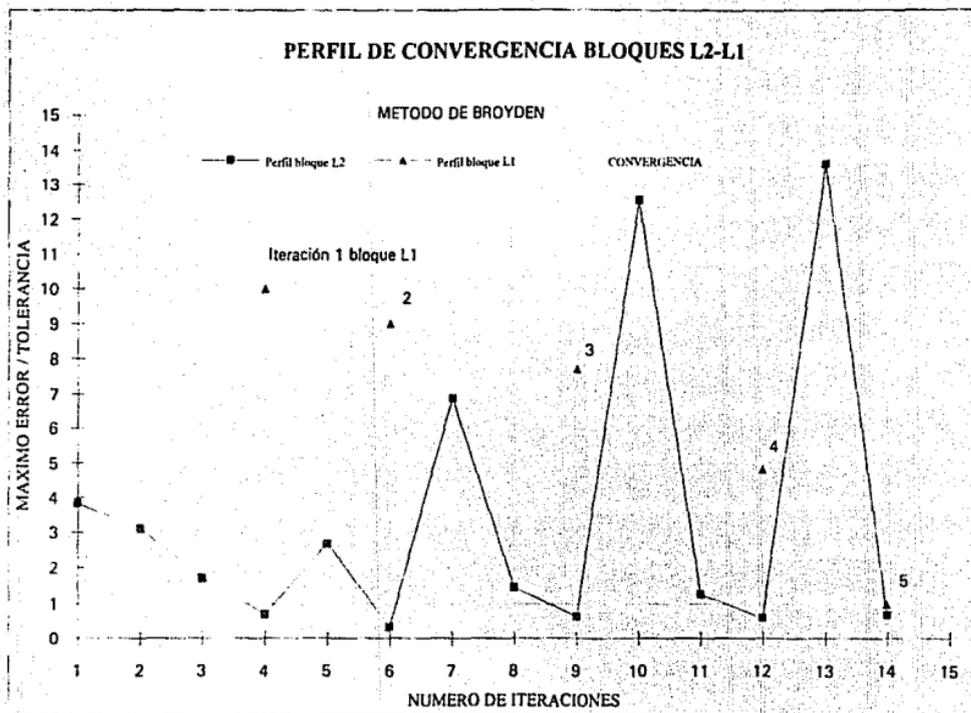


Figura 5.3.- Perfil de convergencia : bloques separados (secuencia L2 - L1)

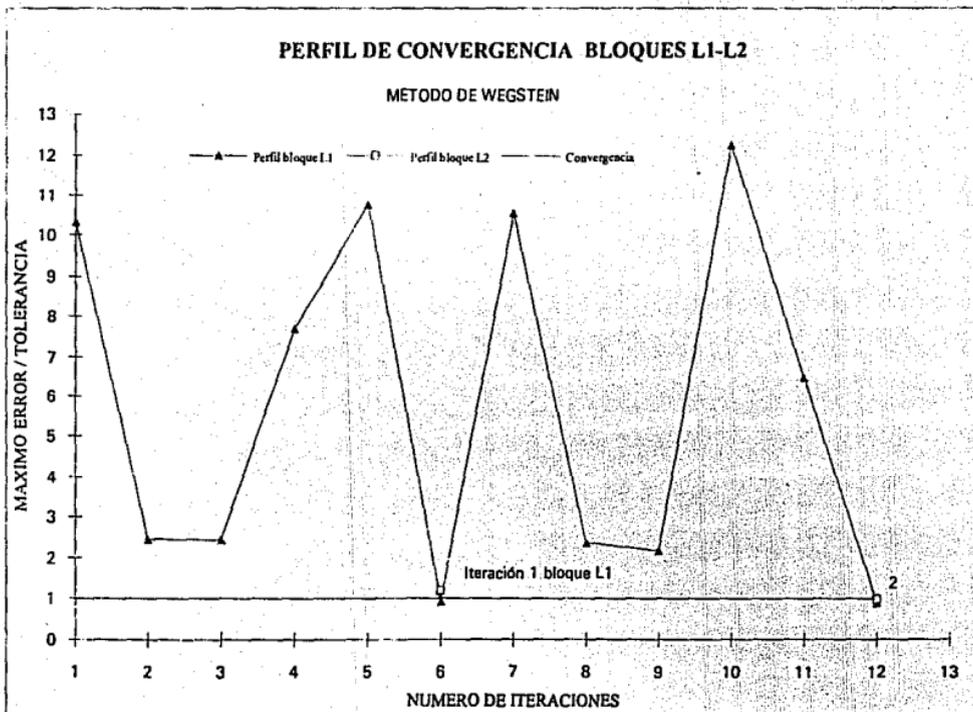


Figura 5.4.- Perfil de convergencia : bloques separados (secuencia L1 - L2)

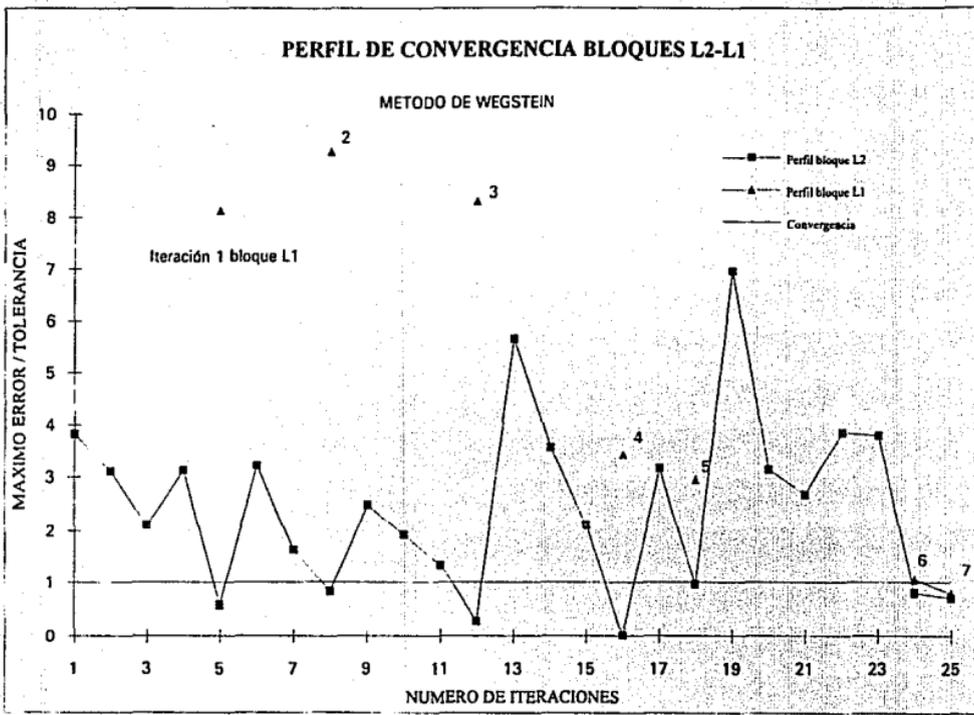


Figura 5.5.- Perfil de convergencia : bloques separados (secuencia L2 - L1)

II.-RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN:

En esta sección se presentan los resultados obtenidos en la simulación de la planta *Tratadora y fraccionadora de Hidrocarburos ligeros y pesados*. Los nombres de las corrientes, los módulos y sus interconexiones son los que corresponden al diagrama de bloques del inciso g de la sección anterior, a su vez, el diagrama de bloques utilizado representa todas las operaciones unitarias presentes en el diagrama de flujo de proceso que aparece en el capítulo cuatro.

En las tablas que aparecen a continuación se encuentran los valores de las corrientes reportadas en el diagrama de flujo de proceso, los valores calculados en la simulación y una comparación entre estos mostrando el error que se tiene.

Tabla 5.1.- Análisis de resultados de la simulación de la sección de recuperación de hidrocarburos ligeros

FLUJOS	CORRIENTE P4			CORRIENTE P5			CORRIENTE P6		
	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR
H2	3.73	5.7293	-	0.65	1.0004	-	0.65	1.0004	-
METANO	35.54	37.8499	6.499437	6.35	6.6089	4.077165	6.35	6.6086	4.072441
ETANO	354.83	358.3611	0.995153	62.34	62.5749	0.376805	55.52	53.0594	4.431916
PROPANO	887.24	877.1737	1.134563	155.01	153.1675	1.188633	43.9	45.5477	3.753303
I-BUTANO	22.59	27.2347	20.56087	3.94	4.7552	20.69036	0.38	0.5386	-
BUTANO	6.72	7.804	16.13095	1.18	1.3627	15.48305	0.06	0.1037	-
I-PENTANO	-	4.823-04	-	-	8.426-05	-	-	1.630-06	-
PENTANO	-	3.016-05	-	-	5.272-06	-	-	6.650-08	-
I-HEXANO	-	0	-	-	0	-	-	0	-
HEXANO	-	0	-	-	0	-	-	0	-
TOTAL	1310.65	1314.153	0.267302	229.47	229.47	0	106.86	106.8586	0.00131
TEMP	106	108.5638	2.418679	104	110.2794	6.037885	60	65.123	8.536333
PRES	450.3	450.3	0	501.3	501.3	0	81.3	81.3	0
PM	39.701	39.6544	0.117377	39.701	39.6544	0.117377	34.942	35.0874	0.416118

FLUJOS	CORRIENTE P7			CORRIENTE P8			CORRIENTE P9		
	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR
H2	-	4.607-12	-	0.02	6.555-02	-	2.61	2.6101	-
METANO	-	3.018-08	-	0.78	0.9788	-	10.6	10.6012	-
ETANO	-	2.213-03	-	19.17	19.3931	-	66.66	65.9683	-
PROPANO	4.74	5.654	19.2827	32.86	32.2347	1.902921	57.37	59.9574	4.510023
I-BUTANO	105.9	105.1226	0.734089	0.49	0.6161	25.73469	0.66	0.792	20
BUTANO	305.5	305.3904	0.035876	0.11	0.1406	27.81818	0.18	0.1629	9.5
I-PENTANO	12.88	12.8604	0.152174	-	3.636-06	-	-	3.659-06	-
PENTANO	4.24	4.2401	0.002358	-	1.704-07	-	-	1.739-07	-
ISOHEXANO	-	0	-	-	0	-	-	0	-
HEXANO	-	0	-	-	0	-	-	0	-
TOTAL	433.26	433.27	0.002308	53.43	53.429	0.001872	138.08	140.0922	1.457271
TEMP	154	157.0487	1.979675	117	120.6922	3.155726	60	65.123	8.538333
PRES	121.3	121.3	0	500.3	500.3	0	81.3	81.3	0
PM	58.521	58.4944	0.045454	38.792	38.6387	0.395185	34.397	34.6804	0.823909

	CORRIENTE P10			CORRIENTE P12			CORRIENTE P13		
	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR
FLUJOS									
H2	-	1.385-08	-	-	4.607-12	-	-	0	-
METANO	-	3.160-04	-	-	3.019-08	-	-	0	-
ETANO	6.82	9.5151	39.5176	-	2.214-03	-	-	1.201-19	-
PROPANO	111.11	107.6185	3.142381	4.74	5.6551	19.30591	-	2.988-07	-
I-BUTANO	3.56	4.2165	18.44944	91.62	93.7184	2.29033	14.35	11.4026	19.98175
BUTANO	1.12	1.259	12.41071	5.44	2.4242	-	299.7	302.6298	0.977578
I-PENTANO	-	8.264-05	-	-	3.910-14	-	12.88	12.8432	0.285714
PENTANO	-	5.206-06	-	-	6.714-18	-	4.24	4.2343	0.134434
ISOHEXANO	-	0	-	-	0	-	-	0	-
HEXANO	-	0	-	-	0	-	-	0	-
TOTAL	122.61	122.61	1.16E-14	101.8	101.8	0	331.07	331.11	0.012082
TEMP	100	100	0	100	100	0	100	100	0
PRES	261.3	261.3	0	121.3	121.3	0	101.3	101.3	0
PM	43.845	43.6348	0.479416	57.467	57.3441	0.213862	58.844	58.8474	0.005778

Tabla 5.2.- Análisis de resultados de la simulación de la sección de recuperación de hidrocarburos pesados

	CORRIENTE PP15			CORRIENTE PP16			CORRIENTE PP17		
	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR
FLUJOS									
PROPANO	0.69	0.7483	8.449275	0.05	0.05	0	-	-	-
I-BUTANO	20.09	20.0555	0.171727	1.34	1.34	0	-	-	-
BUTANO	238.62	238.1236	0.20803	15.91	15.911	0.006285	-	-	-
I-PENTANO	2837.77	2837.173	0.021041	189.18	189.5754	0.209007	14.27	13.8945	2.631395
PENTANO	213.93	214.9995	0.49993	14.26	14.3671	0.751052	249.54	249.422	0.047287
I-HEXANO	-	-	-	-	-	-	111.84	111.8358	-
HEXANO	-	-	-	-	-	-	63.16	63.1576	-
HEPTANO+	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	311.1	3311.1	964.3202	220.74	221.2438	0.228232	438.81	438.31	0.113945
TEMP	128	115.3323	9.896641	100	100	0	100	100	0
PRES	35.3	35.3	0	73.3	73.3	0	62.3	62.3	0
PM	71.044	71.0509	0.009712	71.044	71.0509	0.009712	77.74	77.7512	0.014107

	CORRIENTE PP19			CORRIENTE PP20			CORRIENTE PP22		
	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR
FLUJOS									
PROPANO	-	-	-	-	-	-	-	-	-
I-BUTANO	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BUTANO	-	-	-	-	-	-	-	-	-
I-PENTANO	-	-	-	-	-	-	-	-	-
PENTANO	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ISOHEXANO	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HEXANO	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HEPTANO+	108.7	108.7	0	15.4	15.3998	0.001299	70.35	70.3499	0.000142
TOTAL	108.7	108.7	0	15.4	15.4001	0.000649	70.35	70.35	0
TEMP	370	363.086	1.868649	100	100	0	370	343.9939	7.028676
PRES	20.3	20.3	0	61.3	61.3	0	20.3	20.3	0
PM	152	151.3114	0.453026	152	151.3113	0.453092	152	153.3282	0.873816

	CORRIENTE PP23			CORRIENTE			CORRIENTE		
	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR
FLUJOS									
PROPANO	-	-	-						
I-BUTANO	-	-	-						
BUTANO	-	-	-						
I-PENTANO	-	-	-						
PENTANO	-	-	-						
ISOHEXANO	-	-	-						
HEXANO	-	-	-						
HEPTANO+	10.9	10.89974	0.002385						
TOTAL	10.9	10.9	0						
TEMP	100	100	0						
PRES	61.3	61.3	0						
PM	152	153.3281	0.87375						

Tabla 5.3.- Análisis de resultados de la simulación de la sección de tratamiento con DEA

	CORRIENTE PA4			CORRIENTE PA5			CORRIENTE PA6		
	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR
FLUJOS									
Hidrocarburos	641.21	641.2309	0.003259	645.1	642.293	0.435126	-	-	-
H2S	311.25	311.2077	0.01359	-	1.18E-03	-	311.25	311.2065	0.013976
H2O	12.48	12.8609	3.052083	10.89	8.3333	23.4775	2.08E+04	2.09E+04	0.452423
DEA	-	-	-	-	-	-	890.4762	884.9588	0.619601
TOTAL	964.94	965.3	0.037308	655.99	650.628	0.817391	21978.73	22067.17	0.402385
TEMP	100	100	0	110	101.4206	7.799455	125	114.3522	8.51824
PRES	84.7	84.7	0	79.7	79.7	0	83.7	83.7	0
PM	30.252	30.2362	0.052228	28.431	28.4581	0.095318	-	21.7355	-

	CORRIENTE PA7			CORRIENTE PA8			CORRIENTE PA9		
	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR
FLUJOS									
Hidrocarburos	389.58	389.535	0.011551	389.58	385.361	1.083218	-	4.1601	-
H2S	4.33	4.3306	0.013857	-	2.47E-02	-	4.33	4.3059	0.556582
H2O	-	0	-	-	0.3639	-	489.15	490.9485	0.367679
DEA	-	0	-	-	1.94E-02	-	20.96	20.8174	0.680344
TOTAL	393.91	393.91	0	389.58	385.8121	0.96717	514.44	520.2722	1.133699
TEMP	110	110	0	112	112	0	122	122	0
PRES	334.7	334.7	0	289.3	289.7	0.138265	319.7	319.7	0
PM	53.879	53.8824	0.00631	54.093	54.2874	0.359381	-	21.762	-

	CORRIENTE PA10			CORRIENTE PA11			CORRIENTE PA12		
	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR
FLUJOS									
Hidrocarburos	389.58	385.3597	1.081295	-	4.1629	-	-	3.1014	-
H2S	-	0.02	-	315.58	315.5124	0.021421	315.58	317.0433	0.463686
H2O	-	0.3639	-	21266.9	21362	0.447174	1128.72	1146.509	1.576051
DEA	-	0.02	-	911.44	905.7763	0.621401	-	3.798-08	-
TOTAL	389.58	385.8121	0.96717	22493.92	22587	0.413801	1444.3	1466.666	1.548556
TEMP	112	112	0	125	115.1325	7.894	223	230.542	3.382063
PRES	279.7	289.7	3.575259	75.3	76.7	1.85923	26.7	26.7	0
PM	54.093	54.2874	0.356381	-	21.7361	-	21.527	21.5352	0.038092

	CORRIENTE PA13			CORRIENTE PA14			CORRIENTE PA15		
	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR
FLUJOS									
Hidrocarburos	-	3.1014	-	-	-	-	-	1.0429	-
H2S	315.58	315.5124	0.021421	-	1.5309	-	-	-	-
H2O	20	22.2322	11.161	1109.61	1124.277	1.321816	21350.37	21358	0.035737
DEA	-	-	-	-	-	-	911.44	905.7957	0.619273
TOTAL	335.58	340.8578	1.57274	1109.61	1125.808	1.459783	22261.81	22265	0.014329
TEMP	110	121.8787	10.79882	110	121.8889	10.80809	250	253.57	1.428
PRES	24.7	24.7	0	26.7	26.7	0	30.7	30.7	0
PM	33.1	33.09	0.030211	18.018	18.0368	0.10434	-	21.5593	-

	CORRIENTE PA16			CORRIENTE PA17			CORRIENTE		
	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR	REAL	SIMU	% ERROR
FLUJOS									
Hidrocarburos	-	-	-	-	1.019	-			
H2S	-	-	-	-	6.4740-07	-			
H2O	491.15	491.3124	0.033065	20862	20866	0.019174			
DEA	20.96	20.8368	0.587786	890.47	884.9589	0.618898			
TOTAL	512.11	512.1743	0.012556	21752.47	21752	0.002161			
TEMP	110	112.0563	1.869364	110	110.41	0.372727			
PRES	294.7	294.7	0	80.7	80.7	0			
PM	-	21.5593	-	-	21.5593	-			

CAPITULO SEIS
ANALISIS TERMODINAMICO DEL PROCESO

I.-INTRODUCCIÓN

En los últimos años se ha observado que el costo de la energía ha aumentado considerablemente, por ejemplo el costo de la energía en 1980 fue de diez veces el registrado en 1972 , adicionalmente el porcentaje del total de los costos de operación atribuido a la energía fue superior al 50 % mientras que en 1972 fue menor al 20 %. A partir de lo cual es bastante claro que la energía representa la mayor parte de los costos de operación en la industria química.

La tendencia actual es desarrollar nuevos procesos o modificaciones a los ya existentes con bajo consumo de energía o que por otro lado incrementen su producción.

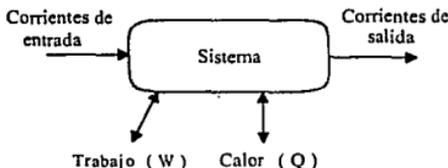
Como ya mencionamos, el costo de la energía repercute en cualquier operación, y el primer paso de toda tentativa para reducir los requerimientos de energía consiste en determinar dónde y cuál es la magnitud con que se desperdicia ésta debido a las irreversibilidades del proceso.

En este sentido el análisis termodinámico del proceso permite resolver una gran variedad de problemas que pueden quedar incluidos dentro de los siguientes puntos generales:

- a).- Cálculo de los balances de energía y requerimientos energéticos de un proceso.
- b).- Cálculo de los requerimientos mínimos de energía para llevar a cabo una transformación y formulación de las características que debe reunir el proceso para efectuar dicha transformación.
- c).- Determinación de las condiciones de equilibrio en procesos con transferencia de masa o en sistemas con reacción química.
- d).- Cálculo de las propiedades termodinámicas necesarias para la resolución de los problemas anteriores a partir de datos experimentales.

II.-ANALISIS TERMODINAMICO DE PROCESOS Y TRABAJO PERDIDO:

En términos generales, cualquier proceso puede ser representado por la siguiente figura, en ella se observan las corrientes de materia de entrada y salida y los diferentes intercambios de energía entre el proceso y los alrededores (manifestados en forma de calor y trabajo).



Como podemos ver, para que el proceso pueda ser llevado a cabo es necesaria una cierta cantidad de energía, sin embargo, en todos los casos la energía introducida al sistema es mayor que la cantidad mínima necesaria para que el proceso se realice, lo que representa la pérdida del excedente (trabajo perdido).

El análisis termodinámico de un proceso tiene la finalidad de cuantificar el trabajo perdido por el sistema para poder así comparar dos o mas procesos equivalentes y seleccionar el que utilice la energía más eficientemente. Para un sistema en particular este análisis puede hacerse para cada operación por separado o para una sección del proceso, identificando así los puntos donde se tiene la mayor cantidad de trabajo perdido.

Una vez que se han identificado los puntos del proceso con más trabajo perdido es posible plantear modificaciones a cada operación individual o al proceso global (mediante modificaciones en su estructura o condiciones de operación). esto con la finalidad de disminuir la cantidad de energía intercambiada por el proceso con los alrededores.

III.-FUNDAMENTOS TERMODINAMICOS:

El balance de energía para un sistema como el de la figura 5.1 puede ser escrito como:

$$W + Q = \Sigma h_s m_s - \Sigma h_e m_e$$

Como podemos ver la energía puede ser suministrada al proceso de dos formas: trabajo y calor. El calor y el trabajo no son energías de la misma calidad ya que el calor solo puede ser parcialmente convertido a trabajo. Entonces, el calor suministrado al proceso debe ser transformado en trabajo equivalente.

Si utilizamos la ecuación que define la eficiencia de Carnot:

$$\eta = \frac{W}{Q} = 1 - \frac{T_2}{T_1}$$

Observamos que el receptor de calor a T_2 debe ser un cuerpo con capacidad ilimitada para absorber energía sin cambiar apreciablemente sus condiciones (temperatura). Por lo que el medio ambiente es el único que cumple con tales requisitos, de tal forma que el trabajo equivalente al calor transferido al sistema se encuentra dado por la relación:

$$W_{eq} = Q \left(1 - \frac{T_0}{T_f} \right)$$

Donde T_f es la temperatura de la fuente de energía térmica que proporciona el calor Q al sistema.

La energía suministrada al sistema W_{eq} (trabajo equivalente), es la suma del trabajo proporcionado más el trabajo equivalente al calor transferido.

$$W_{eq} = W + Q \left(1 - \frac{T_0}{T_f} \right)$$

Además se puede demostrar que conjuntando la primera y segunda leyes de la termodinámica el trabajo equivalente puede ser escrito como:

$$W_{eq} = \sum m_s (h_s - T_0 S_s) - \sum m_e (h_e - T_0 S_e) + T_0 S_{gen}$$

Donde el término de S_{gen} es el término de generación de entropía debido a la irreversibilidades que ocurren en el interior del sistema, por lo que si el proceso es reversible el término de generación de entropía será igual a cero.

La energía ideal (trabajo mínimo equivalente) requerida para que el proceso se realice se calcula aplicando la ecuación anterior a un proceso reversible, para el cual las condiciones de las corrientes de entrada y de salida del sistema son iguales a las condiciones que se encuentran en el proceso real.

$$W_{eq\ min} = \sum m_s (h_s - T_0 S_s) - \sum m_e (h_e - T_0 S_e)$$

Si el proceso libera energía el trabajo equivalente mínimo es la máxima cantidad de energía que se puede obtener. Por el contrario, si el proceso necesita energía el trabajo mínimo equivalente es la cantidad mínima requerida.

Para calcular el W_{eqm} solo son necesarias las propiedades y condiciones de las corrientes de entrada y salida, por lo que el cálculo es directo.

Como ya mencionamos el trabajo perdido es la diferencia entre la energía suministrada al sistema en el proceso real (W_{eq}) y el trabajo equivalente mínimo (W_{eqm}), dando como resultado la siguiente ecuación:

$$W_p = T_0 \left(\sum m_s S_s - \sum m_e S_e - \frac{Q}{T_f} \right)$$

El término que se encuentra entre parentesis se define como la generación de entropía en el sistema:

$$S_{gen} = \Delta S - \frac{Q}{T_f}$$

Como conclusión podemos decir que las irreversibilidades del proceso son las causantes de que sea necesaria una cantidad de energía mayor que la mínima para que dicho proceso se realice, y que esta pérdida de energía es proporcional a la generación total de entropía.

Con las ecuaciones anteriores se pueden efectuar los cálculos con los que es posible hacer el análisis termodinámico del proceso en cuestión. Este análisis puede hacerse tomando en cuenta un equipo individual, una parte del proceso o el proceso global, con solo especificar apropiadamente las fronteras del sistema.

Para reducir el consumo de energía de un proceso es necesario disminuir W_p , y por consiguiente se deben reducir las irreversibilidades del proceso. En este aspecto, las principales causas de irreversibilidades en un proceso se enuncian a continuación:

- 1.- Mezclado de corrientes que tengan alguna propiedad diferente, ya sea temperatura, presión o composición.
- 2.- Transferencia de calor a través de un gradiente grande de temperatura en cualquier equipo.
- 3.- Expansiones subitas de una corriente sin recuperación de trabajo.
- 4.- Transformación de trabajo en calor por fricción:
 - a).- Por rozamiento de partes móviles en equipos rotatorios.
 - b).- Flujo de gases y líquidos.
- 5.- Transformación de energía eléctrica en calor, ya sea en resistencias electricas o en motores.
- 6.- Reacciones químicas que se lleven a cabo en condiciones alejadas del equilibrio termodinámico o con velocidades de reacción altas.
- 7.- Transferencia de masa a través de gradientes grandes de concentración.

Dentro de las acciones a tomar con el objetivo de reducir el trabajo perdido en un proceso podemos mencionar las siguientes:

- 1.- Eliminar válvulas de expansión y poner en su lugar turbinas que recuperen trabajo.
- 2.- Operación del equipo motriz cerca de su punto de mayor eficiencia.
- 3.- Tomar en cuenta procesos de separación a contracorriente para acercar en composición a las corrientes que se deben mezclar.
- 4.- Alimentar a las torres de destilación en el plato adecuado.
- 5.- Vislumbrar la integración térmica de los procesos, esto con el fin de reducir los gradientes de transferencia de calor.
- 6.- Instalar equipos recuperadores de calor.

IV.- METODOLOGÍA UTILIZADA:

Para llevar a cabo el análisis del trabajo perdido de la planta los pasos que se siguieron son los siguientes:

- 1.- Establecer las condiciones de operación del proceso.
- 2.- Efectuar las mediciones de temperatura, presión, flujo y composición.
- 3.- Dividir el proceso en secciones de modo que se conozcan las condiciones de las corrientes de entrada y salida de cada sección en cuestión.
- 4.- Efectuar los balances de materia y energía en cada sección, obteniendo el cambio de entalpía total de la sección (Δh_i).

$$\Delta H_i = \sum h_s m_s - \sum h_e m_e$$

5.- Calcular el cambio de entropía, el trabajo equivalente, el trabajo equivalente mínimo de cada sección.

Cambio de entropía total : $\Delta S_i = \sum S_s m_s - \sum S_e m_e$

Trabajo equivalente: $W_{eq} = W + Q \left(1 - \frac{T_0}{T_f} \right)$

Trabajo equivalente mínimo: $W_{eq\min} = \sum m_s (h_s - T_0 S_s) - \sum m_e (h_e - T_0 S_e)$

6.- Calcular la generación de entropía y el trabajo perdido en cada sección.

Generación de entropía total: $S_{gen} = \Delta S_i - \frac{Q}{T_f}$

Trabajo perdido : $W_p = W_{eq} - W_{eq\min} = T_0 S_{gen}$

En nuestro caso todos los pasos anteriores fueron implementados dentro de una subrutina en fortran dentro del simulador de procesos (si recordamos ASPEN PLUS tiene esta capacidad).

La planta fue subdividida de forma que el cálculo del trabajo perdido se realizara para cada equipo, considerando únicamente las corrientes de proceso involucradas, es decir, no se consideró para el cálculo a las corrientes de servicios, en su lugar se utilizó para el cálculo el calor o el trabajo transferido con los alrededores. Por ejemplo, para un intercambiador se consideró al sistema como se muestra en la siguiente figura:

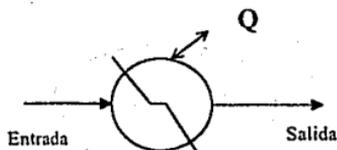


Figura 6.2.- sistema que considera un intercambio de calor con los alrededores

Las funciones principales de la subrutina introducida al simulador son las siguientes:

- 1.- extraer de la simulación los valores de las entalpías, entropías y flujos totales de todas las corrientes de proceso.
- 2.- Extraer de la simulación el calor y el trabajo intercambiado por cada uno de los equipos de proceso.
- 3.- Cálculo del cambio de entalpía y entropía para cada una de las operaciones y la determinación de trabajo equivalente mínimo como función de estos cambios.

4.- Cálculo del trabajo equivalente de cada operación como función del trabajo y el calor intercambiado.

5.- Cálculo de la generación de entropía y el trabajo perdido en cada equipo.

De esta forma, al realizar modificaciones al proceso, es posible obtener automáticamente los nuevos valores de trabajo perdido para cada uno de los equipos.

Los resultados obtenidos para las tres secciones de la planta, la sección de recuperación de hidrocarburos ligeros, la sección de recuperación de hidrocarburos pesados y la sección de tratamiento con DEA se muestran en las siguientes tablas. En ellas se encuentran los valores de trabajo perdido en el proceso que actualmente se encuentra operando, se resumen los resultados del cálculo tanto parciales como globales, indicándose en cada caso el equipo y las corrientes que entran y salen de cada uno de ellos.

TRABAJO PERDIDO EN PROCESO ACTUAL

Equipo	Corrientes de entrada	Corrientes de salida	Cambio de Entalpia (BTU/H·R)	Cambio de Entropía (BTU/H·R·R)	Calor (BTU/H·R)	Trabajo Equivalente (BTU/H·R)	Trabajo Eq. Min. (BTU/H·R)	Entropía Generada (BTU/H·R·R)	Trabajo Perdido (BTU/H·R)
Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros									
torres									
DA-604	P3, P16, P4	P17, P14	-1.23E+01	2.43E+03	0.00E+00	0.00E+00	-1.29E+06	2.43E+03	1.28E+06
DA-605	P5L, P8, P24	P25, P22	-7.69E+01	7.03E+01	0.00E+00	0.00E+00	-3.71E+04	7.03E+01	3.71E+04
DA-606	P7, P11, P29	P30, P27	9.82E+01	1.02E+03	0.00E+00	0.00E+00	-5.39E+05	1.02E+03	5.39E+05
condensadores									
FA-605	P17	P5V, P19	-7.44E+04	-1.26E+04	-7.44E+06	-4.55E+05	-8.03E+05	6.59E+02	3.48E+05
FA-606	P25	P6, PBB	-2.15E+05	-3.66E+02	-2.15E+05	-1.05E+04	-2.19E+04	2.16E+01	1.14E+04
EA-609	P30	P31B	-1.46E+07	-2.48E+04	-1.46E+07	-8.95E+05	-1.52E+06	1.18E+03	6.24E+05
rehervidores									
EA-606	P15	P16	1.12E+07	1.51E+04	1.12E+07	5.54E+06	3.19E+06	4.45E+03	2.35E+06
EA-608	P21	P24	9.12E+05	1.43E+03	9.12E+05	2.73E+05	1.60E+05	2.14E+02	1.13E+05
EA-610	P28	P29	1.21E+07	1.93E+04	1.20E+07	3.60E+06	1.89E+06	3.26E+03	1.72E+06
enfriadores									
EA-613	P10C	P10	-1.65E+05	-5.92E+02	-3.65E+05	-1.78E+04	-5.25E+04	7.77E+01	4.11E+04
EA-612	P13C	P13	-8.10E+05	-1.36E+03	-8.10E+05	-4.96E+04	-9.06E+04	5.49E+00	2.90E+03
EA-611	P12C	P12	-9.26E+04	-1.62E+02	-9.26E+04	-4.50E+03	-7.18E+03	5.09E+00	2.68E+03
bombas									
GA-604	P4B	P4	2.19E+03	8.46E-01	0.00E+00	2.86E+03	1.74E+03	8.46E-01	4.47E+02
GA-605	P5LB	P5L	8.59E+03	8.79E+00	0.00E+00	8.59E+03	3.95E+03	8.79E+00	4.64E+03
GA-606	P8B	P8	2.84E+02	3.55E-01	0.00E+00	2.71E+02	1.01E+02	3.55E-01	1.87E+02
GA-607	P31B	P31	9.36E+03	4.84E+00	0.00E+00	9.36E+03	6.80E+03	4.84E+00	2.56E+03
divisores									
DIV-2	P19	P5LB, P4B	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	-4.57E-09	0.00E+00	0.00E+00
DIV-1	P14	P15, P7B	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	8.03E-09	0.00E+00	0.00E+00
DIV-3	P22	P23, P10C	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
DIV-5	P31	P12C, P11B	2.24E-08	1.82E-11	0.00E+00	0.00E+00	1.27E-08	1.82E-11	9.60E-09
DIV-4	P27	P28, P13C	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	4.66E-10	0.00E+00	0.00E+00
mezcladores									
MZ-1	P5V, P6	P9	-3.39E+00	4.06E+02	0.00E+00	0.00E+00	-2.14E+05	4.06E+02	2.14E+05
valvulas									
HETV	P7B	P7	1.10E+02	4.92E+02	0.00E+00	0.00E+00	-2.60E+05	4.92E+02	2.60E+05
HETV-I	P11B	P11	8.20E+01	6.58E+00	0.00E+00	0.00E+00	-3.39E+00	6.58E+00	3.47E+03
									Total
									7.56E+06

Tabla 6.1.- Resultados del análisis termodinámico para la sección de hidrocarburos ligeros.

TRABAJO PERDIDO EN PROCESO ACTUAL

Equipo	Corrientes de entrada	Corrientes de salida	Cambio de Entalpia (BTU/HR)	Cambio de Entropia (BTU/HR-R)	Calor (BTU/HR)	Trabajo Equivalente (BTU/HR)	Trabajo Eq. Min. (BTU/HR)	Entropia Generada (BTU/HR-R)	Trabajo Perdido (BTU/HR)
Seccion de recuperacion de hidrocarburos pesados									
tornes									
DA-607	PP15,PP14,PP17E	PP15C, PP17C	1.56E+02	5.19E+03	0.00E+00	0.00E+00	-2.74E+06	5.19E+03	2.74E+06
DA-608	PP19,PP18,PP20D	PP19C, PP20B	2.23E+00	1.87E+02	0.00E+00	0.00E+00	-9.86E+04	1.87E+02	9.86E+04
DA-609	PP22,PP21,PP24C	PP22C, PP24A	-9.66E+00	1.30E+02	0.00E+00	0.00E+00	-6.88E+04	1.30E+02	6.88E+04
condensadores									
EA-614	PP15C	PP15H	-3.76E+07	-6.38E+04	-3.76E+07	-2.30E+06	-3.87E+06	2.98E+03	1.58E+06
EA-618	PP19C	PP19H	-2.13E+06	-2.56E+03	-2.13E+06	-1.03E+05	-7.76E+05	1.27E+03	6.73E+05
EA-621	PP22C	PP22B	-1.47E+06	-1.80E+03	-1.47E+06	-8.97E+04	-5.16E+05	8.07E+02	4.26E+05
rehervidores									
EA-616	PP17D	PP17E	3.79E+07	5.85E+04	3.79E+07	1.13E+07	7.00E+06	8.19E+03	4.32E+06
EA-619	PP20C	PP20D	1.57E+06	1.73E+03	1.57E+06	7.83E+05	6.60E+05	2.33E+02	1.23E+05
EA-622	PP24B	PP24C	9.32E+05	1.06E+03	9.32E+05	4.63E+05	3.72E+05	1.72E+02	9.08E+04
enfriadores									
EA-628	PP16A	PP16	-1.42E+05	-2.49E+02	-1.42E+05	-6.88E+03	-1.03E+04	6.37E+00	3.37E+03
EA-617	PP17A	PP17	-1.66E+06	-2.76E+03	-1.66E+06	-8.09E+04	-2.04E+05	2.33E+02	1.23E+05
EA-620	PP20A	PP20	-3.31E+05	-4.81E+02	-3.31E+05	-1.61E+04	-7.75E+04	1.16E+02	6.14E+04
EA-623	PP23A	PP23	-2.18E+05	-3.20E+02	-2.18E+05	-1.06E+04	-4.86E+04	7.21E+01	3.81E+04
EA-623	PP24E	PP24	-1.37E+06	-1.92E+03	-1.37E+06	-6.64E+04	-3.54E+05	5.45E+02	2.88E+05
bombas									
GA-610	PP15A	PP15	8.98E+03	3.97E+06	0.00E+00	9.03E+03	6.89E+03	3.97E+00	2.10E+03
GA-617	PP16B	PP16A	8.35E+03	8.10E+05	0.03E+00	8.35E+03	4.07E+03	8.10E+00	4.28E+03
GA-611	PP17B	PP17A	6.56E+04	4.53E+06	0.00E+00	6.56E+03	2.16E+03	4.53E+00	2.39E+03
GA-613	PP19B	PP19A	9.01E+03	5.90E+06	0.00E+00	9.03E+03	3.92E+03	5.90E+00	3.12E+03
GA-615	PP22B	PP22A	7.53E+03	5.03E+06	0.00E+00	7.53E+03	4.55E+03	5.03E+00	2.97E+03
GA-614	PP24B	PP24E	5.29E+03	4.04E+06	0.00E+00	5.29E+03	3.16E+03	4.04E+00	2.13E+03
divisores									
DIV-6	PP15B	PP15A, PP16H	-2.79E+08	2.91E+11	0.00E+00	0.00E+00	-4.53E+08	2.91E+11	1.54E+08
DIV-7	PP17C	PP17B, PP17D	1.49E+08	0.60E+00	0.00E+00	0.00E+00	1.87E+08	0.00E+00	0.00E+00
DIV-8	PP19A	PP19I, PP20A	6.55E+11	1.99E+13	0.00E+00	0.00E+00	-3.96E+11	1.99E+13	1.05E+10
DIV-9	PP20B	PP20C, PP20E	-1.16E+10	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	-1.16E+10	0.00E+00	0.00E+00
DIV-10	PP22A	PP22I, PP23A	5.46E+12	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	2.05E+11	0.00E+00	0.00E+00
DIV-11	PP24A	PP24B, PP24D	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	6.00E+11	0.00E+00	0.00E+00
valvulas									
EA-1	PP19I	PP19	3.59E+01	4.26E+00	0.00E+00	0.00E+00	-2.25E+03	4.26E+00	2.25E+03
EA-2	PP22I	PP22	2.61E+01	2.81E+00	0.00E+00	0.00E+00	-1.48E+03	2.81E+00	1.48E+03
								Total	1.07E+07

Tabla 6.2.- Resultados del análisis termodinámico para la sección de hidrocarburos pesados.

TRABAJO PERDIDO EN PROCESO ACTUAL

Equipo	Corrientes de entrada	Corrientes de salida	Cambio de Entalpia (BTU/H-R)	Cambio de Entropia (BTU/H-R-R)	Calor (BTU/H-R)	Trabajo Equivalente (BTU/H-R)	Trabajo Eq. Min. (BTU/H-R)	Entropia Generada (BTU/H-R-R)	Trabajo Perdido (BTU/H-R)
Sección de tratamiento con DEA									
absorbedor									
DA-601	PA17,PA4	PA5,PA6	5.61E+04	9.25E+03	0.00E+00	0.00E+00	-4.83E+06	9.25E+03	4.89E+08
DA-602	PA16,PA7	PA8,PA9	1.45E+05	2.89E+02	0.00E+00	0.00E+00	-7.52E+03	2.89E+02	1.33E+05
DA-603	PA14,PA11C,PA21	PA12,PA19	-7.82E+01	3.45E+03	0.00E+00	0.00E+00	-1.82E+06	3.45E+03	1.82E+06
EA-604	PA12	PA13,PA14B	-2.28E+07	-3.41E+04	-2.28E+07	-1.40E+06	-4.85E+06	6.53E+03	3.45E+08
EA-603	PA20	PA21	5.09E+07	7.06E+04	5.09E+07	1.52E+07	1.37E+07	2.92E+03	1.54E+06
EA-602	PA15B	PA15B2	-2.81E+07	-4.62E+04	-2.81E+07	-1.72E+06	-3.65E+06	1.66E+03	1.93E+08
EA-601	PA11B,PA15C	PA11C,PA15B	-6.79E+01	5.33E+01	0.00E+00	0.00E+00	-2.82E+06	5.33E+03	2.82E+06
bombas									
GA-602	PA14B	PA14	-3.04E+03	0.00E+00	0.00E+00	3.31E+02	-3.04E+03	0.00E+00	0.00E+00
GA-601	PA15B2	PA15	2.36E+05	0.00E+00	0.00E+00	2.36E+05	2.36E+05	0.00E+00	0.00E+00
GA-616	PA13C	PA16B	2.17E+04	2.62E+01	0.00E+00	2.17E+04	7.88E+03	2.62E+01	1.39E+04
divisores									
DIV-16	PA19	PA15C2,PA20	1.10E+07	4.37E+11	0.00E+00	0.00E+00	9.62E+08	4.37E+11	2.31E+08
DIV-17	PA15	PA17B,PA16C	-1.54E+07	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	-3.99E+07	0.00E+00	0.00E+00
mezcladores									
MZA-2	PA1,PA2	PA3	-3.37E-01	2.47E+02	0.00E+00	0.00E+00	-1.30E+05	2.47E+02	1.30E+05
MZA-3	PA6,PA9A	PA11	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
MZA-4	PA15C2,PH	PA15C	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
válvulas									
HETV-2	PA9	PA9A	7.63E+00	1.49E+01	0.00E+00	0.00E+00	-7.85E+03	1.49E+01	7.85E+03
separadores									
EA-602	PA8	PA10	-1.12E-08	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	-7.13E-09	0.00E+00	0.00E+00
filtros									
FD-601	PA11	PA11B	-7.35E+02	1.14E+03	0.00E+00	0.00E+00	-6.10E+04	1.14E+02	6.02E+04
FD-605	PA17B	PA17	-2.86E+03	1.63E+02	0.00E+00	0.00E+00	-8.91E+04	1.63E+02	8.62E+04
FD-604	PA16B	PA16	2.22E-01	3.15E+00	0.00E+00	0.00E+00	-1.66E+01	1.15E+00	1.66E+03
								Total	1.69E+07

Tabla 6.3.- Resultados del análisis termodinámico para la sección de Tratamiento con DEA.

CAPITULO SIETE
PROPUESTA DE MEJORAS

I.-INTRODUCCIÓN.-

Como ya habíamos mencionado la optimización de un proceso puede ser llevada a cabo considerando principalmente dos niveles:

a).- A nivel de las variables de operación de las diferentes unidades.

b).- A nivel de la estructura del proceso.

En la mayoría de los casos la variación de las condiciones de operación no implica la modificación de la secuencia de proceso, la única limitante estriba en que las modificaciones deben ser tales que se cumplan los requerimientos mínimos de funcionamiento de cada operación ya establecida. Mientras que la modificación de la estructura del proceso implica el reacomodo de las operaciones ya existentes o la adición de nuevas operaciones dentro de la secuencia de proceso.

Independientemente del nivel de las modificaciones que se quieran imponer a un proceso, el objetivo a cumplir siempre será mantener los requerimientos de los productos de la planta consumiendo la menor cantidad posible de energía.

a).- La optimización de las condiciones de operación de un proceso puede ser atacada mediante la variación de los parámetros de los diferentes módulos o los valores de las variables de algunas corrientes. Logrando así obtener disminuciones en los requerimientos de energía y servicios del proceso.

b).- Por otro lado las posibilidades de ahorrar energía sin plantear modificaciones a la estructura del proceso son mínimas, el modificar las condiciones de operación a lo mas provoca una disminución máxima de un 10 % en el consumo de energía. solamente mediante modificaciones en la estructura del proceso es posible la máxima recuperación de energía.

II.-ALTERNATIVAS CONSIDERADAS.-

- En nuestro caso se consideró la integración térmica de las diferentes secciones de la planta, donde el calor disponible de parte de algunas corrientes de proceso se utiliza como medio de calentamiento en otras, como la principal alternativa para disminuir los requerimientos de energía del proceso.

En este caso es posible incluir los esquemas de separación con columnas de destilación acopladas, donde el calor disponible en el domo de una columna se utiliza como medio de calentamiento en otra. La energía total de entrada al proceso es inversamente proporcional al número de columnas acopladas; por ejemplo, con dos columnas acopladas en serie es posible ahorrar hasta un 50 % del consumo de energía y en algunas ocasiones en sistemas de destilación a altas temperaturas es posible utilizar el calor disponible para generar vapor.

Este tipo de sistemas tiene el inconveniente de que el funcionamiento de una columna depende de otras, por lo que cuando una tiene que parar las otras se ven obligadas a hacerlo, además de existir restricciones de temperatura entre unas corrientes y otras.

- La otra forma con la que se planteó disminuir el trabajo perdido en algunas operaciones del proceso, fue el tratar de disminuir las irreversibilidades, prestando atención a las condiciones de alimentación de las columnas de destilación.

II.-MODIFICACIONES PROPUESTAS AL PROCESO

a).-Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros:

A partir de la tabla 6.1 se puede observar que en esta sección del proceso la mayor cantidad de trabajo perdido se encuentra en la torre de destilación DA-604 y su condensador y rehervidor, los equipos FA-605 y EA-606, y el rehervidor de la torre de destilación DA-609, el equipo EA-610.

Al revisar la operación de estos equipos se encontró que la alimentación de la torre DA-604 la corriente P3 tiene una temperatura 131 °F menor que la temperatura del plato de alimentación, lo que afecta la operación de los tres equipos mencionados.

Mientras que la corriente P7B antes de ser introducida a la torre DA-605 es pasada a través de una válvula de expansión con el fin de reducir su presión hasta la del plato de alimentación, disminuyendo también su temperatura.

Las modificaciones que se propusieron al respecto son las siguientes:

1).- El **precalentamiento** de la corriente de alimentación a la torre DA604: desde un rango de 100 °F hasta 225 °F observando las variaciones en los requerimientos de los servicios de calentamiento y enfriamiento además del trabajo perdido.

2).- **La sustitución de la válvula de expansión HETV** en la corriente de alimentación a la torre DA-606: se propone la introducción de un cambiador de calor que se utilice para precalentar la alimentación al rehervidor EA-610, lo que representa una disminución en el vapor de calentamiento requerido y en el trabajo perdido del equipo.

Los valores de trabajo perdido y de servicios de calentamiento y enfriamiento para el proceso original y las modificaciones propuesta aparecen en las tablas 7.1 y 7.2 .

Comparación del Trabajo perdido para las modificaciones propuestas								
Proceso original		Proceso modificado						
equipo		T=100	T=125	T=150	T=175	T=200	T=225	
		Trabajo perdido (BTU/HR)						
1	DA604	1.29E+06	1.29E+06	1.17E+06	1.06E+06	9.74E+05	9.01E+05	7.91E+05
2	FA605	3.48E+05	3.48E+05	3.50E+05	3.51E+05	3.54E+05	3.60E+05	3.84E+05
3	DIV-2	2.88E-09	9.60E-10	0.00E+00	5.76E-09	1.25E-08	2.88E-09	9.60E-10
4	GA604	1.41E+03	8.44E+02	-1.15E+02	2.35E+03	1.17E+03	-1.59E+03	-1.19E+03
5	GA605	4.64E+03	4.64E+03	4.64E+03	4.64E+03	4.64E+03	4.64E+03	4.64E+03
6	DIV-1	2.69E-08	3.46E-08	-3.84E-09	1.15E-08	-3.84E-09	1.54E-08	-3.84E-09
7	HETV	-8.45E-01	4.72E+04	4.73E+04	4.74E+04	4.75E+04	4.76E+04	4.82E+04
8	EA606	2.35E+06	2.35E+06	2.23E+06	2.10E+06	1.97E+06	1.81E+06	1.43E+06
9	DA605	3.71E+04	3.71E+04	3.73E+04	3.75E+04	3.78E+04	3.82E+04	3.99E+04
10	FA606	1.14E+04	1.14E+04	1.14E+04	1.15E+04	1.15E+04	1.16E+04	1.18E+04
11	GA606	1.72E+02	1.71E+02	1.74E+02	1.89E+02	1.75E+02	1.40E+02	1.89E+02
12	DIV-3	9.60E-10	-1.92E-09	9.60E-10	-1.92E-09	-9.60E-10	0.00E+00	0.00E+00
13	EA613	3.47E+04	3.47E+04	3.49E+04	3.51E+04	3.54E+04	3.58E+04	3.75E+04
14	EA608	1.13E+05	1.13E+05	1.13E+05	1.13E+05	1.12E+05	1.11E+05	1.09E+05
15	DA606	7.99E+05	4.59E+05	4.64E+05	4.70E+05	4.78E+05	4.91E+05	5.38E+05
16	DIV-5	-2.59E-08	-9.60E-09	1.15E-08	3.84E-09	-8.64E-09	1.05E-08	-1.92E-09
17	HETV-1	5.86E+03	2.24E+04	2.23E+04	2.21E+04	2.18E+04	1.59E+02	2.20E+03
18	DIV-4	3.84E-09	-1.15E-08	-1.54E-08	-1.15E-08	-1.15E-08	-1.15E-08	3.07E-08
19	EA610	1.72E+06	1.40E+06	1.40E+06	1.40E+06	1.40E+06	1.42E+06	1.42E+06
20	FA609	6.24E+05	5.43E+05	5.17E+05	5.29E+05	5.19E+05	5.06E+05	4.51E+05
21	GA607	2.56E+03	2.33E+03	2.33E+03	2.33E+03	2.33E+03	2.34E+03	2.34E+03
22	EA612	4.11E+04	4.08E+04	4.08E+04	4.08E+04	4.08E+04	4.08E+04	4.09E+04
23	EA611	2.68E+03	2.78E+03	2.70E+03	2.60E+03	2.48E+03	2.32E+03	1.72E+03
24	MZ-1	2.14E+05	2.14E+05	2.14E+05	2.14E+05	2.14E+05	2.14E+05	2.15E+05
25	HREC		1.83E+05	1.83E+05	1.83E+05	1.82E+05	1.81E+05	1.78E+05
Total		7.60E+06	7.10E+06	6.86E+06	6.63E+06	6.41E+06	6.18E+06	5.70E+06
Disminución			6.61683513	9.71951092	12.7786371	15.7027753	18.7168024	24.97543553

Tabla 7.1.- Trabajo perdido para el proceso original y varias modificaciones en la temperatura de alimentación a DA-604

Comparación del Calor para las modificaciones propuestas

Proceso original		Proceso modificado						
equipo		T=100	T=125	T=150	T=175	T=200	T=225	
		Calor (BTU/HR)						
1	DA604	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
2	FA605	-7.44E+06	-7.44E+06	-7.44E+06	-7.43E+06	-7.43E+06	-7.47E+06	-7.55E+06
3	DIV-2	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
4	GA604	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
5	GA605	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
6	DIV-1	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
7	HETV	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
8	EA606	1.12E+07	1.12E+07	1.06E+07	9.95E+06	9.95E+06	8.53E+06	7.20E+06
9	DA605	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
10	FA606	-2.15E+05	-2.15E+05	-2.15E+05	-2.15E+05	-2.15E+05	-2.16E+05	-2.17E+05
11	GA606	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
12	DIV-3	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
13	EA613	-3.65E+05	-3.65E+05	-3.66E+05	-3.68E+05	-3.68E+05	-3.73E+05	-3.82E+05
14	EA608	9.12E+05	9.12E+05	9.13E+05	9.15E+05	9.15E+05	9.19E+05	9.25E+05
15	DA606	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
16	DIV-5	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
17	HETV-1	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
18	DIV-4	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
19	EA610	1.20E+07	9.85E+06	9.85E+06	9.86E+06	9.86E+06	9.87E+06	9.90E+06
20	EA609	-1.46E+07	-1.24E+07	-1.24E+07	-1.24E+07	-1.24E+07	-1.24E+07	-1.25E+07
21	GA607	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
22	EA612	-8.10E+05	-8.08E+05	-8.08E+05	-8.08E+05	-8.08E+05	-8.08E+05	-8.08E+05
23	EA611	-9.26E+04	-9.45E+04	-9.30E+04	-9.12E+04	-9.12E+04	-8.47E+04	-7.54E+04
24	MZ-1	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
25	HREC	-	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
Calentamiento		2.41E+07	2.19E+07	2.13E+07	2.07E+07	2.07E+07	1.93E+07	1.80E+07
Enfriamiento		-2.35E+07	-2.14E+07	-2.14E+07	-2.14E+07	-2.14E+07	-2.14E+07	-2.15E+07

Tabla 7.1.- Servicios de calentamiento y enfriamiento para el proceso original y varias modificaciones en la temperatura de alimentación a DA-604

A partir de las tablas se eligió la temperatura de 200 °F dado que la carga térmica necesaria para acondicionar la alimentación hasta esta temperatura se encuentra disponible en dos equipos de la sección de recuperación de hidrocarburos pesados , además de que se obtiene una reducción en el calor requerido por el rehervidor de la torre de destilación DA-604.

b).- Sección de recuperación de hidrocarburos pesados:

De la tabla de trabajo perdido en la sección de recuperación de hidrocarburos pesados (tabla 6.2) se observa que la torre DA-607 junto con el condensador EA-614 y el rehervidor EA-616 representan los mayores problemas dentro de esta sección, dado que el trabajo perdido por estos tres equipos representa el 80% del total de la planta.

El trabajo perdido en el rehervidor y condensador que se observa se debe principalmente a los gradientes de temperatura que existen entre las corrientes de proceso y el agua de enfriamiento y el vapor de calentamiento, por lo que una reducción en estos gradientes o una disminución en las cargas térmicas de estos equipos también representaría una reducción en el trabajo perdido.

3).- Se propuso la utilización del calor disponible en los condensadores de las torres DA-608 y DA-609 para precalentar la alimentación al rehervidor de la torre DA-607: reduciéndose así la cantidad de vapor de calentamiento; esto se hizo bajo la base de que una fuente de energía como en este caso los domos de una torre de destilación solo puede intercambiar energía con corrientes más volátiles, en este caso el fondo de la torre DA-607.

4).- **Aumento en la presión de operación de la torre DA-607:** al aumentar la presión de la torre en 7 psia se provoca una disminución en la carga del condensador EA-614, provocando una disminución en el consumo de agua de enfriamiento. El aumento en el consumo de vapor es insignificante debido a la modificación anterior.

5).- **Introducción de un enfriador** en la corriente de alimentación a las torres DA-608 y DA-609: Al recuperar calor de esta corriente de proceso, se propone utilizarla en el precalentamiento de la alimentación a la torre DA-604, además de propiciar un mejor funcionamiento de estas torres ya que la temperatura era 166 °F mayor para el caso de la torre DA-608 y 100 ° F para la DA-609. Al enfriar estas corrientes los requerimiento de vapor de calentamiento aumentan, pero este aumento no es significativo.

6).- **Modificar la temperatura de salida** del cambiador EA-617 a 115 °F y utilizar el calor disponible para completar el calentamiento de la alimentación de la torre DA-604: Con esto también se logra una disminución en el LMTD del equipo disminuyéndose el trabajo perdido, además de eliminarse el uso de agua de enfriamiento.

La comparación del trabajo perdido y de los servicios de calentamiento y de enfriamiento para el proceso modificado y el original aparecen en la tabla 7.3.

c).- **Sección de tratamiento con DEA:**

De la tabla 6.3 se obtuvo que la mayor cantidad de trabajo perdido en esta sección se encuentra en la torre de regeneración de la solución de DEA, el rehevídor de esta torre, el equipo EA-603 y el condensador FA-604.

Al hacer el análisis de las condiciones de operación se encontro que las cantidades de trabajo perdido que se tienen se deben principalmente a las grandes cantidades de calor que se retiran y suministran en el condensador y el rehervidor respectivamente y al acercamiento de temperatura que se tiene.

También se encontró que la cantidad de solución de DEA utilizada en el absorbedor de gas ácido DA-601 se encuentra en la parte superior de los límites normales recomendados, (que son de 2 a 3 moles de DEA por mol de H_2S), por lo que la cantidad excedente no mejora en forma significativa la absorción de H_2S .

7).- Se planteo la reducción de la cantidad de solución de DEA que se alimenta al absorbedor DA-601: eliminando así la cantidad excedente, reduciendose en consecuencia los costos de bombeo, la cantidad de vapor de calentamiento en el rehervidor EA-603 y la cantidad de agua de enfriamiento en el enfriador EA-602.

La reducción de la cantidad de solución de DEA a alimentarse a DA-601 se decidio modificando esta alimetación varias veces y registrando la composición de la corriente de hidrocarburos de salida del absorbedor para verificar la cantidad de H_2S removida en cada caso (tabla 7.5). A partir de esta tabla se eligió alimentar una cantidad de solución de DEA en una relación entre la DEA y el ácido sulfídrico de 2.2, es decir se fijo el flujo de alimentación en 16833 lbmol/hr sustituyendo al flujo original de 21752 lbmol/hr, conservandose la capacidad de remoción de ácido sulfídrico, y además manteniendo un exceso de solución de DEA por lo que de suceder un aumento en la cantidad de ácido sulfídrico que se alimenta, esta pueda ser absorbida.

ESTA TESIS NO DEBE
SER DE LA BIBLIOTECA

**Comparación del Trabajo perdido y Calor
para las modificaciones propuestas**

Sección de recuperación de hidrocarburos pesados					
equipo		Proceso original		Proceso modificado	
		Wp	Q	Wp	Q
1	DA607	2.74E+06	0.99E+00	2.49E+06	0.00E+00
2	EA614	1.58E+06	-3.76E+07	2.20E+06	-3.68E+07
3	DIV-6	1.54E+08	0.00E+00	1.92E+09	0.00E+00
4	GA610	2.10E+03	0.00E+00	2.05E+03	0.00E+00
5	GA617	4.28E+03	0.00E+00	3.61E+03	0.00E+00
6	EA628	3.37E+03	-1.42E+05	8.83E+03	-2.63E+05
7	DIV-7	-3.84E-09	0.00E+00	5.38E-08	0.00E+00
8	EA616	4.32E+06	3.79E+07	3.38E+06	3.39E+07
9	GA611	2.39E+03	0.00E+00	1.58E+03	0.00E+00
10	EA617	1.23E+05	-1.86E+06	4.80E+04	0.00E+00
11	DA608	9.86E+04	0.00E+00	9.75E+04	0.00E+00
12	EA618	6.73E+05	-2.13E+06	4.12E+05	0.00E+00
13	GA613	3.12E+03	0.00E+00	3.12E+03	0.00E+00
14	DIV-8	1.05E+10	0.00E+00	7.50E+11	0.00E+00
15	EA-1	2.25E+03	0.00E+00	2.25E+03	0.00E+00
16	EA620	6.14E+04	-3.31E+05	6.05E+04	-3.28E+05
17	DIV-9	0.00E+00	0.00E+00	4.80E-10	0.00E+00
18	EA619	1.23E+05	1.57E+06	1.73E+05	2.21E+06
19	DA609	6.88E+04	0.00E+00	6.11E+04	0.00E+00
20	EA621	4.26E+05	-1.47E+06	2.48E+05	0.00E+00
21	GA615	2.97E+03	0.00E+00	2.97E+03	0.00E+00
22	DIV-10	-1.50E-11	0.00E+00	-2.25E-11	0.00E+00
23	EA-2	1.48E+03	0.00E+00	1.48E+03	0.00E+00
24	EA624	3.81E+04	-2.18E+05	3.72E+04	-2.14E+05
25	DIV-11	-6.00E-11	0.00E+00	-6.00E-11	0.00E+00
26	EA622	9.08E+04	9.32E+05	1.29E+05	1.33E+06
27	GA614	2.13E+03	0.00E+00	2.13E+03	0.00E+00
28	EA623	2.88E+05	-1.37E+06	2.89E+05	-1.37E+06
29	HER1			1.53E+05	
Total		1.07E+07		9.81E+06	
Reducción %				8.317757009	
Calentamiento			4.64E+07		3.74E+07
Enfriamiento			-4.49E+07		-3.90E+07

Tabla 7.3.- Comparación del Trabajo perdido y los servicios de calentamiento y enfriamiento para la sección de recuperación de hidrocarburos pesados.

Comparación del Trabajo perdido y Calor para las modificaciones propuestas					
Sección de tratamiento con DEA					
equipo		Proceso original		Proceso modificado	
		Wp	Q	Wp	Q
1	MZ-2	1.30E+05	0.00E+00	1.30E+05	0.00E+00
2	DA-601	4.89E+06	0.00E+00	5.97E+06	0.00E+00
3	FA-602	1.53E+05	0.00E+00	1.58E+05	0.00E+00
4	FA-602	-3.84E-09	0.00E+00	3.84E-09	0.00E+00
5	MZ-3	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
6	FD-601	6.02E+04	0.00E+00	4.77E+04	0.00E+00
7	EA-601	2.82E+06	0.00E+00	2.16E+06	0.00E+00
8	DA-603	1.82E+06	0.00E+00	1.66E+06	0.00E+00
9	FA-604	3.45E+06	-2.28E+07	3.45E+06	-2.29E+07
10	GA-602	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
11	DIV-16	2.31E-08	0.00E+00	1.54E-08	0.00E+00
12	EA-603	1.54E+06	5.09E+07	1.36E+06	4.52E+07
13	MZ-4	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
14	EA-602	1.93E+06	-2.81E+07	1.54E+06	-2.22E+07
15	GA-601	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
16	DIV-17	-5.57E-08	0.00E+00	-7.88E-08	0.00E+00
17	FD-605	8.62E+04	0.00E+00	6.68E+04	0.00E+00
18	GA-616	1.39E+04	0.00E+00	1.40E+04	0.00E+00
19	FD-604	1.66E+03	0.00E+00	1.72E+03	0.00E+00
20	HE TV-2	7.86E+03	0.00E+00	8.13E+03	0.00E+00
Total		1.69E+07		1.66E+07	
Calentamiento			5.09E+07		4.52E+07
Enfriamiento			-5.09E+07		-4.50E+07

Tabla 7.4.- Comparación del Trabajo perdido y los servicios de calentamiento y enfriamiento para la sección de tratamiento con DEA

Resultados de la variación del flujo de solución de DEA en DA-601					
	Relación DEA / ácido sulfhídrico				
	2.2	2.3	2.4	2.5	Original
Componentes					
H2	162.0522	162.0857	162.0871	162.0884	162.093
H2S	2.00E-02	1.35E-02	9.49E-03	6.82E-03	2.59E-03
Metano	138.3534	138.3799	138.3799	138.3799	138.3799
Etano	133.4821	133.5072	133.5072	133.5072	133.5072
Propano	89.1618	89.1784	89.1784	89.1785	89.1785
Isobutano	23.6005	23.6056	23.6062	25.2384	23.6091
n-Butano	30.4263	30.439	30.446	30.453	30.477
Isopentano	25.7785	25.7841	25.7849	25.7857	25.7884
n- Pentano	32.1097	32.1162	32.1167	32.1172	32.1189
Isohexano	2.4066	2.407	2.407	2.4071	2.4071
n- Hexano	3.966	3.9667	3.9668	3.9668	3.9669
H2O	11.4148	11.3359	11.2769	11.2567	11.118
DEA	2.56E-05	2.51E-05	2.49E-05	2.47E-05	2.41E-05
Total lbmol/hr	652.7723	652.8197	652.7671	654.3861	652.6472
TEMP F	112.2716	112.0215	111.8345	111.6761	111.3082
PRES PSI	79.7	79.7	79.7	79.7	79.7
% de H2S	0.003058494	0.002072854	0.001453229	0.001042932	0.000396324

Tabla 7.5.- Resultados de la corrientes de hidrocarburos de salida de DA-601

IV.- SIMULACIÓN DEL PROCESO MODIFICADO

La simulación de las mejoras al proceso se hizo tomando como punto de partida la simulación del proceso original, únicamente se incluyeron los módulos necesarios o se cambió el modelo de la operación unitaria en caso necesario

Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros.-

- En esta sección se incluyeron los equipos correspondientes al enfriador EA-617 de la sección de hidrocarburos pesados y al enfriador HER-1 también de la sección de hidrocarburos pesados, utilizando el modelo HEATER para ellos.

- Se adicionó también un equipo de recuperación de calor en la alimentación de la torre DA-606 asignándole el modelo de HEATX con el fin de que intercambiara calor con la alimentación del rehervidor de esta torre.

Sección de recuperación de hidrocarburos pesados.-

- En esta sección se cambió el modelo de los condensadores EA-618 y EA-621 de HEATER a HEATX con el fin de que se utilizara el calor disponible en precalentar la alimentación al rehervidor EA-616.

- Se cambió el modelo del enfriador EA-617 de HEATER a HEATX variando su temperatura de salida de 100 °F a 115°F, con el fin de utilizar el calor disponible en precalentar la alimentación a la torre DA-604 de la sección de recuperación de hidrocarburos ligeros.

Sección de tratamiento con DEA.-

- Se modificó el flujo de la alimentación al absorbedor de gas ácido DA-601, modificando para esta las especificaciones de algunos divisores de flujo.

Los resultados del trabajo perdido, los diagrama de bloques utilizados y los diagramas de flujo del proceso modificado se muestran a continuación :

TRABAJO PERDIDO EN PROCESO MODIFICADO

Equipo	Corrientes de entrada	Corrientes de salida	Cambio de Entalpia (BTU/HR)	Cambio de Entropia (BTU/HR-R)	Calor (BTU/HR)	Trabajo Equivalente (BTU/HR)	Trabajo Eq Min (BTU/HR)	Entropia Generada (BTU/HR-R)	Trabajo Perdido (BTU/HR)
Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros									
torres									
DA-604	P3, P16, P4	P17, P14	-7.26E+01	1.71E+03	0.00E+00	0.00E+00	-9.01E+05	1.71E+03	9.01E+05
DA-605	P5L, P8, P24	P25, P22	1.20E+00	7.24E+01	0.00E+00	0.00E+00	-3.82E+04	7.24E+01	3.82E+04
DA-606	P7, P11, P29	P30, P27	-1.01E+01	9.30E+02	0.00E+00	0.00E+00	-4.91E+05	9.30E+02	4.91E+05
condensadores									
FA-605	P17	P5V, P19	-7.47E+06	-1.26E+04	-7.47E+06	-4.57E+05	-8.17E+05	6.83E+02	3.60E+05
FA-606	P25	P6, P8B	-2.16E+05	-3.67E+02	-2.16E+05	-1.05E+04	-2.21E+04	2.19E+01	1.16E+04
EA-609	P30	P31B	-1.25E+07	-2.12E+04	-1.25E+07	-7.62E+05	-1.27E+06	9.58E+02	5.06E+05
rehervidores									
EA-606	P15	P16	8.54E+06	1.16E+04	8.53E+06	4.24E+06	2.44E+06	3.43E+03	1.81E+06
EA-608	P23	P24	9.19E+05	1.43E+03	9.19E+05	2.75E+05	1.63E+05	2.11E+02	1.11E+05
EA-610	P28	P29	9.91E+06	1.58E+04	9.88E+06	2.95E+06	1.55E+06	2.69E+03	1.42E+06
enfriadores									
EA-613	P10C	P10	-3.73E+05	-6.05E+02	-3.73E+05	-1.82E+04	-5.59E+04	6.78E+01	3.58E+04
EA-612	P13C	P13	-8.08E+05	-1.36E+03	-8.08E+05	-4.94E+04	-9.03E+04	7.74E+01	4.08E+04
EA-611	P12C	P12	-8.46E+04	-1.48E+02	-8.46E+04	-4.11E+03	-6.43E+03	4.39E+00	2.32E+03
bombas									
GA-604	P4B	P4	-1.53E+02	3.02E+00	0.00E+00	2.85E+03	1.44E+03	3.02E+00	1.59E+03
GA-605	P5LB	P5L	8.60E+01	8.79E+00	0.00E+00	8.60E+03	3.96E+03	8.79E+00	4.64E+03
GA-606	P8B	P8	2.24E+02	2.65E+01	0.00E+00	2.71E+02	8.44E+01	2.65E+01	1.40E+02
GA-607	P31B	P31	8.07E+03	4.42E+00	0.00E+00	8.07E+03	5.74E+03	4.42E+00	2.34E+03
divisores									
DIV-2	P19	P5LB, P4B	0.00E+00	5.46E-12	0.00E+00	0.00E+00	-2.88E-09	5.46E-12	2.88E-09
DIV-1	P14	P15, P7B	3.73E-08	2.91E-11	0.00E+00	0.00E+00	2.19E-08	2.91E-11	1.54E-08
DIV-3	P22	P23, P10C	-1.86E-09	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	-1.86E-09	0.00E+00	0.00E+00
DIV-5	P31	P12C, P11B	0.00E+00	2.00E-11	0.00E+00	0.00E+00	-1.06E-08	2.00E-11	1.06E-08
DIV-4	P27	P28A, P13C	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	1.15E-08	0.00E+00	0.00E+00
mezcladores									
MZ-1	P5V, P6	P9	-3.34E+00	4.06E+02	0.00E+00	0.00E+00	-2.14E+05	4.06E+02	2.14E+05
válvulas									
HETV	P7BA	P7	-1.71E+00	9.02E+01	0.00E+00	0.00E+00	-4.76E+04	9.02E+01	4.76E+04
HETV-1	P11B	P11	-2.08E+03	3.01E+01	0.00E+00	0.00E+00	-2.24E+03	3.01E+01	1.59E+02
HREC	P7B, P28A	P7BA, P28	2.61E+00	3.43E+02	0.00E+00	0.00E+00	-1.81E+05	3.43E+02	1.81E+05
Total									6.18E+06

Tabla 7.6.- Resultados del trabajo perdido para la sección de Hidrocarburos ligeros.

TRABAJO PERDIDO EN PROCESO MODIFICADO

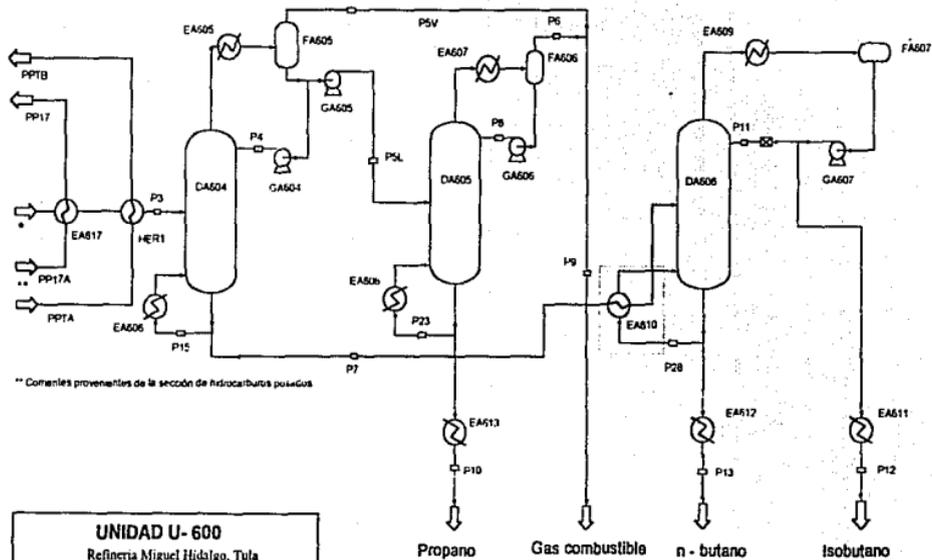
Equipo	Corrientes de entrada	Corrientes de salida	Cambio de Entalpia (BTU/HR)	Cambio de Entropia (BTU/HR-R)	Calor (BTU/HR)	Trabajo Equivalente (BTU/HR)	Trabajo Eq. Min. (BTU/HR)	Entropia Generada (BTU/HR-R)	Trabajo Perdido (BTU/HR)
Seccion de recuperacion de hidrocarburos pesados									
torres									
DA-607	PP15,PP14,PP17E	PP15C, PP17C	1.10E+02	-3.71E+03	0.00E+00	0.00E+00	-2.29E+06	4.71E+03	2.49E+06
DA-608	PP19,PP18,PP20D	PP19C,PP20B	1.08E+05	1.85E+02	0.00E+00	0.00E+00	-9.75E+04	1.85E+02	9.75E+04
DA-609	PP22,PP21,PP24C	PP22C,PP24A	1.49E+00	-1.16E+02	0.00E+00	0.00E+00	-6.10E+04	1.16E+02	6.10E+04
condensadores									
EA-614	PP15C	PP15H	-3.68E+07	-6.31E+04	-3.68E+07	-2.25E+06	-4.46E+06	4.17E+03	2.20E+06
EA-618	PP19C,PP17D	PP19B,PP17D1	-1.90E+01	7.80E+02	0.00E+00	0.00E+00	-4.12E+05	7.80E+02	4.12E+05
EA-621	PP22C,PP17D1	PP22B,PP17D2	-6.22E-01	4.69E+02	0.00E+00	0.00E+00	-2.48E+05	4.69E+02	2.48E+05
rehervidores									
EA-616	PP17D2	PP17E	3.39E+07	5.14E+04	3.39E+07	1.01E+07	6.74E+06	6.41E+03	3.38E+06
EA-619	PP20C	PP20D	2.21E+06	2.34E+03	2.21E+06	1.10E+06	9.28E+05	3.27E+02	1.73E+05
EA-622	PP24B	PP24C	1.33E+06	1.51E+03	1.33E+06	6.60E+05	5.31E+05	2.44E+02	1.29E+05
enfriadores									
EA-628	PP16A	PP16	-2.61E+05	-4.58E+02	-2.61E+05	-1.28E+04	-2.16E+04	1.67E+01	8.81E+03
EA-617	PP17A,PP17	PP17,PP17-1A	0.00E+00	9.89E+01	0.00E+00	0.00E+00	-4.80E+04	9.01E+01	4.80E+04
EA-620	PP20A	PP20	-3.28E+05	-4.77E+02	-3.28E+05	-1.60E+04	-7.65E+04	1.15E+02	6.05E+04
EA-624	PP23A	PP23	-2.14E+05	-3.16E+02	-2.14E+05	-1.03E+04	-4.76E+04	7.03E+01	3.72E+04
EA-623	PP24E	PP24	-1.37E+06	-1.93E+03	-1.37E+06	-6.67E+04	-3.56E+05	5.48E+02	2.89E+05
bombas									
GA-610	PP15A	PP15	9.06E+03	1.89E+00	0.00E+00	9.16E+03	7.01E+03	1.89E+00	2.05E+03
GA-617	PP16B	PP16A	7.21E+01	6.83E+00	0.00E+00	7.23E+03	1.63E+03	6.83E+00	3.61E+03
GA-611	PP17B	PP17A	4.32E+03	2.99E+02	0.00E+00	4.42E+03	2.83E+03	2.99E+00	1.58E+03
GA-613	PP19B	PP19A	9.00E+01	5.90E+00	0.00E+00	9.00E+03	5.89E+03	5.90E+00	3.12E+03
GA-615	PP22B	PP22A	7.39E+03	5.63E+00	0.00E+00	7.39E+03	4.52E+03	5.63E+00	2.97E+03
GA-614	PP24D	PP24E	5.30E+03	4.03E+00	0.00E+00	5.30E+03	3.16E+03	4.03E+00	2.13E+03
divisores									
DIV-6	PP15B	PP15A,PP16H	-1.86E-09	3.64E-12	0.00E+00	0.00E+00	-3.78E-09	3.64E-12	1.92E-09
DIV-7	PP17C	PP17B,PP17D	-3.73E-09	1.02E-10	0.00E+00	0.00E+00	-5.75E-08	1.02E-10	5.38E-08
DIV-8	PP19A	PP191,PP20A	5.69E-11	1.42E-13	0.00E+00	0.00E+00	-2.41E-11	1.42E-13	7.50E-11
DIV-9	PP20B	PP20C,PP20E	3.49E-10	9.09E-13	0.00E+00	0.00E+00	-1.31E-10	9.09E-13	4.80E-10
DIV-10	PP22A	PP221,PP23A	9.09E-13	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	2.33E-11	0.00E+00	0.00E+00
DIV-11	PP24A	PP24B,PP24D	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	6.00E-11	0.00E+00	0.00E+00
valvulas									
EA-1	PP191	PP19	-2.46E-01	4.25E+00	0.00E+00	0.00E+00	-2.25E+03	4.25E+00	2.25E+03
EA-2	PP221	PP22	-1.22E+00	2.80E+00	0.00E+00	0.00E+00	-1.48E+03	2.80E+00	1.48E+03
HER-1	PPTA,PP1A	PPTB,PP3	0.00E+00	2.90E+02	0.00E+00	0.00E+00	1.53E+05	2.90E+02	1.53E+05
DIV-12	PPTB	PP1A,PP21 ***	0.00E+00	-3.45E-09	0.00E+00	0.00E+00	-1.20E-10	7.52E-13	0.00E+00
Total									9.81E+06

Tabla 7.6.- Resultados del trabajo perdido para la sección de Hidrocarburos pesados.

TRABAJO PERDIDO EN PROCESO MODIFICADO

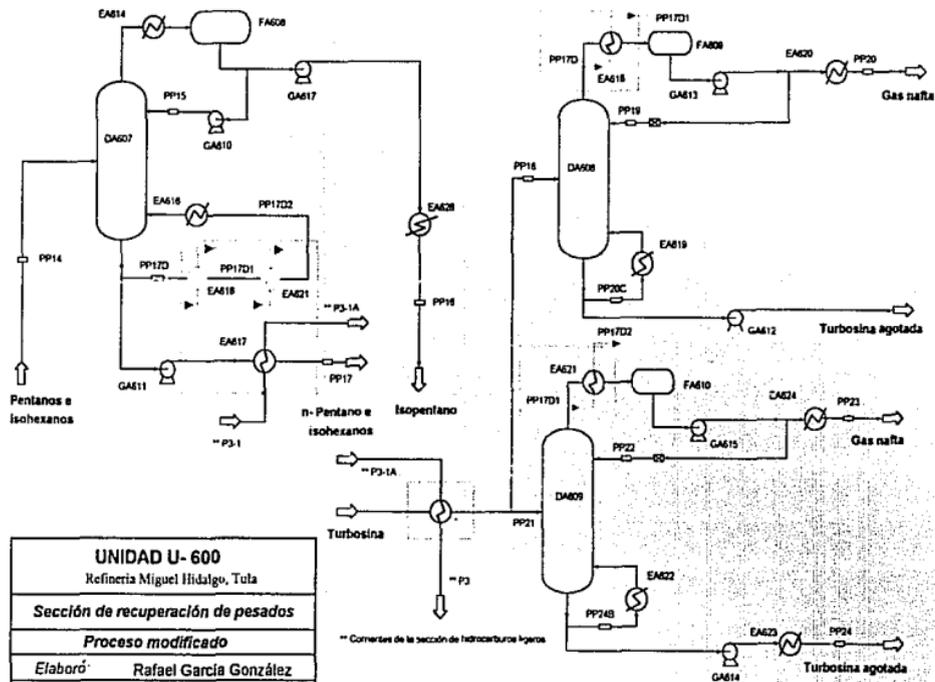
Equipo	Comentes de entrada	Corrientes de salida	Cambio de Entalpia (BTU/HR)	Cambio de Entropia (BTU/HR-R)	Calor (BTU/HR)	Trabajo Equivalente (BTU/HR)	Trabajo Eq. Min. (BTU/HR)	Entropia Generada (BTU/HR-R)	Trabajo Perdido (BTU/HR)
Seccion de tratamiento con DEA									
absorbedor									
DA-601	PA17,PA4	PA3,PA6	4.41E+04	1.11E+04	0.00E+00	0.00E+00	-5.93E+06	1.13E+04	5.97E+06
extractor									
DA-602	PA16,PA7	PA8,PA9	1.50E+05	2.98E+02	0.00E+00	0.00E+00	-7.71E+01	2.98E+02	1.58E+05
torre									
DA-603	PA14,PA11C,PA2I	PA12,PA19	-3.86E+02	3.15E+03	0.00E+00	0.00E+00	-1.66E+06	3.15E+03	1.66E+06
condensador									
EA-604	PA12	PA13,PA14B	-2.29E+07	-1.41E+04	-1.29E+07	-1.30E+06	-4.85E+06	6.54E+03	3.45E+06
rehervidor									
EA-603	PA20	PA21	4.52E+07	6.26E+04	4.52E+07	1.15E+07	1.21E+07	2.58E+03	1.36E+06
enfriadores									
EA-602	PA15B	PA15B2	-2.22E+07	-1.65E+04	-2.22E+07	-1.36E+06	-2.90E+06	2.92E+03	1.54E+06
cambiadores									
EA-601	PA11B,PA15C	PA11C,PA15B	-5.19E+04	4.09E+03	0.00E+00	0.00E+00	-2.22E+06	4.09E+03	2.16E+06
bombas									
GA-602	PA13B	PA14	9.73E+03	0.00E+00	0.00E+00	3.32E+02	9.73E+03	0.00E+00	0.00E+00
GA-601	PA15B2	PA15	1.89E+05	0.00E+00	0.00E+00	1.89E+05	1.89E+05	0.00E+00	0.00E+00
GA-616	PA15C	PA16B	2.21E+04	2.65E+01	0.00E+00	2.21E+04	8.14E+01	2.65E+01	1.40E+04
divisores									
DIV-16	PA19	PA15C2,PA20	-2.38E-07	2.91E-11	0.00E+00	0.00E+00	-2.54E-07	2.91E-11	1.54E-08
DIV-17	PA15	PA17B,PA16C	-2.38E-07	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	-1.80E-07	0.00E+00	0.00E+00
mezcladores									
MZA-2	PA1,PA2	PA3	-3.17E-01	2.47E+02	0.00E+00	0.00E+00	-1.30E+05	2.47E+02	1.30E+05
MZA-3	PA6,PA9A	PA11	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
MZA-4	PA15C2,PH	PA15C	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00
válvulas									
HETV-2	PA9	PA9A	1.47E-01	1.54E+01	0.00E+00	0.00E+00	-8.11E+03	1.54E+01	8.13E+03
separadores									
FA-602	PAR	PA10	3.73E-09	7.28E-12	0.00E+00	0.00E+00	-1.16E-10	7.28E-12	1.81E-09
filtros									
FD-601	PA11	PA11B	-9.89E+01	9.03E+01	0.00E+00	0.00E+00	-4.78E+04	9.03E+01	4.77E+04
FD-605	PA17B	PA17	-2.27E+03	1.26E+02	0.00E+00	0.00E+00	-6.90E+04	1.26E+02	6.68E+04
FD-604	PA16B	PA16	2.35E-01	3.26E+00	0.00E+00	0.00E+00	-1.72E+03	3.26E+00	1.72E+03
TOTAL									1.66E+07

Tabla 7.6.- Resultados del trabajo perdido para la sección de Tratamiento con DEA.



UNIDAD U-600	
Refinería Miguel Hidalgo, Tula	
<i>Sección de recuperación de ligeros</i>	
<i>Proceso modificado</i>	
<i>Elaboró:</i>	Rafael García González
Fac. de Química UNAM	

* La alimentación consiste de una mezcla de hidrocarburos provenientes de la sección de tratamiento y de la planta reformadora



UNIDAD U- 600

Refinería Miguel Hidalgo, Tula

Sección de recuperación de pesados

Proceso modificado

Elaboró: **Rafael García González**

Fac. de Química UNAM

CAPITULO OCHO
ANÁLISIS DE LA PROPUESTA
Y CONCLUSIONES

I.- ANÁLISIS DE LA PROPUESTA:

En la tabla 7.6 se muestran los resultados del análisis de trabajo perdido del proceso modificado, éstos valores, al igual que los anteriores, se obtuvieron a partir de los resultados generados por el simulador siguiendo los pasos descritos en el capítulo siete.

Como se puede observar en la tabla, el efecto global de las modificaciones significó una disminución en el trabajo perdido total en cada una de las secciones de la planta, además de una reducción en el consumo de servicios auxiliares de la planta; en este caso se obtuvieron reducciones en el consumo de energía eléctrica, vapor de calentamiento y agua de enfriamiento.

a).- ASPECTOS ECONOMICOS:

En esta sección se hace una comparación económica entre el proceso original y el proceso con las modificaciones propuestas, esta comparación toma en cuenta únicamente los costos de operación derivados del uso de los servicios auxiliares, ya que no se pretende hacer un estudio económico profundo de las mejoras, pero sí proporcionar un estimado del ahorro en servicios auxiliares que representan. De cualquier forma, los costos de operación son un factor muy importante en la elección de un proceso.

Los servicios auxiliares que se utilizan en la planta y que fueron considerados en este trabajo son: agua de enfriamiento, vapor de calentamiento y energía eléctrica. Por otra parte los costos considerados para estos servicios son los siguientes:

- Agua de enfriamiento: su costo en la zona de Tula en 1992 era de 2.54 pesos/ft³ el cual actualizado a Mayo de 1993 resulta de 0.103 nuevos pesos por metro cúbico. Se consideró una capacidad calorífica de 1 Btu/lb°F.

- Electricidad: en 1992 su costo era de 140 \$/KWh, actualizado a 1993 resulta de 165 centavos de nuevo peso por KWh.

- Vapor de media: el costo del vapor de media en 1992 era aproximadamente 22 pesos por libra; por lo que actualizado a 1993 se tiene un costo aproximado de 50.6 nuevos pesos por tonelada . Además el calor latente de condensación del vapor a las condiciones en que es suministrado es de 818 BTU/lb.

Con la información anterior, se construyó la tablas 8.1, 8.2 y 8.3 donde se muestra el consumo de los servicios mencionados para el proceso original y el modificado y el costo de cada uno de estos servicios tomando en cuenta un año de operación de 330 días.

Como se puede apreciar, la principal diferencia entre el proceso original y el modificado es el consumo de vapor de calentamiento.

EVALUACION DE LAS MODIFICACIONES PROPUESTAS							
	Proceso actual			Proceso modificado			
Energía eléctrica				Sección de ligeros			
Equipo	Trabajo Btu/hr	Consumo (kWh/año)	Costo N\$/año	Trabajo Btu/hr	Consumo (kWh)	Costo N\$/año	Ahorro N\$/año
GA-604	2.86E+03	7.24E+03	1195	2.85E+03	7.22E+03	1192	3
GA-605	8.59E+03	2.18E+04	3589	8.60E+03	2.18E+04	3594	-5
GA-606	2.71E+02	6.86E+02	113	2.71E+02	6.86E+02	113	0
GA-607	9.36E+03	2.37E+04	3911	8.07E+03	2.04E+04	3370	541
Total	2.11E+04	5.34E+04	8808	1.98E+04	5.01E+04	8268	539
Agua de enf.							
Equipo	Calor Btu/hr	Consumo m ³ /año	Costo N\$/año	Calor Btu/hr	Consumo m ³ /año	Costo N\$/año	Ahorro N\$/año
FA-605	7.44E+06	1.07E+06	110432	7.47E+06	1.07E+06	110919	-487
FA-606	2.15E+05	7.73E+04	7978	2.16E+05	7.77E+04	8014	-36
EA-613	3.65E+05	1.31E+05	13544	3.73E+05	1.34E+05	13853	-308
EA-609	1.46E+07	2.10E+06	216707	1.24E+07	1.79E+06	184750	31957
EA-612	8.10E+05	1.17E+05	12023	8.08E+05	1.16E+05	11989	34
EA-611	9.26E+04	3.33E+04	3436	8.47E+04	3.05E+04	3143	293
Total	2.35E+07	3.53E+06	364120	2.14E+07	3.22E+06	332668	31452
Vapor de calentamiento							
Equipo	Calor Btu/hr	Consumo Ton/año	Costo N\$/año	Calor Btu/hr	Consumo Ton/año	Costo N\$/año	Ahorro N\$/año
EA-606	1.12E+07	4.93E+04	2494122	8.53E+06	3.76E+04	1900120	594002
EA-608	9.12E+05	4.01E+03	203093	9.19E+05	4.04E+03	204594	-1501
EA-610	1.20E+07	5.28E+04	2672274	9.87E+06	4.34E+04	2197945	474329
Total	2.41E+07	1.06E+05	5369489	1.93E+07	8.50E+04	4302659	1066830
TOTAL							1098821

Tabla 8.1.- Resultados del análisis económico

EVALUACION DE LAS MODIFICACIONES PROPUESTAS							
	Proceso actual			Proceso modificado			
Energía eléctrica				Sección de pesados			
Equipo	Trabajo Btu/hr	Consumo (kWh/año)	Costo NS/año	Trabajo Btu/hr	Consumo (kWh)	Costo NS/año	Ahorro NS/año
GA-610	9.03E+03	2.10E+04	3457	9.16E+03	2.13E+04	3507	-50
GA-617	8.35E+03	1.94E+04	3198	7.23E+03	1.68E+04	2771	427
GA-611	6.56E+03	1.52E+04	2511	4.42E+03	1.02E+04	1691	820
GA-613	9.03E+03	2.10E+04	3459	9.00E+03	2.09E+04	3448	11
GA-615	7.53E+03	1.75E+04	2882	7.49E+03	1.74E+04	2870	13
GA-614	5.29E+03	1.23E+04	2026	5.30E+03	1.23E+04	2028	-2
Total	4.58E+04	1.06E+05	17534	4.26E+04	9.89E+04	16315	1219
Agua de enf.							
Equipo	Calor Btu/hr	Consumo m ³ /año	Costo NS/año	Calor Btu/hr	Consumo m ³ /año	Costo NS/año	Ahorro NS/año
EA-614	3.76E+07	5.40E+06	557621	3.68E+07	5.29E+06	546251	11370
EA-628	1.42E+05	5.09E+04	5254	2.63E+05	9.47E+04	9771	-4517
EA-617	1.66E+06	5.98E+05	61713	9.00E+00	0.00E+00	0	61713
EA-618	2.13E+06	7.65E+05	78983	0.00E+00	0.00E+00	0	78983
EA-620	3.31E+05	1.19E+05	12300	3.28E+05	1.18E+05	12173	126
EA-621	1.47E+06	2.11E+05	21755	0.00E+00	0.00E+00	0	21755
EA-624	2.18E+05	7.83E+04	8082	2.14E+05	7.70E+04	7951	131
EA-623	1.37E+06	4.91E+05	50707	1.37E+06	4.94E+05	50930	-223
Total	4.49E+07	7.72E+06	796415	3.90E+07	6.08E+06	627076	169339
Vapor de calentamiento							
Equipo	Calor Btu/hr	Consumo Ton/año	Costo NS/año	Calor Btu/hr	Consumo Ton/año	Costo NS/año	Ahorro NS/año
EA-616	3.79E+07	1.67E+05	8439932	3.39E+07	1.49E+05	7548283	891649
EA-619	1.57E+06	6.93E+03	350669	2.21E+06	9.74E+03	492901	-142232
EA-622	9.32E+05	4.10E+03	207484	1.33E+06	5.85E+03	295821	-88336
Total	4.04E+07	1.78E+05	8998085	3.74E+07	1.65E+05	8337004	661080
TOTAL							831639

Tabla 8.2.- Resultados del análisis económico

EVALUACION DE LAS MODIFICACIONES PROPUESTAS							
	Proceso actual			Proceso modificado			
Energía eléctrica				Sección de Tratamiento con DEA			
Equipo	Trabajo Btu/hr	Consumo (kWh/año)	Costo NS/año	Trabajo Btu/hr	Consumo (kWh)	Costo NS/año	Ahorro NS/año
GA-602	3.31E+02	7.69E+02	127	3.32E+02	7.70E+02	127	-1
GA-601	2.36E+05	5.47E+05	90308	1.89E+05	4.38E+05	72346	17962
GA-616	2.17E+04	5.05E+04	8326	2.21E+04	5.14E+04	8478	-152
Total	2.58E+05	5.99E+05	98761	2.11E+05	4.91E+05	80951	17809
Agua de enf.							
Equipo	Calor Btu/hr	Consumo m3/año	Costo NS/año	Calor Btu/hr	Consumo m3/año	Costo NS/año	Ahorro NS/año
FA-604	2.28E+07	8.21E+06	847719	2.29E+07	8.22E+06	848610	-891
EA-602	2.81E+07	1.01E+07	1040863	2.22E+07	7.98E+06	823043	217821
Total	5.09E+07	1.83E+07	1888582	4.50E+07	1.62E+07	1671652	216930
Vapor de calentamiento							
Equipo	Calor Btu/hr	Consumo Ton/año	Costo NS/año	Calor Btu/hr	Consumo Ton/año	Costo NS/año	Ahorro NS/año
EA-603	5.09E+07	2.24E+05	11343134	4.52E+07	1.99E+05	10056212	1286923
Total	5.09E+07	2.24E+05	11343134	4.52E+07	1.99E+05	10056212	1286923
TOTAL							1521662

Tabla 8.3.- Resultados del análisis económico

II.- CONCLUSIONES.

a).- SIMULACIÓN DE LA PLANTA:

En lo que respecta a la simulación de la planta, los primeros resultados que se mostraron son los correspondientes a los valores de todas las corrientes de proceso calculados por ASPEN PLUS (tablas 5.1 a 5.3).

- En la sección de *Hidrocarburos ligeros* las desviaciones más grandes con respecto a los valores de diseño reportados en los diagramas de flujo de proceso se encuentran principalmente en componentes que por mucho representan el 2 % del flujo de esas corrientes, por lo demás la simulación reprodujo muy bien los valores de flujo total, temperatura y presión de las corrientes de esta sección.

- En la sección de *Hidrocarburos pesados* las diferencias encontradas se deben a que en esta sección de la planta la caracterización de los componentes se hizo con una curva de destilación TBP D86, lo que provocó diferencias en el peso molecular y las temperaturas de las corrientes.

- La sección de *Tratamiento con DEA* se caracterizó por ser la que menor porcentaje de error tuvo en su simulación, cabe mencionar que esta sección fue la que requirió de mayor trabajo en su simulación debido a que fue necesario utilizar una combinación de cinco ecuaciones de estado aplicadas a las diferentes operaciones unitarias presentes en el proceso para representar las propiedades termodinámicas de las corrientes.

Es debido a la confiabilidad que mostró el simulador que fue posible utilizarlo para el cálculo del trabajo perdido en el proceso y para la simulación de las mejoras propuestas que son discutidas en la sección b de este capítulo.

Desde el punto de vista de la simulación de procesos es importante mencionar que cuando se realiza la simulación de una planta se deben definir muy bien las estrategias a seguir, de tal forma que factores como: la selección de los modelos de cálculo de propiedades, la asignación de módulos de cálculo a cada operación y la selección de los métodos de convergencia sean perfectamente definidos .

Con respecto a los modelos de cálculo de propiedades, la conclusión que puede tenerse, es que toda la simulación esta en función de su correcta selección y que ésta depende de las condiciones de operación y los componentes y el tipo de operaciones presentes en el proceso.

En el caso de la simulación de la planta, en especial de algunas secciones como las torres de destilación , la partición del proceso considero a todos los equipos que componen a dicha operación como un módulo de cálculo, lo que tuvo como consecuencia la generación de ciclos de recirculación. En este caso se observó que los estimados adquirieron gran importancia pues al parecer el algoritmo de solución de las torres de destilación es muy dependiente de los estimados iniciales, razón por la que es recomendable llevar a cabo primero la simulación tomando módulos que representen a un conjunto de operaciones (y de esta forma obtener buenos estimados), para más tarde implementar la simulación de todas las operaciones por separado.

Referente a la selección de los métodos de convergencia de los ciclos de recirculación y la forma en que estos se aplican, se observó que para ciclos de recirculación en donde unas corrientes de corte dependen mucho de otras (como sucede con los ciclos asociados al condensador y rehervidor de una torre de destilación) el método de Broyden da buenos resultados al converger cada corriente de corte por separado.

b).- ANÁLISIS DE LA PROPUESTA DE MEJORAS:

Como se puede comprobar en las tablas que aparecen en el capítulo siete y en la sección III del apéndice A las modificaciones implementadas no afectan la funcionalidad del proceso, alterando únicamente las cantidades de trabajo perdido y de servicios auxiliares utilizados.

Cabe mencionar que en el proceso las mayores cantidades de trabajo perdido se detectaron en equipos de transferencia de calor y transferencia de masa (como lo son absorbedores y extractores), esto a causa de los gradientes de temperatura o concentración prevaletentes en este tipo de equipos.

Para solucionar este problemas se decidió utilizar en lo posible todas las fuentes de calor disponibles dentro del proceso reduciendo simultáneamente el trabajo perdido y el consumo de servicios de enfriamiento y calentamiento.

Es importante mencionar que en el planteamiento de mejoras de este tipo se deben cumplir restricciones como la segunda ley de la termodinámica o el límite práctico de acercamiento de temperaturas en el diseño de equipo de intercambio térmico.

Así la reducción en el trabajo perdido de la torre de destilación DA-604 se debe a el mejor aprovechamiento de la energía al calentar la alimentación, reduciendose también los requerimientos de vapor y el trabajo perdido en el rehervidor EA-606.

Lo mismo sucede con la introducción del equipo recuperador de calor HREC, pues al enfriar la alimentación de la torre DA-606 se logran condiciones más adecuadas para su mejor funcionamiento, reduciendo con esto el trabajo perdido, además de reducir la carga térmica del rehervidor EA-610 y su trabajo perdido.

El acoplamiento de los condensadores de las torres DA-608 y DA-609 y la utilización del enfriador EA-617 promovieron la recuperación del calor disponible, disminuyendo también los gradientes de temperatura de estos equipos.

Otro punto de atención son las condiciones de alimentación a las torres de destilación del proceso, esto con el objetivo de minimizar las irreversibilidades provocadas por condiciones de alimentación inadecuadas. lo que justifica la adición del los equipos EA-617 y HER-1

Desde el punto de vista del equipo requerido las mejoras propuestas requieren la adición de algunos equipos y la modificación en la operación de algunos otros, por lo que su aplicación queda sujeta a un análisis económico y de factibilidad más profundo.

c).- ALCANCE DE ESTE TRABAJO:

1).- De los datos mostrados en el capítulo siete y ocho y a partir de las modificaciones propuestas se puede concluir que es posible ahorrar cantidades significativas de energía sin la necesidad de aplicar criterios o tecnologías sofisticados. Ya que en este caso todas las mejoras son el resultados de aplicar criterios simples como:

- La integración de fuentes y receptores de calor con un gradiente de temperaturas pequeño.
- Plantear condiciones de alimentación a las torres de destilación adecuadas.
- Que una fuente de calor (como una corriente de domos de una columna) solo puede intercambiar calor con un receptor (como la corriente de fondos de una columna) mas volátil, o viceversa.
- Evitar las expansiones de corrientes a partir de las cuales se pueda recuperar energía.
- Evitar las corrientes con un flujo en exceso, en el caso de reactores o equipos de extracción o absorción esto significa trabajar cerca del equilibrio.

2).- A partir de este trabajo han quedado sentadas las bases para el desarrollo de estudios posteriores utilizando para ello el simulador ASPEN PLUS, ya que este demostró tener la capacidad, versatilidad y flexibilidad que se requieren para llevar a cabo la simulación e incluso la optimización de cualquier proceso. Algunos de estos estudios pueden incluir:

1).- Implementación de estrategias para la reducción del trabajo perdido, modificando no sólo las condiciones de operación del proceso, sino también su estructura. Ya que ha quedado demostrado que cantidades significativamente altas de energía pueden ser ahorradas alterando la secuencia de proceso en lugar de dar paso a la optimización de las condiciones de operación, en este aspecto cabe señalar que las mejores alternativas son el rearrreglo de reactores, separadores e intercambiadores de calor.

2).- Plantear la optimización de las diferentes operaciones unitarias, mediante una minimización del trabajo perdido, utilizando para esto las rutinas de cálculo dentro del simulador.

BIBLIOGRAFIA

-Alonso, L.A. y Giral L.F. "*Propuesta de Mejoramiento del tren de recuperación de vapores de la planta catalítica de Tula*". Tesis. México, CU, 1992. 107 pp.

-Bazúa Rueda Enrique. "*Bases termodinámicas para el uso eficiente de la energía*." Notas del Diplomado de ahorro y uso eficiente de la energía. México. Facultad de Química, UNAM.1992.

-Britt, H.I., "*Multiphase Stream Structures in the Aspen Process Simulator*" en Mah, R.S.H., Seider, W.D. Foundations of Computer-Aided Chemical Process Design. V.I. New York, Engineering Foundation, 1981. p.p. 471-510

- De María y Campos Pérez Yolanda "*Análisis del sistema de regeneración de plantas endulzadoras con el proceso Girbotol*". Tesis. México, CU, 1978.

-Evans, Lawrence B. "*Advances in Process Flowsheeting Systems*" en Mah, R.S.H., Seider, W.D. Foundations of Computer-Aided Chemical Process Design. V.I. New York, Engineering Foundation, 1981. p.p. 425-469

- González Ayala Laura Patricia "*Simulación de torres de destilación multicomponente usando la ecuación de estado PSRIV con diferentes reglas de mezclado*". Tesis. México, CU, 1992.

-Henley, E.J., Seader, J.D. "*Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química*". México: Reverté, 1990. 814 pp.

-Husain, Asghar. "*Chemical Process Simulation*." New Delhi: Wiley Eastern, Ltd., 1986. 376 pp.

-Kenney W.F. "*Energy Conservation in the Process Industries*". Orlando: Academic Press, 1984. 329 pp.

-Biegler T. L. "*Chemical Process Simulation*." Chem Eng, Progress. October, 1989. pp. 50-61.

-Luyben, William M. "*Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers*" 2a ed. Singapur: Mc. Graw Hill, 1989. 726 pp.

-Nevers Noel, Seader J.D. "*Mechanical lost work, thermodynamic lost work, and thermodynamic efficiencies of processes*" Latin American Journal of heat and mass transfer, 1984. pp. 77-105.

-Ojeda Ramos Miguel. "*Métodos modulares simultáneos para la simulación de procesos químicos en estado estacionario*". Tesis. México: UNAM. ENEP Zaragoza, 1987. 562 pp.

-PEMEX, Refinería Miguel Hidalgo. Superintendencia de Proceso. "*Libro de Proceso*". Julio, 1989.

-Peters M.S., Timmerhaus K.D. "*Plant Design and Economics for Chemical Engineerings*." Singapur: Mc. Graw Hill, 1991, 910 pp.

-Ram N. S. Rathore "*Process Resequencing for Energy Conservation*" Chem Eng, Progress. December, 1982. pp. 75-82.

-Robertson J. L. "*The Ideal Process Simulator*" Chem Eng, Progress. October, 1989. pp. 62-66.

-Seader J.D. Notas del curso "*Modeling, Simulation and Optimization of Chemical Processes*". Boston: MIT. Julio, 1992.

-Smith, J.M., Van Ness, H.C. "*Introducción a la termodinámica en ingeniería química*." México: Mc. Graw Hill, 1989. 717 pp.

-Westerberg A.W. et al. "*Process Flowsheeting*" Melbourne: Cambridge, 1976. 345 pp.

- Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Costing Manual*, 1991.
- Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Data Regression Manual*, 1991.
- Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Electrolytes Manual*, 1991.
- Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Guide to Physical Properties*, 1991.
- Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Interactive Simulation*, 1991.
- Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Model Manager and ASPEN PLUS, Installation and Reference for the PC*, 1991.
- Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Model Manager, Getting Started and Tutorials for the PC*, 1991.
- Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Notes on Interfaces and User Models*, 1991.
- Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Solids Manual*, 1991.
- Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Stream Libraries and Insert Libraries*, 1991.
- Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS Summary File Toolkit*, 1991.
- Aspen Technology Inc. *ASPEN-PLUS User Guide*, 1991.

APÉNDICE A

I.- CODIFICACIÓN DE LA SIMULACIÓN:

a).- Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros.-

TITLE 'SECCION DE RECUPERACION DE LIGEROS'

IN-UNITS ENG

DEF-STREAMS CONVEN ALL

SIMULATE INTERACTIVE=YES

DATABANKS ASPENPCD

PROP-SOURCES ASPENPCD

COMPONENTS

**H2 H2 H2/ C1 CH4 C1/ C2 C2H6 C2/ C3 C3H8 C3/ C4-2 C4H10-2 C4-2/
C4-1 C4H10-1 C4-1/ C5-2 C5H12-2 C5-2/ C5-1 C5H12-1 C5-1**

FLWSHEET S1

**BLOCK DA604 IN=P3 P16 P4 OUT=P17 P14
BLOCK FA605 IN=P17 OUT=P5V P19
BLOCK DIV2 IN=P19 OUT=P5LB P4B
BLOCK GA604 IN=P4B OUT=P4
BLOCK GA605 IN=P5LB OUT=P5L
BLOCK DIV1 IN=P14 OUT=P15 P7B
BLOCK HETV IN=P7B OUT=P7
BLOCK EA606 IN=P15 OUT=P16
BLOCK DA605 IN=P5L P8 P24 OUT=P25 P22
BLOCK FA606 IN=P25 OUT=P6 P8B
BLOCK GA606 IN=P8B OUT=P8
BLOCK DIV3 IN=P22 OUT=P23 P10C
BLOCK EA613 IN=P10C OUT=P10
BLOCK EA608 IN=P23 OUT=P24
BLOCK DA606 IN=P7 P11 P29 OUT=P30 P27
BLOCK DIV5 IN=P31 OUT=P12C P11B
BLOCK HETV1 IN=P11B OUT=P11
BLOCK DIV4 IN=P27 OUT=P28 P13C
BLOCK EA610 IN=P28 OUT=P29
BLOCK EA609 IN=P30 OUT=P31B
BLOCK GA607 IN=P31B OUT=P31
BLOCK EA612 IN=P13C OUT=P13
BLOCK EA611 IN=P12C OUT=P12
BLOCK MZ1 IN=P5V P6 OUT=P9**

PROPERTIES SYSOP4

STREAM P3 TEMP=100 PRES=453.30 MOLE-FLOW=695.96

MOLE-FLOW H2 2.61 / C1 10.6003 / C2 75.4821 / C3 173.2249 / C4-2 110.1331 /
C4-1 306.8088 / C5-2 12.86030 / C5-1 4.2401

STREAM P4 TEMP=108.5645 PRES=450.30

MOLE-FLOW H2 5.7295 / C1 37.8515 / C2 358.3652 / C3 877.1799 /
C4-2 27.2441 / C4-1 7.8093 C5-2 4.8289E-04 / C5-1 3.0211E-05

STREAM P16 TEMP=281.05710 PRES=457.30

MOLE-FLOW H2 3.6620E-11 / C1 2.3996E-07 / C2 1.7592E-02 / C3 44.9530 /
C4-2 836.2313 / C4-1 2429.3212 / C5-2 102.3012 / C5-1 33.7293

STREAM P8 TEMP=120.6927 PRES=500.30

MOLE-FLOW H2 6.5559E-02 / C1 0.9788 / C2 19.3933 / C3 32.2345 /
C4-2 0.6163 / C4-1 0.1407 / C5-2 3.6381E-06 / C5-1 1.7054E-07

STREAM P24 TEMP=182.9766 PRES=503.30

MOLE-FLOW H2 3.2834E-08 / C1 7.4892E-04 / C2 22.5495 / C3 255.0628 /
C4-2 9.9994 / C4-1 2.9865 / C5-2 1.9605E-04 / C5-1 1.2349E-05

STREAM P11 TEMP=125.3160 PRES=121.30

MOLE-FLOW H2 8.4597E-11 / C1 5.5552E-07 / C2 4.1066E-02 / C3 104.2352 /
C4-2 1716.7262 / C4-1 43.9662 / C5-2 7.0881E-13 / C5-1 8.2165E-16

STREAM P29 TEMP=168.2131 PRES=127.30

MOLE-FLOW C2 5.7585E-19 / C3 1.4147E-06 / C4-2 53.7758 / C4-1 1425.9121 /
C5-2 60.5080 / C5-1 19.9490

BLOCK DA604 RADFRAC

PARAM NSTAGE=34 ALGORITHM=NONIDEAL INIT-OPTION=CRUDE &
ILMETH=WEGSTEIN

FEEDS P3 16 / P4 1 / P16 34 ON-STAGE

PRODUCTS P17 1 V / P14 34 L

P-SPEC 1 450.30 / 34 457.30

COL-SPECS Q1=.0 QN=.0 MOLE-RDV=1.0

T-EST 1 146.36 / 34 279.40

L-EST 1 1524. / 2 1589. / 14 1521. / 15 1519. / 16 3027. / 17 3184. / 32 3877. /
33 3881. / 34 3880.

V-EST 1 1577. / 2 1786. / 14 1784. / 15 1783. / 16 1782. / 17 2594. / 32 3434. /
33 3444. / 34 3448.

** Para el mejor funcionamiento del algoritmo hacen falta estimados de las composiciones del liquido y vapor en la torre

BLOCK FA605 FLASH2
PARAM PRES=445.30 VFRAC=.021076
BLOCK DIV2 FSPLIT
MOLE-FLOW P5LB 229.470

BLOCK GA604 PUMP
PARAM PRES=450.30

BLOCK GA605 PUMP
PARAM PRES=501.30

BLOCK DIV1 FSPLIT
MOLE-FLOW P7B 433.270

BLOCK HETV HEATER
PARAM PRES=121.3 DUTY=0

BLOCK EA606 HEATER
PARAM PRES=457.30 VFRAC=1.0

BLOCK DA605 RADFRAC
PARAM NSTAGE=15 INIT-OPTION=CRUDE ILMETH=WEGSTEIN
FEEDS P5L 3 / P8 1 ON-STAGE / P24 15 ON-STAGE
PRODUCTS P25 1 V / P22 15 L
P-SPEC 1 500.30 / 15 503.30
COL-SPECS Q1=.0 QN=.0 MOLE-RDV=1.0
T-EST 1 130.79 / 2 133.115 / 3 133.85 / 4 138.78 / 14 173.14 / 15 178.13

BLOCK FA606 FLASH2
PARAM PRES=495.30 VFRAC=.6666660

BLOCK GA606 PUMP
PARAM PRES=500.30

BLOCK DIV3 FSPLIT
MOLE-FLOW P10C 122.610

BLOCK EA608 HEATER
PARAM PRES=503.30 VFRAC=1.0

BLOCK EA613 HEATER
PARAM TEMP=100.0 PRES=261.30

BLOCK DA606 RADFRAC

PARAM NSTAGE=61 INIT-OPTION=CRUDE ILMETH=WEGSTEIN

FEEDS P7 40 / P11 1 / P29 61 ON-STAGE

PRODUCTS P30 1 V / P27 61 L

P-SPEC 1 115.30 / 61 127.30

COL-SPECS Q1=.0 QN=.0 MOLE-RDV=1.0

T-EST 1 133.24 / 2 135.06 / 3 136.23 / 4 137.10 / 38 157.64 / 39 158.13 /

40 158.64 / 41 158.98 / 53 162.68 / 54 163.03 / 55 163.38 / 60 165.90 /

61 167.36

BLOCK HETVI HEATER

PARAM DUTY=0 PRES=115.3

BLOCK GA607 PUMP

PARAM PRES=121.7

BLOCK DIV4 FSPLIT

MOLE-FLOW P13C 331.110

BLOCK DIV5 FSPLIT

MOLE-FLOW P12C 101.80

BLOCK EA609 HEATER

PARAM PRES=111.30 VFRAC=.0

BLOCK EA610 HEATER

PARAM PRES=127.30 VFRAC=1.0

BLOCK EA611 HEATER

PARAM TEMP=100 PRES=121.3

BLOCK EA612 HEATER

PARAM TEMP=100 PRES=101.3

BLOCK MZI MIXER

PARAM PRES=81.3 NPHASE=2

TEAR

TEAR P16 / P4 / P24 / P8 / P29 / P11

CONVERGENCE L1 BROYDEN

TEAR P16 1.00E-04

PARAM WAIT=2

CONVERGENCE L2 BROYDEN
TEAR P4 1.000E-04
PARAM WAIT=2

CONVERGENCE L3 BROYDEN
TEAR P24 1E-4
PARAM WAIT=2

CONVERGENCE L4 BROYDEN
TEAR P8 1E-4
PARAM WAIT=2

CONVERGENCE L5 BROYDEN
TEAR P11 1.000E-04
PARAM WAIT=2

CONVERGENCE L6 BROYDEN
TEAR P29 3.000E-04
PARAM WAIT=2

CONV-ORDER L1 L2 L5 L6 L3 L4

CONV-OPTIONS
PARAM TEAR-METHOD=BROYDEN UPDATE=YES

b).- Sección de recuperación de hidrocarburos pesados

TITLE ' SECCION DE RECUPERACION DE PESADOS CARGA CON TURBOSINA '

IN-UNITS ENG

DEF-STREAMS CONVEN ALL

SIMULATE INTERACTIVE=YES

RUN-CONTROL MAX-TIME=1500.0

DATABANKS ASPENPCD

PROP-SOURCES ASPENPCD

ASSAY C7

ASSAY-DATA API=47.57 MW=168

DIST-CURVE D86 0 350.6 / 10 363.2 / 50 381.2 / 90 442.4 / 100 482

COMPONENTS

H2 H2 H2 / C1 CH4 C1 / C2 C2H6 C2 / C3 C3H8 C3 / C4-2 C4H10-2 C4-2 /
C4-1 C4H10-1 C4-1 / C5-2 C5H12-2 C5-2 / C5-1 C5H12-1 C5-1 /
C6-2 C6H14-2 C6-2 / C6-1 C6H14-1 C6-1

FLWSHEET S1

BLOCK DA607 IN=PP15 PP14 PP17E OUT=PP15C PP17C
BLOCK EA614 IN=PP15C OUT=PP15B
BLOCK DIV6 IN=PP15B OUT=PP15A PP16B
BLOCK GA610 IN=PP15A OUT=PP15
BLOCK GA617 IN=PP16B OUT=PP16A
BLOCK EA628 IN=PP16A OUT=PP16
BLOCK DIV7 IN=PP17C OUT=PP17B PP17D
BLOCK EA616 IN=PP17D OUT=PP17E
BLOCK GA611 IN=PP17B OUT=PP17A
BLOCK EA617 IN=PP17A OUT=PP17
BLOCK DA608 IN=PP19 PP18 PP20D OUT=PP19C PP20B
BLOCK EA618 IN=PP19C OUT=PP19B
BLOCK GA613 IN=PP19B OUT=PP19A
BLOCK DIV8 IN=PP19A OUT=PP19-1 PP20A
BLOCK EA1 IN=PP19-1 OUT=PP19
BLOCK EA620 IN=PP20A OUT=PP20
BLOCK DIV9 IN=PP20B OUT=PP20C PP20E
BLOCK EA619 IN=PP20C OUT=PP20D
BLOCK DA609 IN=PP22 PP21 PP24C OUT=PP22C PP24A
BLOCK EA621 IN=PP22C OUT=PP22B
BLOCK GA615 IN=PP22B OUT=PP22A
BLOCK DIV10 IN=PP22A OUT=PP22-1 PP23A
BLOCK EA2 IN=PP22-1 OUT=PP22
BLOCK EA624 IN=PP23A OUT=PP23
BLOCK DIV11 IN=PP24A OUT=PP24B PP24D
BLOCK EA622 IN=PP24B OUT=PP24C
BLOCK GA614 IN=PP24D OUT=PP24E
BLOCK EA623 IN=PP24E OUT=PP24

PROPERTIES SYSOP4

STREAM PP14 TEMP=151 PRES=71.3

MOLE-FLOW C3 .05 / C4-2 1.34 / C4-1 15.91 / C5-2 203.45 / C5-1 263.80 /
C6-2 111.84 / C6-1 63.16

STREAM PP15 TEMP=115.3315 PRES=35.3

MOLE-FLOW C3 0.7483 / C4-2 20.0560 / C4-1 238.1292 / C5-2 2837.2619 /
C5-1 214.9044 / C6-2 2.5242E-05 / C6-1 7.8401E-08

STREAM PP17E TEMP=193.0511 PRES=46.3
MOLE-FLOW C3 4.2426E-32 / C4-2 1.0091E-18 / C4-1 3.0562E-13 /
C5-2 110.8416 / C5-1 1985.5340 / C6-2 889.7752 / C6-1 502.4875

STREAM PP18 TEMP=482 PRES=96.3
MOLE-FLOW C7 91.7

STREAM PP21 TEMP=482 PRES=96.3
MOLE-FLOW C7 57.6

STREAM PP19 TEMP=363.0862 PRES=20.3
MOLE-FLOW PC321F 12.1613 / PC341F 56.3663 / PC364F 39.5534 /
PC386F 0.6175 / PC412F 1.2794E-03 / PC437F 3.1501E-06 /
PC462F 1.7330E-08 / PC488F 7.6172E-09 / PC502F 1.1823E-09

STREAM PP20D TEMP=459.2944 PRES=27.3
MOLE-FLOW PC321F 0.1849 / PC341F 4.8117 / PC364F 25.8894 /
PC386F 21.6769 / PC412F 11.8986 / PC437F 8.1860 /
PC462F 5.5181 / PC488F 4.8038 / PC502F 0.9291

STREAM PP22 TEMP=343.9923 PRES=13.3
MOLE-FLOW PC321F 7.0366 / PC341F 29.0523 / PC364F 27.6765 /
PC386F 5.7818 / PC412F 0.6891 / PC437F 9.8801E-02 /
PC462F 1.2607E-02 / PC488F 1.8833E-03 / PC502F 1.2647E-04

STREAM PP24C TEMP=431.0277 PRES=19.3
MOLE-FLOW PC321F 9.9964E-02 / PC341F 3.3392 / PC364F 14.3454 /
PC386F 11.8095 / PC412F 6.8450 / PC437F 4.7688 /
PC462F 3.2233 / PC488F 2.8074 / PC502F 0.5430

BLOCK DA607 RADFRAC

PARAM NSTAGE=58 ALGORITHM=NONIDEAL INIT-OPTION=CRUDE
FEEDS PP14 20 / PP15 1 ON-STAGE / PP17E 58 ON-STAGE

PRODUCTS PP15C 1 V / PP17C 58 L

P-SPEC 1 35.3 / 58 46.3

COL-SPECS MOLE-RDV=1 Q1=0 QN=0

T-EST 1 131 / 58 165

COMP-EFF 1 C5-2 .96 / 2 C5-2 .96 / 3 C5-2 .96 / 4 C5-2 .96 / 5 C5-2 .96 /
6 C5-2 .96 / 7 C5-2 .96 / 8 C5-2 .96 / 9 C5-2 .96 / 10 C5-2 .96 /
11 C5-2 .96 / 12 C5-2 .96 / 13 C5-2 .96 / 14 C5-2 .96 / 15 C5-2 .96 /
16 C5-2 .96 / 17 C5-2 .96 / 18 C5-2 .96 / 19 C5-2 .96 / 20 C5-2 .96 /
21 C5-2 .96 / 22 C5-2 .96 / 23 C5-2 .96 / 24 C5-2 .96 / 25 C5-2 .96 /
26 C5-2 .96 / 27 C5-2 .96 / 28 C5-2 .96 / 29 C5-2 .96 / 30 C5-2 .96 /
31 C5-2 .96 / 32 C5-2 .96 / 33 C5-2 .96 / 34 C5-2 .96 / 35.....
56 C5-2 .96 / 57 C5-2 .96 / 58 C5-2 .96

BLOCK EA614 HEATER
PARAM PRES=29.3 VFRAC=0

BLOCK GA610 PUMP
PARAM PRES=35.3

BLOCK GA617 PUMP
PARAM PRES=78.3

BLOCK EA628 HEATER
PARAM PRES=73.3 TEMP=100

BLOCK DIV6 FSPLIT
MOLE-FLOW PP15A 3311.1

BLOCK DIV7 FSPLIT
MOLE-FLOW PP17B 438.31

BLOCK EA616 HEATER
PARAM PRES=46.3 VFRAC=1

BLOCK GA611 PUMP
PARAM PRES=67.3

BLOCK EA617 HEATER
PARAM PRES=62.3 TEMP=100

BLOCK DA608 RADFRAC
PARAM NSTAGE=34 ALGORITHM=NONIDEAL INIT-OPTION=CRUDE
FEEDS PP19 1 ON-STAGE / PP18 18 / PP20D 34 ON-STAGE
PRODUCTS PP19C 1 V / PP20B 34 L
P-SPEC 1 20.3 / 34 27.3
COL-SPECS MOLE-RDV=1 Q1=0 QN=0
T-EST 1 196 / 34 314

BLOCK EA618 HEATER
PARAM PRES=18.3 VFRAC=0

BLOCK GA613 PUMP
PARAM PRES=66.3

BLOCK DIV8 FSPLIT
MOLE-FLOW PP19-1 108.7

BLOCK EA1 HEATER
PARAM PRES=20.3 DUTY=0

BLOCK EA620 HEATER
PARAM PRES=61.3 TEMP=100

BLOCK DIV9 FSPLIT
MOLE-FLOW PP20E 76.3

BLOCK EA619 HEATER
PARAM PRES=27.3 VFAC=1

BLOCK DA609 RADFRAC
PARAM NSTAGE=28 ALGORITHM=NONIDEAL INIT-OPTION=CRUDE
FEEDS PP22 1 ON-STAGE / PP21 5 / PP24C 28 ON-STAGE
PRODUCTS PP22C 1 V / PP24A 28 L
P-SPEC 1 15.3 / 28 19.3
COL-SPECS MOLE-RDV=1 Q1=0 QN=0
T-EST 1 200 / 28 331

BLOCK EA621 HEATER
PARAM PRES=13.3 VFAC=0

BLOCK GA615 PUMP
PARAM PRES=66.3

BLOCK DIV10 FSPLIT
MOLE-FLOW PP22-1 70.35

BLOCK EA2 HEATER
PARAM PRES=20.3 DUTY=0

BLOCK EA624 HEATER
PARAM PRES=61.3 TEMP=100

BLOCK DIV11 FSPLIT
MOLE-FLOW PP24D 46.7

BLOCK EA622 HEATER
PARAM PRES=19.3 VFAC=1

BLOCK GA614 PUMP
PARAM PRES=66.3

BLOCK EA623 HEATER
PARAM PRES=61.3 TEMP=100

TEAR PP17E / PP15 / PP19 / PP20D / PP22 / PP24C

CONVERGENCE L1 BROYDEN
TEAR PP17E
PARAM MAXIT=10

CONVERGENCE L2 BROYDEN
TEAR PP15
PARAM MAXIT=10

CONVERGENCE L3 BROYDEN
TEAR PP24C
PARAM MAXIT=10

CONVERGENCE L4 BROYDEN
TEAR PP22
PARAM MAXIT=15

CONVERGENCE L5 BROYDEN
TEAR PP20D
PARAM MAXIT=10

CONVERGENCE L6 BROYDEN
TEAR PP19
PARAM MAXIT=15

CONV-ORDER L1 L2 L3 L4 L5 L6

a).- Sección de tratamiento con DEA

TITLE ' SECCION DE TRATAMIENTO CON DEA'

IN-UNITS ENG

DEF-STREAMS CONVEN ALL

SIMULATE INTERACTIVE=YES

DATABANKS ASPENPCD / DIPRPCD

PROP-SOURCES ASPENPCD / DIPRPCD

COMPONENTS

H2 H2 / H2S H2S / C1 CH4 / C2 C2H6 / C3 C3H8 / C4-2 C4H10-2 / C4-1 C4H10-1 /
C5-2 C5H12-2 / C5-1 C5H12-1 / C6-2 C6H14-2 / C6-1 C6H14-1 / H2O H2O /
DEA C4H11NO2-1

FLWSHEET S1

BLOCK MZ2 IN=PA1 PA2 OUT=PA3
BLOCK FA601 IN=PA3 OUT=PA4 PA4-2
BLOCK DA601 IN=PA17 PA4 OUT=PA5 PA6
BLOCK DA602 IN=PA16 PA7 OUT=PA8 PA9
BLOCK FA602 IN=PA8 OUT=PA10 PA10-1 PA10-2
BLOCK MZ3 IN=PA6 PA9 PA10-2 OUT=PA11
BLOCK FD601 IN=PA11 OUT=PA11B
BLOCK EA601 IN=PA11B PA15C OUT=PA11C PA15B
BLOCK DA603 IN=PA14 PA11C PA21 OUT=PA12 PA19
BLOCK FA604 IN=PA12 OUT=PA13 PA14B
BLOCK GA602 IN=PA14B OUT=PA14
BLOCK DIV16 IN=PA19 OUT=PA15C-2 PA20
BLOCK EA603 IN=PA20 OUT=PA21
BLOCK MZ4 IN=PA15C-2 PH OUT=PA15C
BLOCK EA602 IN=PA15B OUT=PA15B-2
BLOCK GA601 IN=PA15B-2 OUT=PA15
BLOCK DIV17 IN=PA15 OUT=PA17B PA16C
BLOCK FD605 IN=PA17B OUT=PA17
BLOCK GA616 IN=PA16C OUT=PA16B
BLOCK FD604 IN=PA16B OUT=PA16

PROPERTIES SYSOP4 / AMINES / SYSOP15M / SYSOP7L / SYSOP7

PROP-DATA D1

PROP-LIST UFGRP
PVAL H2S 100 1
PROP-LIST GMUFQ 2 / GMUFR 2
PVAL G8 4 / 4
PROP-LIST GMUFQ / GMUFR
PVAL G8 4 / 4

PROP-DATA D2

PROP-LIST UFGRP
PVAL H2 101 1
PROP-LIST GMUFQ 2 / GMUFR 2
PVAL G9 .2 / .2
PROP-LIST GMUFQ / GMUFR
PVAL G9 .2 / .2

STREAM PA1 TEMP=100 PRES=84.7 MOLE-FLOW=204.3

MOLE-FRAC H2 .454252 / H2S .0255 / C1 .192314 / C2 .11922 / C3 .06178 /
C4-2 .022831 / C4-1 .05715 / C5-2 .01586 / C5-1 .0199 /
C6-2 .01178 / C6-1 .019413

STREAM PA2 TEMP=100 PRES=84.7 MOLE-FLOW=761
MOLE-FRAC H2 .09100 / H2S .4021 / C1 .1302105 / C2 .1434305 / C3 .1006 /
C4-2 .02487 / C4-1 .024444 / C5-2 .02960 / C5-1 .036845 / H2O .0169

STREAM PA7 TEMP=110 PRES=334.7 MOLE-FLOW=393.91
MOLE-FRAC H2 .00402833 / H2S .011 / C1 .0164500 / C2 .07107657 /
C3 .141544 / C4-2 .15390 / C4-1 .537542 / C5-2 .0449407 /
C5-1 .019607 / C6-2 .0001117 / C6-1 .000346

STREAM PH TEMP=250 PRES=30.7
MOLE-FLOW H2O 18.055

STREAM PA11 TEMP=115.1876 PRES=76.7
MOLE-FLOW H2 1.9121E-03 / H2S 315.5292 / C1 0.4162 / C2 0.9946 /
C3 0.6995 / C4-2 0.2684 / C4-1 0.9380 / C5-2 2.7670E-02 /
C5-1 1.2083E-02 / C6-2 2.4416E-05 / C6-1 7.5610E-05 /
H2O 2.1354E+04 / DEA 905.5388

STREAM PA11C TEMP=200 PRES=76.7
MOLE-FLOW H2 1.9185E-03 / H2S 315.5292 / C1 0.4163 / C2 0.9946 /
C3 0.6995 / C4-2 0.2684 / C4-1 0.9380 / C5-2 2.7671E-02 /
C5-1 1.2084E-02 / C6-2 2.4511E-05 / C6-1 7.5767E-05 /
H2O 2.1354E+04 / DEA 905.5493

STREAM PA14 TEMP=121.8798 PRES=26.7
MOLE-FLOW H2S 1.5309 / C1 4.1311E-06 / C2 1.3667E-05 / C3 .5537E-06 /
C4-2 3.1066E-08 / C4-1 2.3730E-07 / C5-2 1.9534E-10 /
C5-1 7.2436E-11 / H2O 1124.3029 / DEA 8.9109E-10

STREAM PA21 TEMP=250 PRES=30.7
MOLE-FLOW H2 2.7098E-04 / H2S 9.5188E-08 / C1 6.6365E-12 / C2 2.7197E-09 /
C3 3.8521E-05 / C4-2 2.6291E-03 / C4-1 2.8623E-02 / C5-2 2.7376E-03 /
C5-1 1.307E-03 / C6-2 3.119E-06 / C6-1 9.9569E-06 / H2O 3050.63 / DEA 129.5699

BLOCK FA601 FLASH2
PARAM TEMP=100 PRES=84.7

BLOCK MZ2 MIXER

BLOCK DA601 ABSBR
PROPERTIES AMINES
PARAM NSTAGE=2 QMAX-MB=.5 QMIN-MB=.3
FEEDS PA17 2 / PA4 1
PRODUCTS PA5 2 / PA6 1
P-SPEC 2 79.7 / 1 83.7
T-EST 2 110 / 1 125

BLOCK DA602 EXTRACT
PROPERTIES SYSOP7L
PARAM NSTAGE=8
FEEDS PA16 1 / PA7 8
PRODUCTS PA8 1 L2 / PA9 8 L1
P-SPEC 1 289.7 / 8 319.7
T-SPEC 1 112 / 8 122
L1-COMPS DEA H2O
L2-COMPS C1 C2 C3 C4-2 C4-1 C5-2 C5-1 C6-2 C6-1

BLOCK FA602 FLASH3
PROPERTIES SYSOP7L
PARAM TEMP=112 PRES=289.7 L2-COMP=DEA

BLOCK MZ3 MIXER
PROPERTIES SYSOP7
PARAM PRES=76.7

BLOCK FD601 HEATER
PROPERTIES SYSOP7
PARAM DUTY=0 PRES=31.7

BLOCK EA601 HEATX
PROPERTIES SYSOP7
PARAM T-COLD=200 PRES-HOT=30.7 PRES-COLD=76.7
FEEDS HOT=PA15C COLD=PA11B
PRODUCTS HOT=PA15B COLD=PA11C

BLOCK EA602 HEATER
PROPERTIES SYSOP7
PARAM TEMP=110 PRES=30.7

BLOCK DA603 RADFRAC
PROPERTIES SYSOP15M
PARAM NSTAGE=20
FEEDS PA14 1 ON-STAGE / PA11C 3 / PA21 20 ON-STAGE
PRODUCTS PA12 1 V / PA19 20 L
COL-SPECS MOLE-RDV=1 Q1=0 QN=0
P-SPEC 1 26.7 / 20 30.7
T-EST 1 223 / 20 250

BLOCK FA604 FLASH2
PARAM PRES=24.70 VFRAC=.2324032403

BLOCK GA602 PUMP
PARAM PRES=26.7

BLOCK DIV16 FSPLIT
PROPERTIES SYSOP7
MOLE-FLOW PA15C-2 22246.59556

BLOCK MZ4 MIXER
PROPERTIES SYSOP7

BLOCK EA603 HEATER
PARAM PRES=30.7 TEMP=250

BLOCK DIV17 FSPLIT
PROPERTIES SYSOP7
MOLE-FLOW PA17B 21752.47619

BLOCK GA601 PUMP
PROPERTIES SYSOP7
PARAM PRES=149.7

BLOCK GA616 PUMP
PROPERTIES SYSOP7
PARAM PRES=349.7

BLOCK FD605 HEATER
PROPERTIES SYSOP7
PARAM DUTY=0 PRES=80.7

BLOCK FD604 HEATER
PROPERTIES SYSOP7
PARAM DUTY=0 PRES=294.7

TEAR PA21 / PA14 / PA11C / PA11

CONVERGENCE L3 BROYDEN
TEAR PA21 1.000E-04
PARAM MAXIT=10

CONVERGENCE L4 BROYDEN
TEAR PA14 1.000E-04

CONVERGENCE L1 BROYDEN
TEAR PA11 1E-4

CONVERGENCE L2 BROYDEN
TEAR PA11C 1.000E-04

CONV-ORDER L1 L2 L3 L4

II.- RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

No. Corriente:	PJ	P17	P14	P5V	P19	P5LB	P4B
Salé	----	DA604	DA604	FA605	FA605	DIV2	DIV2
Entra	DA604	FA605	DIV1	MZ1	DIV2	GA605	GA604
Fase:	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	2.61	8.3393	4.13E-11	1.6097	6.7296	1.0004	5.7292
C1	10.6003	48.4502	2.70E-07	3.9925	44.4576	6.6089	37.8486
C2	75.4821	433.841	1.98E-02	12.9089	420.9321	62.5749	358.3571
C3	173.225	1044.7445	50.629	14.4096	1030.3348	153.1675	877.1672
C4-2	110.1331	32.2414	941.3202	0.2534	31.9879	4.7552	27.2327
C4-1	306.8089	9.226	2734.6183	5.92E-02	9.1668	1.3627	7.8041
C5-2	12.8603	5.69E-04	115.1589	2.03E-06	5.67E-04	8.43E-05	4.83E-04
C5-1	4.2401	3.56E-05	37.9686	1.07E-07	3.55E-05	5.27E-06	3.02E-05
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	695.96	1576.8433	3879.7151	33.2335	1543.6097	229.47	1314.1397
LB/HR	3.56E+04	6.23E+04	2.27E+05	1109.0657	6.12E+04	9099.5124	5.21E+04
CUFT/HR	1045.1703	1.40E+04	1.13E+04	317.6217	2333.3679	346.8739	1986.494
VARIABLES							
TEMP F	100	146.3597	279.3978	108.4323	108.4323	108.4323	108.4323
PRES PSI	453.3	450.3	457.3	445.3	445.3	445.3	445.3
VFRAC	0	1	0	1	0	0	0
LFAC	1	0	1	0	1	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-57453	-42396	-55712	-38530	-47299	-47299	-47299
BTU/LB	-1124.6961	-1072.7188	-952.4404	-1154.5582	-1192.79	-1192.79	-1192.79
BTU/HR	-39985000	-66852000	-216150000	-1280500	-73012000	-10854000	-62158000
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-90.3232	-61.8286	-92.5264	-52.1387	-70.1811	-70.1811	-70.1811
BTU/LB-R	-1.7681	-1.5644	-1.5818	-1.5623	-1.7698	-1.7698	-1.7698
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.6658	0.1124	0.3442	0.1046	0.6615	0.6615	0.6615
LB/CUFT	34.0154	4.4455	20.1382	3.4917	26.2329	26.2329	26.2329
PM promedio	51.0832	39.522	58.4944	33.3718	39.6544	39.6544	39.6544
H-T0S	-6795188.6	-15375481	-26611891	-365637.91	-15813112	-2350920.6	-13461712

Tabla A.I.-Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros

No. Corriente:	P4	P5L	P15	P7B	P7	P16	P25
Sale	GA604	GA605	DIV1	DIV1	HETV	EA606	DA605
Entra	DA604	DA605	EA606	HETV	DA606	DA604	FA606
Fase:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED	VAPOR	VAPOR
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	5.7293	1.0004	3.66E-11	4.61E-12	4.61E-12	3.66E-11	1.0659
C1	37.8499	6.6089	2.40E-07	3.02E-08	3.02E-08	2.40E-07	7.5874
C2	358.3611	62.5749	1.76E-02	2.21E-03	2.21E-03	1.76E-02	72.4528
C3	877.1737	153.1675	44.975	5.654	5.654	44.9749	77.7826
C4-2	27.2347	4.7552	836.1976	105.1226	105.1226	836.1937	1.1547
C4-1	7.804	1.3627	2429.2279	305.3904	305.3904	2429.2314	0.2444
CS-2	4.82E-04	8.43E-05	102.2985	12.8604	12.8604	102.2987	5.27E-06
CS-1	3.02E-05	5.27E-06	33.7284	4.2401	4.2401	33.7285	2.37E-07
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	1314.1534	229.47	3446.4451	433.27	433.27	3446.4449	160.2881
LB/HR	5.21E+04	9099.5124	2.02E+05	2.53E+04	2.53E+04	2.02E+05	5813.8423
CUFT/HR	1985.7557	346.0237	1.00E+04	1258.496	1.55E+04	2.95E+04	1230.8325
VARIABLES							
TEMP F	108.5638	110.2794	279.3978	279.3978	157.0487	281.0566	130.1577
PRES PSI	450.3	501.3	457.3	457.3	121.3	457.3	500.3
VFRAC	0	0	0	0	0.786	1	1
LFrac	1	1	1	1	0.2139	0	0
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-47297	-47262	-55712	-55712	-55712	-52477	-40809
BTU/LB	-1192.7357	-1191.8456	-952.4404	-952.4404	-952.4361	-897.129	-1125.1164
BTU/HR	-62156000	-10845000	-192010000	-24139000	-24138000	-180860000	-6541200
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-70.1797	-70.1428	-92.5264	-92.5264	-91.3699	-88.1536	-57.2202
BTU/LB-R	-1.7697	-1.7688	-1.5818	-1.5818	-1.5623	-1.507	-1.5775
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.6617	0.6631	0.3442	0.3442	2.7959-02	0.117	0.1302
LB/CUFT	26.2429	26.2973	20.1382	20.1382	1.6354	6.8445	4.7235
PM promedio	39.6544	39.6544	58.4944	58.4944	58.4944	58.4944	36.2711
H-T05	-13462464	-2346725.1	-23635615	-2971934.5	-3231876.3	-20447686	-16987345

Tabla A.1.-Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros

No. Corriente:	P22	P6	P8B	P8	P23	P10C	P10
Sale	DA605	FA606	FA606	GA606	DIV3	DIV3	EA613
Entra	DIV3	MZI	GA606	DA605	EA608	EA613	---
Fase:	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	4.67E-08	1.0004	6.56E-02	6.56E-02	3.28E-08	1.39E-08	1.39E-08
C1	1.06E-03	6.6086	0.9788	0.9788	7.49E-04	3.16E-04	3.16E-04
C2	32.067	53.0594	19.3934	19.3931	22.5519	9.5151	9.5151
C3	362.6848	45.5477	32.2348	32.2347	255.0662	107.6185	107.6185
C4-2	14.211	0.5386	0.6161	0.6161	9.9942	4.2168	4.2168
C4-1	4.2431	0.1037	0.1406	0.1406	2.9841	1.259	1.259
C5-2	2.79E-04	1.63E-06	3.64E-06	3.64E-06	1.96E-04	8.26E-05	8.26E-05
C5-1	1.75E-05	6.65E-08	1.70E-07	1.70E-07	1.23E-05	5.21E-06	5.21E-06
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	413.2075	106.8586	53.4295	53.429	290.5975	122.61	122.61
LB/HR	1.80E+04	3749.3959	2064.4463	2064.4314	1.27E+04	5350.0675	5350.0675
CUFT/HR	867.398	835.7696	86.5562	86.5475	610.0172	257.3807	178.6213
VARIABLES							
TEMP F	177.5273	120.4546	120.4546	120.6922	177.5273	177.5273	100
PRES PSI	503.3	495.3	495.3	500.3	503.3	503.3	261.3
VFRAC	0	1	0	0	0	0	0
LFrac	1	0	1	1	1	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-0.7735	-0.019	-0.6069	-0.6064	-0.7735	-0.7735	-1.0712
BTU/LB	-1093.9627	-1145.4381	-1192.3092	-1192.178	-1093.9627	-1093.9627	-1162.2012
BTU/HR	-19724000	-4294700	-2461500	-2461200	-13872000	-5852800	-6217900
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-73.7482	-55.4287	-67.6458	-67.6397	-73.7482	-73.7482	-78.5773
BTU/LB-R	-1.6901	-1.5797	-1.7507	-1.7505	-1.6901	-1.6901	-1.8007
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.4763	0.1278	0.6172	0.6173	0.4763	0.4763	0.6864
LB/CUFT	20.7865	4.4861	23.8509	23.8531	20.7865	20.7865	29.952
PM promedio	43.6348	35.0874	38.6387	38.6387	43.6348	43.6348	43.6348
H-T0S	-3634518.4	-1167397.9	-553188.6	-553120.38	-2556712.9	-1078545.3	-1131218.5

Tabla A.1.-Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros

No. Corriente:	P24	P30	P27	P12C	P11B	P11	P28
Salv	EA608	DA606	DA606	DIV5	DIV5	HETV1	DIV4
Entra	DA605	EA609	DIV4	EA611	HETV1	DA606	EA610
Fase:	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	3.28E-08	8.90E-11	0	4.61E-12	8.44E-11	8.44E-11	0
C1	7.49E-04	5.83E-07	0	3.02E-08	5.53E-07	5.53E-07	0
C2	22.5518	4.28E-02	6.86E-19	2.21E-03	4.06E-02	4.06E-02	5.66E-19
C3	255.0651	109.283	1.71E-06	5.6551	103.6279	103.629	1.41E-06
C4-2	9.9944	1811.0744	65.1548	93.7184	1717.3559	1717.3416	53.7522
C4-1	2.9842	46.8475	1729.2366	2.4242	44.4232	44.4359	1426.6067
C5-2	1.96E-04	7.56E-13	73.3864	3.91E-14	7.17E-13	7.17E-13	60.5432
C5-1	1.23E-05	1.30E-16	24.1952	6.71E-18	1.23E-16	1.23E-16	19.9608
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	290.5966	1967.2477	1891.9731	101.8	1865.4477	1865.4471	1560.8631
LB/HR	1.27E+04	1.13E+05	1.11E+05	5837.6367	1.07E+05	1.07E+05	9.19E+04
CUFT/HR	2063.8517	8.95E+04	3401.0465	175.3999	3214.139	3215.5824	2805.8369
VARIABLES							
TEMP F	182.9734	130.5831	165.435	125.358	125.358	125.3448	165.435
PRES PSI	503.3	115.3	127.3	121.7	121.7	115.3	127.3
VFRAC	1	1	0	0	0	0	0
LFRAC	0	0	1	1	1	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-0.4595	-1.6333	-2.1023	-2.3762	-6.38E+04	-2.3762	-2.1023
BTU/LB	-1022.0136	-982.3591	-1036.964	-1111.9125	-1111.9125	-1111.9123	-1036.964
BTU/HR	-12959000	-110820000	-115450000	-6490900	-1.19E+08	-118940000	-95248000
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-68.8434	-91.3278	-101.3197	-103.9418	-103.9418	-103.9383	-101.3197
BTU/LB-R	-1.5777	-1.5926	-1.7217	-1.8126	-1.8126	-1.8125	-1.7217
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.1408	2.1991-02	0.5562	0.5803	0.5803	0.5801	0.5562
LB/CUFT	6.1439	1.261	32.7363	33.2818	33.2818	33.2669	32.7363
PM promedio	43.6348	57.3441	58.8474	57.3441	57.3441	57.3441	58.8474
H-TOS	-2396235.4	-15958883	-14235527	-903973.45	-16564062	-16569710	-11748332

Tabla A.1.-Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros

No. Corriente:	P13C	P29	P31B	P31	P13	P12	P9
Safe	DIV4	EA610	EA609	GA607	EA612	EA611	MZ1
Entra	EA612	DA606	GA607	DIV5	----	----	----
Fase:	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	0	0	8.90E-11	8.90E-11	0	4.61E-12	2.6101
C1	0	0	5.83E-07	5.83E-07	0	3.02E-08	10.6012
C2	1.20E-19	5.68E-19	4.28E-02	4.28E-02	1.20E-19	2.21E-03	65.9683
C3	2.99E-07	1.41E-06	109.283	109.283	2.99E-07	5.6551	59.9574
C4-2	11.4026	53.7649	1811.0744	1811.0744	11.4026	93.7184	0.792
C4-1	302.6298	1426.2576	46.8475	46.8475	302.6298	2.4242	0.1629
C5-2	12.8432	60.5259	7.56E-13	7.56E-13	12.8432	3.91E-14	3.66E-06
C5-1	4.2343	19.955	1.30E-16	1.30E-16	4.2343	6.71E-18	1.74E-07
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	331.11	1560.5037	1967.2477	1967.2477	331.11	101.8	140.0922
LB/HR	1.95E+04	9.18E+04	1.13E+05	1.13E+05	1.95E+04	5837.6367	4858.4616
CUFT/HR	595.2095	6.76E+04	3391.0973	3389.5389	531.8875	167.0829	8588.2213
VARIABLES							
TEMP F	165.435	168.2141	125.2084	125.358	100	100	42.1218
PRES PSI	127.3	127.3	111.3	121.7	101.3	121.3	81.3
VFRAC	0	1	0	0	0	0	1
LFRAC	1	0	1	1	1	1	0
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-2.1023	-1.331	-2.3766	-2.3762	-2.3469	-2.4672	0.0203
BTU/LB	-1036.964	-905.9086	-1111.9955	-1111.9125	-1078.5335	-1127.7813	-1147.5207
BTU/HR	-20205000	-83191000	-125440000	-125440000	-21015000	-6583600	-5575200
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-101.3197	-89.0042	-103.9443	-103.9418	-105.4345	-105.5314	-51.7527
BTU/LB-R	-1.7217	-1.5124	-1.8126	-1.8126	-1.7916	-1.8403	-1.4922
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.5562	2.3070-02	0.5801	0.5803	0.6225	0.6092	1.6312-02
LB/CUFT	32.7363	1.3576	33.2665	33.2818	36.6336	34.9385	0.5657
PM promedio	58.8474	58.8474	57.3441	57.3441	58.8474	57.3441	34.6804
H-TOS	-2492012.7	-9858813.5	-17474874	-17474874	-2582875.9	-911294.51	-1747307.5

Tabla A.1.-Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros

No. Corriente:	PP14	PP15	PP15A	PP15B	PP15C	PP16	PP16A
Sale	----	GA610	DIV6	EA614	DA607	EA628	GA617
Entra	DA607	DA607	GA610	DIV6	EA614	----	EA628
Fase:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID
Componentes							
C3	5.00E-02	0.7483	0.7483	0.7983	0.7983	5.00E-02	5.00E-02
C4-2	1.34	20.0555	20.0554	21.3955	21.3955	1.34	1.34
C4-1	15.91	238.1236	238.1225	254.0336	254.0336	15.911	15.911
C5-2	203.45	2837.1729	2837.157	3026.7325	3026.7325	189.5754	189.5754
C5-1	263.8	214.9995	215.0165	229.3837	229.3837	14.3671	14.3671
C6-2	111.84	2.56E-05	2.56E-05	2.73E-05	2.73E-05	1.71E-06	1.71E-06
C6-1	63.16	7.89E-08	7.89E-08	8.42E-08	8.42E-08	5.27E-09	5.27E-09
PC321F	0	0	0	0	0	0	0
PC341F	0	0	0	0	0	0	0
PC364F	0	0	0	0	0	0	0
PC386F	0	0	0	0	0	0	0
PC412F	0	0	0	0	0	0	0
PC437F	0	0	0	0	0	0	0
PC462F	0	0	0	0	0	0	0
PC488F	0	0	0	0	0	0	0
PC502F	0	0	0	0	0	0	0
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	659.55	3311.1	3311.1	3532.3438	3532.3438	221.2438	221.2438
LB/HR	4.98E+04	2.35E+05	2.35E+05	2.51E+05	2.51E+05	1.57E+04	1.57E+04
CUFT/HR	1324.5342	6090.0424	6090.8364	6497.8189	5.90E+05	399.6439	406.7307
VARIABLES							
TEMP F	151	115.3323	115.2817	115.2817	133.3008	100	116.0781
PRES PSI	71.3	35.3	29.3	29.3	35.3	73.3	78.3
VFRAC	0	0	0	0	1	0	0
LFRAC	1	1	1	1	0	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-75185	-74519	-74522	-74522	-63886	-75124	-74484
BTU/LB	-995.7728	-1048.8152	-1048.8533	-1048.8533	-899.1643	-1057.3293	-1048.3221
BTU/HR	-49588000	-246740000	-246750000	-263240000	-225670000	-16621000	-16479000
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-129.2909	-126.0549	-126.0561	-126.0561	-107.9904	-127.1438	-126.0195
BTU/LB-R	-1.7123	-1.7741	-1.7741	-1.7741	-1.5199	-1.7894	-1.7736
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.4979	0.5436	0.5436	0.5436	5.9900-03	0.5536	0.5439
LB/CUFT	37.597	38.6297	38.6247	38.6247	0.4256	39.3339	38.6486
PM promedio	75.5038	71.0509	71.0509	71.0509	71.0509	71.0509	71.0509
H-ToS	-4565003	-26366124	-26376124	-28140810	-24256743	-1768693.7	-1757836.2

Tabla A.2.-Sección de recuperación de hidrocarburos pesados

No. Corriente:	PP16B	PP17	PP17A	PP17B	PP17C	PP17D	PP17E
Safe	DIV6	EA617	GA611	DIV7	DA607	DIV7	EA616
Entra	GA617	---	EA617	GA611	DIV7	EA616	DA607
Fase:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED	MIXED	MIXED	VAPOR
Componentes							
C3	5.00E-02	5.33E-33	5.33E-33	5.33E-33	4.77E-32	4.24E-32	4.24E-32
C4-2	1.34	1.27E-19	1.27E-19	1.27E-19	1.13E-18	1.01E-18	1.01E-18
C4-1	15.911	3.82E-14	3.82E-14	3.82E-14	3.42E-13	3.04E-13	3.04E-13
C5-2	189.5754	13.8945	13.8945	13.8945	124.4843	110.5898	110.594
C5-1	14.3671	249.422	249.422	249.422	2234.6303	1985.2083	1985.2145
C6-2	1.71E-06	111.8358	111.8358	111.8358	1001.963	890.1272	890.123
C6-1	5.27E-09	63.1576	63.1576	63.1576	565.8439	502.6863	502.6839
PC321F	0	0	0	0	0	0	0
PC341F	0	0	0	0	0	0	0
PC364F	0	0	0	0	0	0	0
PC386F	0	0	0	0	0	0	0
PC412F	0	0	0	0	0	0	0
PC437F	0	0	0	0	0	0	0
PC462F	0	0	0	0	0	0	0
PC488F	0	0	0	0	0	0	0
PC502F	0	0	0	0	0	0	0
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	221.2438	438.31	438.3	438.31	3926.9217	3488.6117	3488.6155
LB/HR	1.57E+04	3.41E+04	3.41E+04	3.41E+04	3.05E+05	2.71E+05	2.71E+05
CUFT/HR	406.9825	856.5599	936.3967	977.0863	8753.9447	7776.8584	4.78E+05
VARIABLES							
TEMP F	115.2817	100	183.6901	183.2614	183.2614	183.2614	193.0603
PRES PSI	29.3	62.3	67.3	46.3	46.3	46.3	46.3
VFRAC	0	0	0	6.92E-04	6.92E-04	6.92E-04	1
LFRAC	1	1	1	0.9993	0.9993	0.9993	0
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-74522	-78521	-74727	-74742	-74742	-74742	-63878
BTU/LB	-1048.8533	-1009.9027	-961.1003	-961.2927	-961.2927	-961.2927	-821.5664
BTU/HR	-16488000	-34417000	-32753000	-32760000	-293500000	-260740000	-222840000
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-126.0561	-137.4421	-131.136	-131.1463	-131.1463	-131.1463	-114.3712
BTU/LB-R	-1.7741	-1.7677	-1.6866	-1.6867	-1.6867	-1.6867	-1.4709
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.5436	0.5117	0.468	0.4485	0.4485	0.4485	7.29E-03
LB/CUFT	38.6247	39.786	36.3939	34.8783	34.8783	34.8783	0.5671
PM promedio	71.0509	77.7512	77.7512	77.7512	77.7512	77.7512	77.7511
H-ToS	-1762686.1	-2609515.3	-2404805.3	-2410006	-21588847	-19179732	-12185468

Tabla A.2.-Sección de recuperación de hidrocarburos pesados

No. Corriente:	PP18	PP19	PP19-1	PP19A	PP19B	PP19C	PP20
Salv	----	EA1	DIV8	GA613	EA618	DA608	EA620
Entra	DA608	DA608	EA1	DIV8	GA613	EA618	----
Fase:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID
Componentes							
C3	0	0	0	0	0	0	0
C4-2	0	0	0	0	0	0	0
C4-1	0	0	0	0	0	0	0
C5-2	0	0	0	0	0	0	0
C5-1	0	0	0	0	0	0	0
C6-2	0	0	0	0	0	0	0
C6-1	0	0	0	0	0	0	0
PC321F	1.8912	12.1614	12.1615	13.8845	13.8845	13.8845	1.7229
PC341F	-12.362	56.3669	56.3671	64.3529	64.3529	64.3529	7.9858
PC364F	-29.1481	39.5528	39.5525	45.1561	45.1561	45.1561	5.6036
PC386F	19.8012	0.6174	0.6174	0.7049	0.7049	0.7049	8.75E-02
PC412F	10.8207	1.28E-03	1.28E-03	1.46E-03	1.46E-03	1.46E-03	1.81E-04
PC437F	7.4444	3.14E-06	3.14E-06	3.58E-06	3.58E-06	3.58E-06	4.44E-07
PC462F	5.0184	5.45E-09	5.66E-09	6.46E-09	6.46E-09	6.46E-09	8.02E-10
PC488F	4.3687	0	8.42E-12	9.61E-12	9.61E-12	9.61E-12	1.19E-12
PC502F	0.8449	0	4.15E-14	4.73E-14	4.73E-14	4.73E-14	5.87E-15
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	91.7	108.7	108.7	124.1001	124.1001	124.1001	15.4001
LB/HR	1.54E+04	1.64E+04	1.64E+04	1.88E+04	1.88E+04	1.88E+04	2330.2124
CUFT/HR	422.4215	412.6223	411.7725	470.1106	470.8024	5.11E+04	50.1005
VARIABLES							
TEMP F	482	363.086	362.989	362.989	362.3151	372.9282	100
PRES PSI	96.3	20.3	66.3	66.3	18.3	20.3	61.3
VFRAC	0	0	0	0	0	1	0
LFRAC	1	1	1	1	1	0	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	1.60E+04	2706.5747	2706.5714	2706.5714	2633.7836	1.98E+04	-18817
BTU/LB	95.0814	17.8874	17.8874	17.8874	17.4063	130.7566	-124.3579
BTU/HR	1.46E+06	2.94E+05	2.94E+05	3.36E+05	3.27E+05	2.46E+06	-289780
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	28.3014	9.9435	9.9042	9.9042	9.8567	30.4917	-21.3248
BTU/LB-R	0.1684	6.57E-02	6.55E-02	6.55E-02	6.51E-02	0.2015	-0.1409
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.217	0.2634	0.2639	0.2639	0.2635	2.43E-03	0.3073
LB/CUFT	36.4697	39.861	39.9432	39.9432	39.8845	0.3677	46.5107
PM promedio	168	151.3114	151.3113	151.3113	151.3113	151.3113	151.3113
H-ToS	94972.4288	-276504.81	-274255.51	-313092.1	-319018.86	457471.024	-116423.38

Tabla A.2.-Sección de recuperación de hidrocarburos pesados

No. Corriente:	PP20A	PP20B	PP20C	PP20D	PP20E	PP21	PP22
Salv	DIV8	DA608	DIV9	EA619	DIV9	----	EA2
Entra	EA620	DIV9	EA619	DA608	----	DA609	DA609
Fase:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Componentes							
C3	0	0	0	0	0	0	0
C4-2	0	0	0	0	0	0	0
C4-1	0	0	0	0	0	0	0
C5-2	0	0	0	0	0	0	0
C5-1	0	0	0	0	0	0	0
C6-2	0	0	0	0	0	0	0
C6-1	0	0	0	0	0	0	0
PC321F	1.7229	0.3531	0.1849	0.1849	0.1682	1.1879	7.0331
PC341F	7.9858	9.1876	4.8117	4.8117	4.3759	7.765	29.0543
PC364F	5.6036	49.4341	25.8893	25.8893	23.5448	18.3089	27.6775
PC386F	8.7480-02	41.3906	21.6768	21.6768	19.7137	12.4378	5.7825
PC412F	1.8124-04	22.7188	11.8981	11.8982	10.8206	6.7969	0.6891
PC437F	4.44E-07	15.6303	8.1858	8.1858	7.4445	4.6761	9.88E-02
PC462F	8.02E-10	10.5365	5.5181	5.5181	5.0184	3.1522	1.26E-02
PC488F	1.19E-12	9.1724	4.8037	4.8037	4.3687	2.7441	1.88E-03
PC502F	5.87E-15	1.7741	0.9291	0.9291	0.8449	0.5307	1.26E-04
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	15.4001	160.1978	83.8978	83.8979	76.3	57.6	70.35
LB/HR	2330.2124	2.75E+04	1.44E+04	1.44E+04	1.31E+04	9676.8	1.08E+04
CUFT/HR	58.338	718.9896	376.5448	2.78E+04	342.4448	265.3378	265.7009
VARIABLES							
TEMP F	362.989	440.5585	440.5585	459.294	440.5585	482	343.9939
PRES PSI	66.3	27.3	27.3	27.3	27.3	96.3	20.3
VFRAC	0	0	0	1	0	0	0
LFRAC	1	1	1	0	1	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	2706.5714	1.15E+04	1.15E+04	3.03E+04	1.15E+04	1.60E+04	948.7586
BTU/LB	17.8874	67.177	67.177	176.7018	67.177	95.0814	6.1877
BTU/HR	4.17E+04	1.84E+06	9.66E+05	2.54E+06	8.78E+05	9.20E+05	6.67E+04
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	9.9042	23.7459	23.7459	44.4019	23.7459	28.3014	8.4599
BTU/LB-R	6.55E-02	0.1385	0.1385	0.2591	0.1385	0.1684	5.52E-02
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.2639	0.2228	0.2228	3.02E-03	0.2228	0.217	0.2647
LB/CUFT	39.9432	38.1825	38.1825	0.518	38.1825	36.4697	40.5969
PM promedio	151.3113	171.3684	171.3684	171.3684	171.3684	168	153.3282
H-ToS	-38851.93	-163382.98	-85531.256	573657.39	-77777.6	59665.3926	-247506.2

Tabla A.2.-Sección de recuperación de hidrocarburos pesados

No. Corriente:	PP22-1	PP22A	PP22B	PP22C	PP23	PP23A	PP24
Sale	DIV10	GA615	EA621	DA609	EA624	DIV10	EA623
Entra	EA2	DIV10	GA615	EA621	----	EA624	----
Fase:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Componentes							
C3	0	0	0	0	0	0	0
C4-2	0	0	0	0	0	0	0
C4-1	0	0	0	0	0	0	0
C5-2	0	0	0	0	0	0	0
C5-1	0	0	0	0	0	0	0
C6-2	0	0	0	0	0	0	0
C6-1	0	0	0	0	0	0	0
PC321F	7.0336	8.1234	8.1234	8.1234	1.0897	1.0897	9.77E-02
PC341F	29.054	33.5556	33.5556	33.5556	4.5016	4.5016	3.2636
PC364F	27.6774	31.9657	31.9657	31.9657	4.2883	4.2883	14.0207
PC386F	5.7823	6.6782	6.6782	6.6782	0.8959	0.8959	11.542
PC412F	0.6891	0.7959	0.7959	0.7959	0.1067	0.1067	6.6901
PC437F	9.88E-02	0.1141	0.1141	0.1141	1.53E-02	1.53E-02	4.6608
PC462F	1.26E-02	1.46E-02	1.46E-02	1.46E-02	1.95E-03	1.95E-03	3.1502
PC488F	1.88E-03	2.18E-03	2.18E-03	2.18E-03	2.92E-04	2.92E-04	2.7438
PC502F	1.26E-04	1.46E-04	1.46E-04	1.46E-04	1.96E-05	1.96E-05	0.5307
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	70.35	81.25	81.25	81.25	10.9	10.9	46.7
LB/HR	1.08E+04	1.25E+04	1.25E+04	1.25E+04	1671.277	1671.277	8005.53
CUFT/HR	265.2261	306.3201	306.7083	4.41E+04	35.9404	41.094	172.2265
VARIABLES							
TEMP F	343.8694	343.8694	343.018	357.801	100	343.8694	100
PRES PSI	66.3	66.3	13.3	15.3	61.3	66.3	61.3
VFRAC	0	0	0	1	0	0	0
LFRAC	1	1	1	0	1	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	948.7549	948.7549	856.128	1.89E+04	-19032	948.7549	-20942
BTU/LB	6.1877	6.1877	5.5836	123.237	-124.1263	6.1877	-122.164
BTU/HR	6.67E+04	7.71E+04	6.96E+04	1.54E+06	-207450	1.03E+04	-977990
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	8.4199	8.4199	8.3507	30.4904	-20.9694	8.4199	-20.9017
BTU/LB-R	5.49E-02	5.49E-02	5.45E-02	0.1988	-0.1367	5.49E-02	-0.1219
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.2652	0.2652	0.2649	1.8409-03	0.3032	0.2652	0.2711
LB/CUFT	40.6695	40.6695	40.6181	0.2822	46.5012	40.6695	46.4825
PM promedio	153.3281	153.3281	153.3281	153.3281	153.3281	153.3281	171.4246
H-ToS	-246025.36	-284135.2	-288688.03	227628.589	-86821.237	-38117.877	-462728.47

Tabla A.2.-Sección de recuperación de hidrocarburos pesados

No. Corriente:	PP24A	PP24B	PP24C	PP24D	PP24E		
Sale	DA609	DIV11	EA622	DIV11	GA614		
Entra	DIV11	EA622	DA609	GA614	EA623		
Fase:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID		
Componentes							
C3	0	0	0	0	0		
C4-2	0	0	0	0	0		
C4-1	0	0	0	0	0		
C5-2	0	0	0	0	0		
C5-1	0	0	0	0	0		
C6-2	0	0	0	0	0		
C6-1	0	0	0	0	0		
PC321F	0.1976	1.00E-01	9.99E-02	9.77E-02	9.77E-02		
PC341F	6.6029	3.3392	3.3392	3.2636	3.2636		
PC364F	28.3662	14.3455	14.3455	14.0207	14.0207		
PC386F	23.3515	11.8094	11.8094	11.542	11.542		
PC412F	13.5352	6.8451	6.8451	6.6901	6.6901		
PC437F	9.4295	4.7687	4.7687	4.6608	4.6608		
PC462F	6.3735	3.2232	3.2232	3.1502	3.1502		
PC488F	5.5512	2.8074	2.8074	2.7438	2.7438		
PC502F	1.0737	0.543	0.543	0.5307	0.5307		
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	94.4817	47.7817	47.7817	46.7	46.7		
LB/HR	1.6197+04	8190.9735	8190.9742	8005.53	8005.53		
CUFT/HR	412.826	208.7763	2.21E+04	204.0496	203.7587		
VARIABLES							
TEMP F	410.6975	410.6975	431.0276	410.6975	411.6477		
PRES PSI	19.3	19.3	19.3	19.3	66.3		
VFRAC	0	0	1	0	0		
LFRAC	1	1	0	1	1		
SFRAC	0	0	0	0	0		
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	8207.0363	8207.0363	2.77E+04	8207.0363	8320.3216		
BTU/LB	47.8754	47.8754	161.6256	47.8754	48.5363		
BTU/HR	7.75E+05	3.92E+05	1.32E+06	3.83E+05	3.89E+05		
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	20.0783	20.0783	42.2498	20.0783	20.1648		
BTU/LB-R	0.1171	0.1171	0.2464	0.1171	0.1176		
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.2288	0.2288	2.16E-03	0.2288	0.2291		
LB/CUFT	39.2332	39.2332	0.37	39.2332	39.2892		
PM promedio	171.4246	171.4246	171.4246	171.4246	171.4246		
H-ToS	#VALUE!	-114288.06	258260.809	-111702.31	-108525.77		

Tabla A.2.-Sección de recuperación de hidrocarburos pesados

No. Corriente:	PA2	PA1	PA3	PA4	PA5	PA6	PA7
Sale	----	----	MZ2	FA601	DA601	DA601	----
Entra	MZ2	MZ2	FA601	DA601	----	MZ3	DA602
Fase:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	69.251	92.8036	162.0546	162.0546	162.8761	1.90E-03	1.5859
H2S	305.9981	5.2096	311.2077	311.2077	1.18E-03	311.2065	4.3306
C1	99.0901	39.2897	138.3799	138.3799	138.3792	7.20E-04	6.4762
C2	109.1506	24.3566	133.5072	133.5072	133.507	1.92E-04	27.9824
C3	76.5566	12.6216	89.1782	89.1782	89.1785	1.60E-05	55.7251
C4-2	18.926	4.6643	23.5904	23.5904	23.6083	1.33E-07	60.5896
C4-1	18.6018	11.6757	30.2776	30.2776	30.4732	5.00E-06	211.6275
C5-2	22.5256	3.2402	25.7658	25.7658	25.7845	3.02E-07	17.6929
C5-1	28.039	4.0655	32.1046	32.1046	32.1135	2.91E-06	7.7191
C6-2	0	2.4066	2.4066	2.4066	2.4066	1.06E-08	4.40E-02
C6-1	0	3.966	3.966	3.966	3.9661	1.63E-07	0.1362
H2O	12.8609	0	12.8609	12.8609	8.3333	2.09E+04	0
DEA					1.28E-05	884.9588	0
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	761	204.3	965.3	965.3	650.628	2.21E+04	393.91
LB/HR	2.49E+04	4310.0046	2.92E+04	2.92E+04	1.85E+04	4.80E+05	2.12E+04
CUFT/HR	5.15E+04	1.42E+04	6.58E+04	6.58E+04	4.78E+04	8292.4389	645.8405
VARIABLES							
TEMP F	100	100	99.8025	100	101.4206	114.3522	110
PRES PSI	84.7	84.7	84.7	84.7	79.7	83.7	334.7
VFRAC	1	1	1	1	1	0	0
LFRAC	0	0	0	0	0	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-26080	-22327	-25286	-25284	-32644	-124250	-59155
BTU/LB	-797.8095	-1058.332	-836.2804	-836.1999	-1147.0781	-5716.2821	-1097.8553
BTU/HR	-19847000	-4561400	-24409000	-24406000	-21239000	-2.742E+09	-23302000
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-22.2516	-27.276	-23.0596	-23.0552	-39.2405	-42.5135	-93.6881
BTU/LB-R	-0.6806	-1.2929	-0.7626	-0.7625	-1.3788	-1.9559	-1.7387
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	1.48E-02	1.44E-02	1.47E-02	1.47E-02	1.36E-02	2.6611	0.6099
LB/CUFT	0.4826	0.3032	0.4436	0.4434	0.3875	57.8407	32.8638
PM promedio	32.6899	21.0964	30.2362	30.2362	28.4581	21.7355	53.8824
H-ToS	-10907281	-1619170.2	-12656773	-12655314	-7759233.5	-2.246E+09	-3816736.8

Tabla A.3.-Sección de Tratamiento con DEA.

No. Corriente:	PA8	PA9	PA10-1	PA9A	PA11	PA11B	PH
Sale	DA602	DA602	FA602	HVC	MZ3	FD601	----
Entra	FA602	HVC	----	MZ3	FD601	EA601	MZ4
Fase:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	0.7644	0.8408	0.7644	0.8408	0.8427	0.8427	0
H2S	2.47E-02	4.3059	2.47E-02	4.3059	315.5124	315.5124	0
C1	6.0604	0.4158	6.0604	0.4158	0.4165	0.4165	0
C2	26.9872	0.9952	26.9872	0.9952	0.9954	0.9954	0
C3	55.0248	0.7003	55.0248	0.7003	0.7003	0.7003	0
C4-2	60.3212	0.2687	60.3212	0.2687	0.2687	0.2687	0
C4-1	210.6928	0.9393	210.6928	0.9393	0.9393	0.9393	0
C5-2	17.6656	2.77E-02	17.6656	2.77E-02	2.77E-02	2.77E-02	0
CS-1	7.7072	1.21E-02	7.7072	1.21E-02	1.21E-02	1.21E-02	0
C6-2	4.40E-02	2.43E-05	4.40E-02	2.43E-05	2.43E-05	2.43E-05	0
C6-1	0.1361	7.54E-05	0.1361	7.54E-05	7.55E-05	7.55E-05	0
H2O	0.3639	490.9485	0.3639	490.9485	2.14E+04	2.14E+04	18.055
DEA	1.94E-02	20.8174	1.94E-02	20.8174	905.7923	905.7923	0
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	385.8121	520.2722	385.8121	520.2722	2.26E+04	2.26E+04	18.055
LB/HR	2.09E+04	1.13E+04	2.09E+04	1.13E+04	4.91E+05	4.91E+05	325.2608
CUFT/HR	638.5121	198.5987	638.5121	292.3119	8494.0845	8494.5638	5.8229
VARIABLES							
TEMP F	112	122	112	121.9619	115.1325	115.2262	250
PRES PSI	289.7	319.7	289.7	83.7	76.7	31.7	30.7
VFRAC	0	0	0	2.63E-03	0	0	0
LFRAC	1	1	1	0.9973	1	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-59787	-124070	-59787	-124070	-124240	-124240	-119750
BTU/LB	-1101.3117	-5701.2864	-1101.3117	-5701.2858	-5715.9229	-5715.9244	-6646.9811
BTU/HR	-23067000	-64551000	-23067000	-64551000	-2.806E+09	-2.806E+09	-2162000
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-94.964	-42.9309	-94.964	-42.9023	-42.8715	-42.8665	-33.8158
BTU/LB-R	-1.7492	-1.9727	-1.7492	-1.9714	-1.9723	-1.9721	-1.8771
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.6042	2.6197	0.6042	1.7798	2.6591	2.659	3.1006
LB/CUFT	32.8024	57.0104	32.8024	38.7333	57.8007	57.7975	55.8588
PM promedio	54.2874	21.762	54.2874	21.762	21.7362	21.7362	18.015
H-ToS	-3722667.2	-52758168	-3722667.2	-52765939	-2.295E+09	-2.295E+09	-1839631.2

Tabla A.3.-Sección de Tratamiento con DEA.

No. Corriente:	PA1C	PA15B	PA12	PA19	PA13	PA14B	PA14
Sale	EA601	EA601	DA603	DA603	FA604	FA604	GA602
Entra	DA603	EA602	FA604	DIV16	---	GA602	DA603
Fase:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	0.8427	0.8427	4.30E-19	0.9633	0	0	0
H2S	315.5124	6.63E-07	317.0433	7.57E-07	315.5125	1.5308	1.5309
C1	0.4165	4.62E-11	0.4165	5.29E-11	0.4165	4.13E-06	4.13E-06
C2	0.9954	1.90E-08	0.9954	2.17E-08	0.9954	1.37E-05	1.37E-05
C3	0.7003	2.69E-04	0.7	3.07E-04	0.7	1.56E-06	1.55E-06
C4-2	0.2687	1.84E-02	0.2504	2.10E-02	0.2504	3.11E-08	3.11E-08
C4-1	-0.9393	0.2002	0.7391	0.2288	0.7391	2.38E-07	2.37E-07
C5-2	2.77E-02	1.92E-02	8.54E-03	2.19E-02	8.54E-03	1.96E-10	1.95E-10
C5-1	1.21E-02	9.16E-03	2.94E-03	1.05E-02	2.94E-03	7.26E-11	7.24E-11
C6-2	2.43E-05	2.19E-05	2.47E-06	2.50E-05	2.47E-06	0	0
C6-1	7.55E-05	7.00E-05	5.58E-06	8.00E-05	5.58E-06	0	0
H2O	2.14E+04	2.14E+04	1146.5092	2.44E+04	22.2322	1124.277	1124.3029
DEA	905.7931	905.7957	3.80E-08	1035.3748	3.71E-08	8.91E-10	8.91E-10
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	2.26E+04	2.23E+04	1466.6658	2.54E+04	340.8578	1125.8079	1125.8338
LB/HR	4.91E+05	4.80E+05	3.16E+04	5.48E+05	1.13E+04	2.03E+04	2.03E+04
CUFT/HR	8961.9715	8591.2662	4.07E+05	9247.2341	8.51E+04	390.1751	390.1849
VARIABLES							
TEMP F	200	171.5698	230.542	254.1368	121.8787	121.8787	121.8889
PRES PSI	76.7	30.7	26.7	30.7	24.7	24.7	26.7
VFRAC	0	0	1	0	1	0	0
LFRAC	1	1	0	1	0	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-122470	-124650	-82043	-122860	-14881	-122670	-122670
BTU/LB	-5634.5158	-5781.7722	-3809.7182	-5697.8642	-449.7063	-6801.0978	-6801.091
BTU/HR	-2.766E+09	-2.775E+09	-1.20330000	-3.124E+09	-5072200	-138100000	-138110000
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-40.0342	-41.6412	-4.2357	-38.9834	8.5376	-38.3809	-38.3806
BTU/LB-R	-1.8418	-1.9314	-0.1966	-1.8079	0.258	-2.1279	-2.1279
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	2.5203	2.5915	3.6047-03	2.7499	4.0039-03	2.8853	2.8853
LB/CUFT	54.7831	55.872	7.7629-02	59.2943	0.1324	52.0433	52.0432
PM promedio	21.7362	21.5593	21.5352	21.5622	33.09	18.0368	18.0368
H-ToS							
H-ToS	-2.289E+09	-2.286E+09	-117051325	-2.601E+09	-6608670.5	-115285575	-115295575

Tabla A.3.-Sección de Tratamiento con DEA.

No. Corriente:	PA15C-2	PA20	PA21	PA15C	PA15B-2	PA15	PA17B
Safe	DIV16	DIV16	EA603	MZ4	EA602	GA601	DIV17
Entra	MZ4	EA603	DA603	EA601	GA601	DIV17	FD605
Fase:	LIQUID	LIQUID	MIXED	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	0.8427	0.1205	0.1205	0.8427	0.8427	0.8427	0.8234
H2S	6.63E-07	9.48E-08	9.48E-08	6.63E-07	6.63E-07	6.63E-07	6.47E-07
C1	4.62E-11	6.62E-12	6.61E-12	4.62E-11	4.62E-11	4.62E-11	4.52E-11
C2	1.90E-08	2.71E-09	2.71E-09	1.90E-08	1.90E-08	1.90E-08	1.85E-08
C3	2.69E-04	3.84E-05	3.84E-05	2.69E-04	2.69E-04	2.69E-04	2.62E-04
C4-2	1.84E-02	2.63E-03	2.63E-03	1.84E-02	1.84E-02	1.84E-02	1.7944E02
C4-1	0.2002	2.86E-02	2.86E-02	0.2002	0.2002	0.2002	0.1956
C5-2	1.92E-02	2.74E-03	2.74E-03	1.92E-02	1.92E-02	1.92E-02	1.87E-02
C5-1	9.16E-03	1.31E-03	1.31E-03	9.16E-03	9.16E-03	9.16E-03	8.95E-03
C6-2	2.19E-05	3.13E-06	3.17E-06	2.19E-05	2.19E-05	2.19E-05	2.14E-05
C6-1	7.00E-05	1.00E-05	1.01E-05	7.00E-05	7.00E-05	7.00E-05	6.84E-05
H2O	2.13E+04	3052.763	3052.7676	2.14E+04	2.14E+04	2.14E+04	2.09E+04
DEA	905.7957	129.579	129.5816	905.7957	905.7957	905.7957	884.9589
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	2.22E+04	3182.498	3182.5052	2.23E+04	2.23E+04	2.23E+04	2.18E+04
LB/HR	4.80E+05	6.86E+04	6.86E+04	4.80E+05	4.80E+05	4.80E+05	4.69E+05
CUFT/HR	8089.9256	1157.3084	7.30E+05	2.65E+04	8276.1216	8277.4058	8086.993
VARIABLES							
TEMP F	254.1368	254.1368	250	253.5718	110	110.266	110.266
PRES PSI	30.7	30.7	30.7	30.7	30.7	149.7	149.7
VFRAC	0	0	0.9389	3.19E-03	0	0	0
LFRAC	1	1	6.11E-02	0.9968	1	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-122860	-122860	-106850	-122860	-125910	-125900	-1.26E+05
BTU/LB	-5697.8642	-5697.8642	-4955.5669	-5698.5067	-5840.2076	-5839.7163	-5839.7163
BTU/HR	-2.733E+09	-391000000	-340060000	-2.735E+09	-2.803E+09	-2.803E+09	-2.74E+09
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-38.9834	-38.9834	-16.8096	-39.0076	-43.7169	-43.7119	-43.7119
BTU/LB-R	-1.8079	-1.8079	-0.7795	-1.8093	-2.0277	-2.0275	-2.0275
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	2.7499	2.7499	4.3605-03	0.8393	2.6902	2.6898	2.6898
LB/CUFT	59.2943	59.2943	9.4022-02	18.0952	57.9996	57.9906	57.9906
PM promedio	21.5622	21.5622	21.5623	21.5593	21.5593	21.5593	21.5593
H-ToS	-2.275E+09	-325495415	-311816832	-2.277E+09	-2.289E+09	-2.289E+09	-2.237E+09

Tabla A.3.-Sección de Tratamiento con DEA.

No. Corriente:	PA16C	PA17	PA16B	PA16				
Sale	DIV17	FD605	GA616	FD604				
Entra	GA616	DA601	FD604	DA602				
Fase:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID				
Componentes								
LBMOL/HR								
H2	1.94E-02	0.8234	1.94E-02	1.94E-02				
H2S	1.52E-08	6.47E-07	1.52E-08	1.52E-08				
C1	1.06E-12	4.52E-11	1.06E-12	1.06E-12				
C2	4.36E-10	1.85E-08	4.36E-10	4.36E-10				
C3	6.18E-06	2.62E-04	6.18E-06	6.18E-06				
C4-2	4.23E-04	1.79E-02	4.23E-04	4.23E-04				
C4-1	4.61E-03	0.1956	4.61E-03	4.61E-03				
C5-2	4.41E-04	1.87E-02	4.41E-04	4.41E-04				
C5-1	2.11E-04	8.95E-03	2.11E-04	2.11E-04				
C6-2	5.04E-07	2.14E-05	5.04E-07	5.04E-07				
C6-1	1.61E-06	6.84E-05	1.61E-06	1.61E-06				
H2O	491.3124	2.09E+04	491.3124	491.3124				
DEA	20.8368	884.9589	20.8368	20.8368				
FLUJO TOTAL								
LBMOL/HR	512.1743	2.18E+04	512.1743	512.1743				
LB/HR	1.10E+04	4.69E+05	1.10E+04	1.10E+04				
CUFT/HR	190.4128	8087.6721	190.5986	190.6119				
VARIABLES								
TEMP F	110.266	110.41	111.9366	112.0563				
PRES PSI	149.7	80.7	349.7	294.7				
VFRAC	0	0	0	0				
LFRAC	1	1	1	1				
SFRAC	0	0	0	0				
ENTALPIA:								
BTU/LBMOL	-125900	-125900	-125860	-125860				
BTU/LB	-5839.7163	-5839.7224	-5837.7475	-5837.7474				
BTU/HR	-64483000	-2.739E+09	-64461000	-64461000				
ENTROPIA:								
BTU/LBMOL-R	-43.7119	-43.7044	-43.6606	-43.6545				
BTU/LB-R	-2.0275	-2.0271	-2.0251	-2.0248				
DENSIDAD:								
LBMOL/CUFT	2.6898	2.6895	2.6871	2.687				
LB/CUFT	57.9906	57.9857	57.9341	57.93				
PM promedio	21.5593	21.5593	21.5593	21.5593				
H-ToS	-52662318	-2.237E+09	-52654311	-52656060	0	0	0	

Tabla A.3.-Sección de Tratamiento con DEA.

III.- RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL PROCESO MODIFICADO

En este caso solo aparecen las corrientes reportadas en el diagrama de flujo de proceso.

No. Corriente:	P4	P5L	P6	P7	P8	P9	P10
Salv	GA604	GA605	FA606	HETV	GA606	MZ1	EA613
Entra	DA604	DA605	MZ1	DA606	DA605	----	----
Fase:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR	LIQUID
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	5.7088	1.0007	1.0007	6.4544-E12	6.54E-02	2.6103	1.36E-08
C1	37.6998	6.6087	6.6084	4.75E-08	0.9769	10.6008	3.05E-04
C2	356.8838	62.5644	53.2662	3.77E-03	19.445	66.1716	9.2989
C3	859.8804	150.7329	45.0901	8.376	31.8854	59.2705	105.6427
C4-2	36.3525	6.3694	0.7264	103.3655	0.8305	1.0658	5.6427
C4-1	12.5148	2.1935	0.1681	304.4288	0.2279	0.2635	2.0251
C5-2	9.62E-04	1.69E-04	3.29E-06	12.8571	7.35E-06	7.36E-06	1.66E-04
C5-1	6.25E-05	1.10E-05	1.40E-07	4.2386	3.58E-07	1.63E-07	1.08E-05
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	1309.0411	229.47	106.8601	433.27	53.4312	139.9827	122.61
LB/HR	5.21E+04	9133.9529	3750.0914	2.53E+04	2068.091	4856.0357	5383.85
CUFT/HR	1981.215	346.5758	876.9394	3266.4423	86.5732	8590.7606	178.8179
VARIABLES							
TEMP F	109.0828	110.7926	120.6519	153.7485	120.8891	42.5673	100
PRES PSI	450.3	501.3	495.3	121.3	500.3	81.3	261.3
VFRAC	0	0	1	0.134	0	1	0
LFRAC	1	1	0	0.8659	1	0	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA							
BTU/LBMOL	-4.74E+04	-4.74E+04	-40198	-6.07E+04	-4.61E+04	-3.98E+04	-5.10E+04
BTU/LB	-1191.5841	-1190.7016	-1145.4691	-1038.9249	-1191.791	-1147.4902	-1160.9647
BTU/HR	-6.21E+07	-1.09E+07	-4295600	-2.63E+07	-2.46E+06	-5.57E+06	-6.25E+06
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-70.3655	-70.3277	-55.4151	-99.3948	-67.7151	-51.7396	-78.9882
BTU/LB-R	-1.7677	-1.7668	-1.579	-1.7017	-1.7494	-1.4914	-1.7988
DENSIDAD:							
LB MOL/CUFT	0.6607	0.6621	0.1276	0.1326	0.6171	1.6295-02	0.6856
1 P/CUFT	26.3002	26.3548	4.4807	7.7471	23.8883	0.5652	30.108
PM promedio	39.805	39.8045	35.0934	58.406	38.7056	34.6902	43.9103

Tabla A.4.-Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros

No. Corriente:	P12	P13					
Sale	EA611	EA612					
Entra	----	----					
Fase:	LIQUID	LIQUID					
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	6.38E-12	0					
C1	4.67E-08	0					
C2	3.69E-03	6.61E-19					
C3	-8.2561	8.72E-07					
C4-2	89.7071	13.4943					
C4-1	3.833	300.5384					
C5-2	4.55E-14	12.8431					
C5-1	7.06E-18	4.2341					
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	101.8	331.11					
LB/HR	5801.1112	1.95E+04					
CUFT/HR	166.4317	532.0024					
VARIABLES							
TEMP F	100	100					
PRES PSI	121.3	101.3					
VFRAC	0	0					
LFRAC	1	1					
SFRAC	0	0					
ENTALPIA							
BTU/LBMOL	-6.43E+04	-63487					
BTU/LB	-1127.6443	-1078.8394					
BTU/HR	-6.54E+06	-21021000					
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-104.5629	-105.4135					
BTU/LB-R	-1.8349	-1.7913					
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.6116	0.6223					
LB/CUFT	34.8558	36.6257					
PM promedio	56.9853	58.8474					

Tabla A.4.-Sección de recuperación de hidrocarburos ligeros

No. Corriente:	PP15	PP16	PP17	PP19	PP20	PP22	PP23
Sale	GA610	EA628	EA617	EA1	EA620	EA2	EA624
Entra	DA607	----	----	DA608	----	DA609	----
Fase:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Componentes							
C3	0.7482	5.00E-02	7.03E-32	0	0	0	0
C4-2	20.0544	1.34	6.83E-19	0	0	0	0
C4-1	238.1099	15.91	1.38E-13	0	0	0	0
C5-2	2790.0715	186.4266	17.0351	0	0	0	0
C5-1	262.1156	17.5147	246.2815	0	0	0	0
C6-2	5.52E-05	3.66E-06	111.8357	0	0	0	0
C6-1	2.09E-07	1.39E-08	63.1575	0	0	0	0
PC321F	0	0	0	12.9124	1.8293	7.5636	1.1719
PC341F	0	0	0	62.36	8.8347	33.438	5.1809
PC364F	0	0	0	33.0791	4.6864	24.7576	3.8359
PC386F	0	0	0	0.3477	4.93E-02	4.1313	0.6401
PC412F	0	0	0	5.83E-04	8.26E-05	0.4034	6.25E-02
PC437F	0	0	0	1.24E-06	1.75E-07	4.96E-02	7.68E-03
PC462F	0	0	0	1.99E-09	3.82E-10	5.55E-03	8.60E-04
PC488F	0	0	0	3.14E-12	4.44E-13	7.41E-04	1.15E-04
PC502F	0	0	0	1.41E-14	2.00E-15	4.70E-05	7.28E-06
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	3311.1	221.2413	438.31	108.7	15.3998	70.35	10.9001
LB/HR	2.35E+05	1.57E+04	3.41E+04	1.64E+04	2320.8454	1.07E+04	1660.7427
CUFT/HR	6188.4014	399.6785	868.2852	410.713	49.8951	263.8019	35.7102
VARIABLES							
TEMP F	128.9347	100	115	361.539	100	341.7166	100
PRES PSI	42.3	73.3	62.3	20.3	61.3	20.3	61.3
VFRAC	0	0	0	0	0	0	0
LFRAC	1	1	1	1	1	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-7.39E+04	-7.51E+04	-7.79E+04	2551.0806	-1.88E+04	729.4885	-1.89E+04
BTU/LB	-1040.4283	-1056.7571	-1001.8609	16.9275	-124.4258	4.7879	-124.2353
BTU/HR	-2.45E+08	-1.66E+07	-3.41E+07	2.77E+05	-2.89E+05	5.13E+04	-2.06E+05
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-125.0249	-127.064	-136.2692	9.6333	-21.3483	7.9693	-21.0317
BTU/LB-R	-1.7596	-1.7883	-1.7526	6.39E-02	-0.1416	5.23E-02	-0.138
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	0.535	0.5535	0.5048	0.2646	0.3086	0.2666	0.3052
LB/CUFT	38.0157	39.3301	39.2487	39.8859	46.5144	40.6308	46.506
PM promedio	71.0509	71.0509	77.7512	150.7055	150.7055	152.3595	152.3595

Tabla A.5.-Sección de recuperación de hidrocarburos pesados

No. Corriente:	PA4	PA5	PA6	PA7	PA8	PA9	PA10
Safe	FA601	DA601	DA601	----	DA602	DA602	FA602
Entra	DA601	----	MZ3	DA602	FA602	HVC	----
Fase:	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	162.0546	162.8983	1.6306-03	1.5859	0.7422	0.8703	0.7422
H2S	311.20777	8.0158-03	311.1997	4.3306	1.9159-02	4.3114	1.9159-02
C1	138.3799	138.3793	6.2236-04	6.4762	6.0451	0.4311	6.0451
C2	133.5072	133.507	1.6707-04	27.9824	26.9503	1.0321	26.9503
C3	89.1782	89.1782	1.4101-05	55.7251	54.9984	0.7266	54.9984
C4-2	23.5904	23.5945	5.4661-08	60.5896	60.3107	0.279	60.3107
C4-1	30.2776	30.3532	4.4284-06	211.6275	210.6547	0.9752	210.6547
C5-2	25.7658	25.7826	2.0464-07	17.6929	17.6646	2.8788-02	17.6646
C5-1	32.1046	32.113	2.5609-06	7.7191	7.7068	1.2567-02	7.7068
C6-2	2.4066	2.4066	3.0464-09	4.3976-02	4.3951-02	2.5275-05	4.3951-02
C6-1	3.966	3.9661	1.3884-07	0.1362	0.1361	7.8334-05	0.1361
H2O	12.8609	8.4828	1.6144+04	0	0.3628	507.8351	0.3628
DEA	0	1.3524-05	692.1921	0	1.9586-02	21.7762	1.9586-02
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	965.3	650.6702	1.7147+04	393.91	385.6548	538.2789	385.6548
LB/HR	2.9187+04	1.8511+04	3.7421+05	2.1225+04	2.0939+04	1.1733+04	2.0939+04
CUFT/HR	6.5818+04	4.7841+04	6.487.8021	645.8405	638.2861	205.8759	638.2861
VARIABLES							
TEMP F	100	102.0582	118.2394	110	112	122	112
PRES PSI	84.7	79.7	83.7	334.7	289.7	319.7	289.7
VFRAC	1	1	0	0	0	0	0
LFRAC	0	0	1	1	1	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	1.4716	-3.2645+04	-1.2381+05	-5.9155+04	-5.9793+04	-1.2414+05	-5.9793+04
BTU/LB	-836.1999	-1147.5117	-5673.1925	-1097.8553	-1101.261	-5695.2033	-1101.261
BTU/HR	4.5594	-2.1241+07	-2.1230+09	-2.3302+07	-2.3059+07	-6.6821+07	-2.3059+07
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-23.0552	-39.205	-42.1148	-93.6881	-94.9787	-43.0058	-94.9787
BTU/LB-R	-0.7625	-1.3781	-1.9297	-1.7387	-1.7493	-1.973	-1.7493
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	1.4666-02	1.3601-02	2.6429	0.6099	0.6042	2.6145	0.6042
LB/CUFT	0.4434	0.3869	57.6794	32.8638	32.8051	56.9895	32.8051
PM promedio	30.2362	28.4486	21.8236	53.8824	54.2948	21.7968	54.2948

Tabla A.6.-Sección de Tratamiento con DEA.

No. Corriente:	PA11	PA12	PA13	PA14	PA15C	PA16	PA17
Salv	MZ3	DA603	FA604	GA602	MZ4	FD604	FD605
Entra	FD601	FA604	----	DA603	EA601	DA602	DA601
Fase:	LIQUID	VAPOR	VAPOR	LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID
Componentes							
LBMOL/HR							
H2	0.8719	5.63E-19	0	0	0.8719	2.66E-02	0.8452
H2S	315.5112	317.0419	315.5112	1.5307	7.35E-08	2.24E-09	7.12E-08
C1	0.4317	0.4317	0.4317	4.30E-06	5.29E-12	1.61E-13	5.12E-12
C2	1.0323	1.0323	1.0323	1.42E-05	2.21E-09	6.74E-11	2.14E-09
C3	0.7267	0.7266	0.7266	1.62E-06	3.57E-05	1.09E-06	3.46E-05
C4-2	0.279	0.2747	0.2747	3.4369-08	4.23E-03	1.29E-04	4.10E-03
C4-1	0.9752	0.8971	0.8971	2.90E-07	7.80E-02	2.38E-03	7.57E-02
C5-2	2.88E-02	1.14E-02	1.14E-02	2.62E-10	1.74E-02	5.32E-04	1.69E-02
C5-1	1.26E-02	3.92E-03	3.92E-03	9.74E-11	8.66E-03	2.64E-04	8.39E-03
C6-2	2.55E-05	3.31E-06	3.31E-06	0	2.21E-05	6.74E-07	2.14E-05
C6-1	7.88E-05	7.43E-06	7.43E-06	0	7.12E-05	2.17E-06	6.90E-05
H2O	1.67E+04	1148.092	22.3978	1125.6111	1.66E+04	508.198	1.61E+04
DEA	713.971	3.79E-08	3.70E-08	8.87E-10	713.988	21.7958	692.1921
FLUJO TOTAL							
LBMOL/HR	1.77E+04	1468.5119	341.2569	1127.1419	1.74E+04	530.0238	1.68E+04
LB/HR	3.86E+05	3.16E+04	1.13E+04	2.03E+04	3.75E+05	1.14E+04	3.64E+05
CUFT/HR	6685.8117	4.07E+05	8.53E+04	390.6722	2.08E+04	197.6751	6271.8755
VARIABLES							
TEMP F	116.3978	230.5491	122.0954	122.1055	253.6645	112.0335	110.4235
PRES PSI	76.7	26.7	24.7	26.7	30.7	294.7	80.7
VFRAC	0	1	1	0	3.21E-03	0	0
LFRAC	1	0	0	1	0.9967	1	1
SFRAC	0	0	0	0	0	0	0
ENTALPIA:							
BTU/LBMOL	-123820	-8.21E+04	-1.49E+04	-1.23E+05	-1.23E+05	-1.26E+05	-1.26E+05
BTU/LB	-5673.8589	-3810.2061	-451.6735	-6800.9086	-5689.9809	-5829.2793	-5831.2196
BTU/HR	-2.19E+09	-1.21E+08	-5.10E+06	-1.38E+08	-2.13E+09	-6.67E+07	-2.12E+09
ENTROPIA:							
BTU/LBMOL-R	-42.7134	-4.2503	8.4788	-38.3734	-39.0621	-43.7185	-43.7671
BTU/LB-R	-1.9572	-0.1973	0.2561	-2.1275	-1.8086	-2.0242	-2.0265
DENSIDAD:							
LBMOL/CUFT	2.6452	3.6047-03	4.0024-03	2.8851	0.8353	2.6812	2.6838
LB/CUFT	57.726	7.7633-02	0.1324	52.0386	18.0404	57.9084	57.9629
PM promedio	21.8228	21.5367	33.0963	18.0368	21.5972	21.5972	21.5972

Tabla A.6.-Sección de Tratamiento con DEA.